

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL
MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS

DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO EM BATELADAS
SEQÜENCIAIS NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO
PROVENIENTE DA DEGRADAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS
URBANOS

LUCIANO DE ANDRADE GOMES

ORIENTADORA: Dr^a. ARIUSKA KARLA BARBOSA AMORIM

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

BRASÍLIA/DF

Junho/2008

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL
MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS**

**DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO EM BATELADAS
SEQÜENCIAIS NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO
PROVENIENTE DA DEGRADAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS
URBANOS**

LUCIANO DE ANDRADE GOMES

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA
CIVIL E AMBIENTAL DA FACULDADE DE TECNOLOGIA DA
UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISITOS
NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM
TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS.**

APROVADA POR:

**Prof.^ª ARIUSKA KARLA BARBOSA AMORIM, DSc (ENC- UnB)
(Orientadora)**

**Prof. RICARDO SILVEIRA BERNARDES PhD (ENC- UnB)
(Examinador Interno)**

**Prof. Titular EUGENIO FORESTI
(Escola de Engenharia de São Carlos - USP)
(Examinador Externo)**

BRASÍLIA/DF 27 de junho, 2008

FICHA CATALOGRÁFICA

GOMES, LUCIANO DE ANDRADE

Desempenho de um reator anaeróbio em bateladas seqüenciais no tratamento de lixiviado proveniente da degradação de resíduos sólidos urbanos [Distrito Federal]. 2008.

xix, 104p. 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2008).

Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia
Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

- | | |
|----------------------------------|------------------------------------|
| 1. Tratamento anaeróbio | 2. Lixiviado de aterros sanitários |
| 3. Reator em Batelada Seqüencial | 4. Lodo granular. |

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

GOMES, L. A. (2008). Desempenho de um Reator Anaeróbio em Bateladas Seqüenciais no tratamento de lixiviado proveniente da degradação de Resíduos Sólidos Urbanos. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, publicação PTARH. DM – 113. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 104p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Luciano de Andrade Gomes

Título: Desempenho de um Reator Anaeróbio em Bateladas Seqüenciais no tratamento de lixiviado proveniente da degradação de Resíduos Sólidos Urbanos

Grau: Mestre

Ano: 2008

É concedida a Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta publicação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva os direitos de publicação e nenhuma parte desta dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Luciano de Andrade Gomes

Rua Antônio Ferreira de Sousa, 148 – Brejo Seco

63031-700 – Juazeiro do Norte, CE – Brasil

Endereço eletrônico: gomesmsc@gmail.com

Esta dissertação é dedicada a minha família por todo apoio, carinho e encorajamento demonstrado ao longo destes anos, como também por perdoarem a minha ausência ao longo da realização deste curso

Com todo meu amor, dedico.

AGRADECIMENTOS

A Deus pelo amor, pela vida e pela percepção de minhas potencialidades e fragilidades, agradeço o privilégio da realização deste trabalho;

A papai (Assis) e a mamãe (Lúcia) por me apoiarem e estarem sempre ao meu lado quando decido ir atrás dos meus sonhos para buscar dias melhores;

Aos meus irmãos, Leuciane, Lucilânia, Lindemberg, Rafael e Denise por minha ausência e por acreditarem e contarem comigo;

Aos meus sobrinhos Lucas e Luana, por me perdoarem pela ausência em seus primeiros anos de vida, onde não estive presente por conta da vinda à Brasília para cursar o mestrado;

A minha orientadora professora Ariuska pela oportunidade e por acreditar em mim;

Ao meu grande amigo irmão Germário pelo incentivo e amizade verdadeira;

Aos amigos do FATEC Cariri, especialmente Roselene, Gorethe, Germário, Camilo, Claire Anne, Aurilene, Jean, Raimundo, Willma, Dial, Mayre Anne, Ermeson, Rosângela, Diana Jovino, Raimunda, Jonas, Isabel, Josislane, Dyalla, Rui, Michele, e todos que desejam o meu sucesso;

Aos professores do Programa (PTARH) pelas experiências que foram valiosas para minha vida profissional;

Ao meu amigo irmão Onofre Rodrigues de Miranda, pela convivência, aprendizado, oportunidade e confiança;

Ao querido Evanildo Ferreira pela amizade e por mostrar por meio de suas vivências que a vida é um aprendizado;

Aos meus queridos amigos de Brasília: Andresa, Lorena, Wendy, Carolina, Jolival, Beatriz, Georginis, Santina, Carlos, Luiz, Marcelo, Eneida, Ronaldo, Alcione, Nilce, Raquel, Ranan, Neusa, Jennifer, Jansler, Adalias;

A amiga Eneida Campos Felipe, pela personalidade forte e pela oportunidade de conhecê-la melhor na convivência no laboratório durante a condução de nossa pesquisa;

A Mercia Regina Domingues pela colaboração na realização desta pesquisa, especialmente pela realização da etapa de microscopia;

A Yovanka Peres Ginoris, pela colaboração na etapa de tratamento das imagens e estudos de morfologia do lodo granular;

Ao amigo Ivo Donizete pelo apoio em Brasília. Você é uma pessoa de coração muito bom e bonito;

Ao pessoal do Laboratório: Roseli, Yovanka, Junior, Marcilene, “Lilica”, “Boy”, Juliana, Carol, Paula e Júnior;

Ao Instituto CENTEC, pela oportunidade de qualificação;

A CAPES pela concessão da bolsa de estudos;

A UnB pela oportunidade de cursar o mestrado;

A todos aqueles que em Brasília, cruzaram os meus caminhos e deixaram um pouco de si, e levaram um pouco de mim...

Obrigado a todos!

RESUMO

Desempenho de um Reator Anaeróbio em Bateladas Seqüenciais no tratamento de lixiviado proveniente da degradação de Resíduos Sólidos Urbanos.

Autor: Luciano de Andrade Gomes

Orientador(a): Ariuska Karla Barbosa Amorim

Programa de Pós-graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Brasília, DF. Junho, 2008.

Esta pesquisa foi realizada em um Reator Anaeróbio operando em Bateladas Seqüenciais (RBS_{AN}) cujo volume reacional foi 20 L e inoculado com lodo granular proveniente de um reator UASB tratando despejos de cervejaria. O RBS_{AN} foi operado sob duas etapas distintas (com e sem agitação mecânica). A agitação mecânica foi promovida por meio de impelidor do tipo turbina confeccionado em aço inox e constituído por seis lâminas. A Carga Orgânica Volumétrica (COV) na primeira etapa foi de 1,14 kg/m³.d⁻¹ e na segunda de 1,1 kg/m³.d⁻¹. Na primeira etapa o sistema foi operado com ciclos reacionais de 24h e na segunda 48h, em função da retirada da agitação mecânica. Na primeira etapa o RBS_{AN} apresentou eficiência de remoção de em termos de DQO de 68 ± 15% para as amostras não filtradas e 76 ± 11% para as amostras filtradas. Já na segunda etapa, com o desligamento do sistema de agitação o RBS_{AN} apresentou menores valores de eficiência sendo que 33 ± 8,4% foram obtidos para as amostras brutas e 40,2 ± 7,3% para as amostras filtradas. Provavelmente, devido ao baixo contato alimento/microrganismo influenciado pelo desligamento do sistema de agitação, foi detectado uma baixa razão de produção de metano (0,4 L.CH₄/g.DQO) comparado com os valores obtidos na primeira etapa (2,2 L.CH₄/g.DQO). Possivelmente a produção de metano na segunda etapa não foi suficiente para garantir a homogeneização do meio e o melhor contato alimento/microrganismo, demonstrado por meio das baixas eficiências de remoção de DQO. Os resultados obtidos nos exames microscópicos revelaram que não houve diferença significativa nos tipos morfológicos encontrados no inóculo e no licor misto nas duas etapas de operação.

Palavras chaves: tratamento anaeróbio, lixiviado, Reator Anaeróbio operando em Bateladas Seqüenciais, lodo granular.

ABSTRACT

Performance of an Anaerobic Sequencing Batch Reactor treating leachate from the degradation of urban solid waste

Author: Luciano de Andrade Gomes

Advisor: Ariuska Karla Barbosa Amorim

Postgraduate Program in Environmental Technology and Water Resources, UnB – University of Brasilia, DF, Brazil. June 2008.

This research was conducted in an Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR) with a reaction capacity of 20 L, which was inoculated with granular sludge from a UASB reactor treating brewery wastewater. The ASBR was operated in two distinct stages, with and without mechanical shaking. Mechanical shaking was produced by a stainless steel turbine-type six-bladed propeller. The Volumetric Organic Load (VOL) was $1.14 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ in the first stage and $1.1 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ in the second. The system operated with reaction cycles of 24 hours in the first stage and 48 hours in the second, depending on the use of mechanical shaking. In the first stage, the ASBR showed a COD removal efficiency of $68 \pm 15\%$ for unfiltered samples and of $76 \pm 11\%$ for filtered samples. In the second stage, without mechanical shaking, the ASBR's COD removal efficiency declined to $33 \pm 8.4\%$ for raw samples and $40.2 \pm 7.3\%$ for filtered samples. Probably because of the weak contact between food and microorganisms caused by turning off the shaker system, the methane production rate was low ($0.4 \text{ L.CH}_4/\text{g.COD}$) compared with the values attained in the first stage ($2.2 \text{ L.CH}_4/\text{g.COD}$). Methane production in the second stage may have been insufficient to ensure homogenization of the medium and optimal food/microorganism contact, as evidenced by the low COD removal efficiency. The microscopic analyses revealed no significant differences in the morphological types found in the inoculum and in the mixed liquor in two stages of operation.

Keywords: Anaerobic treatment, leachate, Anaerobic Sequencing Batch Reactor, granular sludge.

SUMÁRIO

1 - INTRODUÇÃO	1
2 - OBJETIVOS.....	3
2.1 - OBJETIVO GERAL	3
2.2 - OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	3
3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1 - GERAÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO LIXIVIADO EM ATERROS SANITÁRIOS	4
3.2 - ALTERNATIVAS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADOS.....	8
3.3 - TRATAMENTO ANAERÓBIO DE LIXIVIADOS.....	12
3.3.1 - Processo de digestão anaeróbia	12
3.3.2 - Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento do lixiviado	15
3.3.3 - Reatores em Bateladas Seqüenciais (RBS)	21
3.4 - CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	31
4 - MATERIAIS E MÉTODOS.....	33
4.1.1 - Sistema de agitação e controle de temperatura do RBS _{AN}	35
4.2 - INÓCULO UTILIZADO NA PARTIDA DO SISTEMA.....	37
4.3 - CARACTERIZAÇÃO MORFOLÓGICA DO LODO GRANULAR.....	37
4.4 - LIXIVIADO UTILIZADO NA PESQUISA	39
4.5 - ETAPAS DA PESQUISA.....	40
4.6 - ESTRATÉGIA DE PARTIDA E OPERAÇÃO DO RBS _{AN}	41
4.7 - OPERAÇÃO DO RBS _{AN}	41
4.8 - REALIZAÇÃO DOS PERFIS	42
4.9 - PRODUÇÃO DE METANO (CH ₄).....	43
4.10 - EXAMES MICROSCÓPICOS DA BIOMASSA ANAERÓBIA.....	44
4.10.1 - EXAMES MICROSCÓPICOS	44
4.11 - CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA	45

4.12 - EFICIÊNCIA DE CONVERSÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA	45
4.13 - TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS RESULTADOS.....	45
5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO	46
5.1 - PRIMEIRA ETAPA.....	46
5.2 - REALIZAÇÃO DOS PERFIS TEMPORAIS DAS VARIÁVEIS DE MONITORAMENTO DO SISTEMA	55
5.2.1 - Perfis da produção de metano	55
5.2.2 - Perfil de decaimento da DQO	57
5.2.3 - Perfis de alcalinidade, AGVs e pH	57
5.2.4 - Sólidos Totais (ST), Sólidos Voláteis Totais (SVT), Sólidos Suspensos Totais (SST) E Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	59
5.3 - SEGUNDA ETAPA.....	60
5.3.1 - Caracterização e monitoramento microbiológico.....	68
6 - CONCLUSÕES	75
6.1.1 - Propostas para futuras pesquisas	76
Apêndice A - Valores das variáveis físico-químicas durante a primeira etapa de Operação.....	85
Apêndice B - Valores das variáveis físico-químicas durante a segunda etapa de Operação	86

LISTA DE TABELAS

Tabela 3-1: Sumário da caracterização do lixiviado (USEPA, 1995).....	7
Tabela3-2: Características de lixiviados brutos gerados em aterros sanitários em diferentes regiões brasileiras.	7
Tabela 3-3: Processo biológico, mecanismos e tipos de tratamento aplicados ao lixiviado de aterros sanitários com suas respectivas vantagens e desvantagens (Metcalf & Eddy, 1991; Qasim e Chiang 1994; Lettinga, 1995; Marañón <i>et al.</i> 2006; Jordão e Pessoa, 2005; Chernicharo, 2007; Bohdziewicz <i>et al.</i> 2008; Renou <i>et al.</i> 2008).....	10
Tabela 3-4: Sistemas biológicos aplicados ao tratamento de lixiviados, condições operacionais e eficiências encontradas.	11
Tabela 3-5: Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento de lixiviado de aterros sanitários	15
Tabela 3-6: Dados experimentais sobre a operação de RBS tratando águas residuárias variadas (Borges, 2003) adaptado.	24
Tabela 4-1. Características construtivas do RBS _{AN}	34
Tabela 4-2. Características operacionais do RBS _{AN}	35
Tabela 4-3. Relações geométricas relativas aos dados da Figura 4-4.	36
Tabela 4-4. Caracterização do lodo de inóculo, utilizado na partida do RBS _{AN}	37
Tabela 4-5. Caracterização morfológica do Lodo granular utilizado na pesquisa	38
Tabela 4-6. Análise gravimétrica dos resíduos utilizados no preenchimento da célula experimental (Tapahuasco, (2007)	40
Tabela 4-7. Composição físico-química do lixiviado utilizado na partida e operação do RBS _{AN}	40
Tabela 4-8. Variáveis de monitoramento do RBS _{AN} e métodos analíticos utilizados.....	43
Tabela 5-1. Estatística descritiva da operação do RBS _{AN} na primeira condição.....	46
Tabela 5-2. Características dos parâmetros Alcalinidade, AGVs e pH afluente e efluentes referentes a realização do perfil.....	58
Tabela 5-3. Estatística descritiva da concentração de ST, SVT, SST e SSV no licor misto durante a operação do RBS _{AN}	59
Tabela 5-4. Resultados do monitoramento para definição do ciclo de operação do RBS _{AN} sem agitação mecânica ($n = 1$).	61
Tabela 5-5. Resultados da estatística descritiva da operação do RBS _{AN} na segunda etapa de operação.	62

Tabela 5-6. Ocorrência das morfologias observadas no lodo granular utilizado como inóculo e no licor misto durante a operação do RBS _{AN}	68
--	----

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1: Fluxograma de processos de tratamento de lixiviado e alternativas de lançamento (McBean <i>et al.</i> 1995 <i>apud</i> Hamada e Matsunaga 2000), modificado....	12
Figura 3-2: Principais etapas no processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica e produção de metano (Harper e Pohland, 1986).	13
Figura 3-3: Princípios de operação de um SBR com recirculação de biogás.....	23
Figura 4-1. Quadro demonstrativo de execução da pesquisa	33
Figura 4-2. Esquema do RBS _{AN} utilizado na pesquisa.....	34
Figura 4-3. Impelidor mecânico utilizado para homogeneização do RBS _{AN}	35
Figura 4-4. Esquema de um tanque agitado por turbina de pás com indicações importantes na transmissão de potência ao líquido (Schmidell, 2001).	36
Figura 4-5. Câmara climatizada composta de sensor controlador (1), ventilador e resistência elétrica (2) para manutenção da temperatura de operação do RBS _{AN}	36
Figura 4-6. Histograma de distribuição de frequência do Deq (μm) do lodo granular utilizado na partida do RBS _{AN}	38
Figura 4-8. Lisímetro experimental.....	39
Figura 4-9. Seqüência de períodos de operação do sistema (Etapas I e II).	42
Figura 4-10. Sistema de aquisição de imagens para realização de microscopia das morfologias presentes no onóculo e licor misto do RBS _{AN}	44
Figura 5-1. DQO para as amostras afluentes e efluentes, brutas e filtradas ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	47
Figura 5-2. Eficiência (%) em termos de DQO ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	48
Figura 5-3. Variação da COV afluente em termos de DQO ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	49
Figura 5-4. Razão DQO/N ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.....	49
Figura 5-5. Relação A/M durante a primeira etapa de operação. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.....	50

Figura 5-6. Alcalinidade nas amostras afluente e efluente ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	51
Figura 5-7. AGVs, afluente e efluente ao logo da primeira etapa do monitoramento do RBS _{AN} . Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	52
Figura 5-8. Variação da relação AI/AP para as amostras afluentes e efluentes ao logo da primeira etapa do monitoramento do RBS _{AN} . Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	53
Figura 5-9. Comportamento pH ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	53
Figura 5-10. Razão de produção de metano ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização. .	55
Figura 5-11. Perfil da produção de metano durante a operação do RBS _{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	56
Figura 5-12. Perfil da produção de metano representado em intervalos de tempo de 30 em 30 minutos na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	56
Figura 5-13. Perfil do decaimento da DQO durante a operação do RBS _{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	57
Figura 5-14. Comportamento da Alcalinidade durante a operação do RBS _{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	58
Figura 5-15. Decaimento dos ácidos graxos voláteis (AGVs) durante a operação do RBS _{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	58
Figura 5-16. Comportamento do pH durante a operação do RBS _{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.....	59
Figura 5-17. Sólidos Totais (ST), Sólidos Voláteis Totais (SVT), Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV). Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.....	60

Figura 5-18. DQO para as mostras brutas e filtradas ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	63
Figura 5-19. Eficiência (%) para as amostras brutas e filtradas ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	63
Figura 5-20. COV afluyente aplicada em termos de DQO no RBS _{AN} ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	64
Figura 5-21. Razão DQO/N ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	65
Figura 5-22. Alcalinidade nas amostras afluyente e efluyente ao logo da segunda etapa do monitoramento do RBS _{AN} . Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	65
Figura 5-23. Variação da relação AI/AP para as amostras afluyente e efluyente ao logo da segunda etapa do monitoramento do RBS _{AN} . Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	66
Figura 5-24. AGVs, afluyente e efluyente ao logo da segunda etapa de monitoramento do RBS _{AN} . Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.	66
Figura 5-25. Produção de metano ao logo da segunda etapa do monitoramento do RBS _{AN} . Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização. .	67
Figura 5-26. Comportamento pH no RBS _{AN} ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização. .	67
Figura 5-27. Tipos morfológicos presentes no lodo granular utilizado na inoculação do reator anaeróbico em batelada. Microscopia óptica de fluorescência e de contraste de fase (aumento de 100x): (a) bacilos arredondados, (b) bacilo curvo, (c) bacilos delgados longos, (d) bacilos delgados pequenos (e) pequenos cocos fluorescentes e (f) filamentos longos de microrganismos semelhantes à <i>Methanosaeta</i> sp. As setas e o círculo indicam as morfologias destacadas em cada item.	69
Figura 5-28. Tipos morfológicos presentes no licor misto durante a operação do reator RBS _{AN} , com agitação mecânica (Etapa 1). Microscopia óptica de contraste de fase (aumento de 100x): (a) aglomerados de bacilos arredondados (destacados pelos	

retângulos), **(b)** bacilos com grânulos intracelulares, **(c)** e **(d)** filamentos longos isolados e filamentos agregados em feixes de microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* sp. (indicados pelas setas) e bacilos com grânulos intracelulares (destacados pelos círculos). 70

Figura 5-29. Tipos morfológicos presentes no licor misto durante a operação do RBS_{AN}, sem agitação mecânica (Etapa 2). Microscopia óptica de contraste de fase (aumento de 100x): **(a)** e **(b)** bacilos curvos (destacados pelo círculo), espirilos (indicados pelas setas), bacilos delgados longos e bacilos delgados curtos (sem destaque). 71

LISTA DE SÍMBOLOS E SIGLAS

\bar{x}	Média
°C	Grau Centígrado
μ	Micro
A/M	Relação Alimento/Microrganismo
AGV	Ácidos Graxos Voláteis
AI/AP	Relação entre a alcalinidade intermediária e parcial
AOX	Compostos Halogenados
CaCO ₃	Carbonato de Cálcio
CH ₄	Metano
cm	Centímetro
cm ³	Centímetro cúbico
CO ₂	Gás carbônico
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COT	Carbono Orgânico Total
COV	Carga Orgânica Volumétrica
d ⁻¹	Dia
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
Deq	Diâmetro equivalente
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO/N	Razão Demanda Bioquímica de Oxigênio/nitrogênio
DQO:N	Relação Demanda Química de Oxigênio/Nitrogênio
ED	Esgoto doméstico
g	Gramas
H ₂	Gás hidrogênio
kg	Kilograma
L	Litro
L/D	Relação Altura/Diâmetro
m	Metro cúbico
mg	Miligrama
n	Número de amostras utilizadas na estatística descritiva
NTK	Nitrogênio total <i>Kjeldhal</i>
OD	Oxigênio Dissolvido
Q	Vazão
RBS _{AN}	Reator Sequencial em Bateladas Anaeróbio
rpn	Rotações por minuto
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
SBR	Reator Sequencial em Batelada
SS	Sólidos Suspensos
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
STV	Sólidos Totais Voláteis

T_c	Tempo de ciclo
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor</i>
UnB	Universidade de Brasília
USEPA	<i>United States Environmental Protection Agency</i>
V	Volume
Volume reacional	Volume útil
v/v	Volume por volume
V_B	Volume de lodo
V_G	Volume de gás
V_T	Volume total
V_U	Volume útil
δ	Desvio padrão

1 - INTRODUÇÃO

Ultimamente, com o constante crescimento da população urbana e a necessidade da expansão da industrialização atrelada às mudanças nos padrões de vida da sociedade, tem-se verificado um aumento na geração de resíduos sólidos, principalmente nas regiões metropolitanas das grandes cidades.

A técnica de disposição dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) em sistemas de aterros sanitários é considerada ambientalmente correta, sanitariamente segura e econômica. Sendo também uma das formas de tratamento/disposição mais difundida em várias partes do mundo. Porque se bem executado e operado, o aterro sanitário pode ser uma solução para os países em desenvolvimento, como é o caso do Brasil (Bidone *et al.* 1997).

Durante o processo de degradação dos RSU, ocorre a produção do lixiviado, líquido de cor negra e mal cheiroso. De modo geral, o lixiviado é caracterizado por apresentar elevada concentração de matéria orgânica, medida indiretamente por meio da Demanda Química e Bioquímica de Oxigênio (DQO e DBO), compostos xenobióticos, macronutrientes e metais potencialmente tóxicos (Morais *et al.* 2006; Kulikowska e Klimiuk, 2007; Bohdziewicz *et al.* 2008 e Renou *et al.* 2008).

Desta forma, no que se refere a biodegradabilidade, Hamada e Matsunaga (2000) explicam que o lixiviado perde essa característica à medida em que a idade do aterro aumenta, de modo que quando o lixiviado apresenta características de DQO diferentes de 1.500 e 3.000 mg/L e relações DBO/DQO menores que 0,4, presume-se que há um decréscimo significativo na fração orgânica biodegradável. E neste caso, devido à baixa relação DBO/DQO, tanto o tratamento aeróbio, como o anaeróbio podem apresentar problemas operacionais.

No Brasil, as práticas do tratamento biológico do lixiviado mais comuns estão baseadas no mecanismo aeróbio e/ou anaeróbio, isto em função dos custos, uma vez que o tratamento químico pode se tornar oneroso e gerar lodo de difícil disposição. Renou *et al.* (2008) explicam que, devido a presença da elevada concentração de matéria orgânica contida no lixiviado, o processo de tratamento biológico torna-se suficiente na remoção da carga orgânica presente no lixiviado.

Dentro deste contexto, Vela (2006) explica que o tratamento anaeróbio das águas residuárias tem sido estudado, principalmente como alternativa de tratamento de baixo consumo de energia e custo operacional, em substituição aos processos de lodos ativados, ou ainda para diminuir áreas destinadas ao tratamento por sistema de lagoas de estabilização. Outra vantagem do processo é que as características como a viabilidade de adaptação da biomassa e a elevada carga orgânica, bem como a produção de metano tem tornado o processo anaeróbio como sendo um dos sistemas ideais para o (pré)-tratamento de águas residuárias, como é o caso do lixiviado de aterros sanitários.

Dentre os sistemas biológicos utilizados no tratamento de águas residuárias, diversas pesquisas têm se dedicado ao estudo dos reatores em batelada seqüenciais (RBS). Os resultados apontam que o referido sistema pode ser aplicado ao tratamento de efluentes com elevadas concentrações de cargas orgânicas, possui facilidades operacionais, e apresenta baixos custos de manutenção, dentre outros aspectos (USEPA, 1995; Im, 1999; Zaiat, 2001 e Neczaj *et al.* 2005).

Neste contexto, o presente estudo objetiva investigar a eficiência de remoção de carga orgânica de lixiviado em reator anaeróbio operando em bateladas seqüenciais (RBS_{AN}) com e sem agitação mecânica como forma de tratamento de lixiviados produzidos a partir da degradação da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos.

2 - OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

O trabalho proposto tem como objetivo principal avaliar a remoção de carga orgânica de lixiviado produzido a partir da degradação de resíduos sólidos urbanos por meio de Reator Anaeróbio operando em Bateladas Seqüenciais (RBS_{AN}) com e sem agitação mecânica.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- (I) Avaliar o desempenho do reator levando-se em consideração a remoção de matéria orgânica com o sistema operando com e sem a agitação mecânica;
- (II) Avaliar o tempo de ciclo em função da produção de metano e verificar a influência da retirada da agitação mecânica;
- (III) Identificar por meio de microscopia óptica de luz comum e fluorescência as morfologias presentes no inóculo e no licor misto durante as etapas de operação.

3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo, será apresentada uma revisão bibliográfica acerca da produção de lixiviado, suas características, bem como as alternativas de tratamento enfocando o tratamento biológico por meio da digestão anaeróbia. Serão abordados, também, os aspectos operacionais do Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) como a influência da agitação, estratégias de alimentação, tempo de detenção hidráulica, mecanismos biológicos predominantes no tratamento, explorando, também, vários estudos disponíveis na literatura sobre o assunto.

3.1 - GERAÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO LIXIVIADO EM ATERROS SANITÁRIOS

Na maioria dos países, o aterro sanitário é hoje a forma mais comum para o destino dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU). Apesar deste tipo de disposição apresentar diversas vantagens como o baixo custo de implantação, a possibilidade de recuperação de áreas degradadas e flexibilidade de operação; a geração do lixiviado, líquido altamente poluidor se constitui um dos principais problemas para o meio ambiente, o que vem despertando, ultimamente, grande interesse pelas instituições de pesquisas no sentido de buscar estratégias mais eficientes e de baixo custo visando o controle da poluição ambiental e a proteção do meio ambiente (Ding 2001 e Renou *et al.* 2008).

Os lixiviados de aterro sanitário são considerados águas residuárias complexas por apresentarem elevadas concentrações de matéria orgânica medida indiretamente por meio da Demanda Química de Oxigênio (DQO), compostos halogenados, sais inorgânicos, nitrogênio na forma amoniacal, cor e odor característicos (Berrueta *et al.* 1996; Heyer e Stegmann, 1998; Kulikowska e Klimiuk, 2007; Bohdziewicz *et al.* 2008 e Renou *et al.* 2008).

De acordo com os estudos realizados por Neczaj *et al.* (2005), a composição do lixiviado baseia-se em compostos orgânicos e inorgânicos que são formados a partir de processos químicos e biológicos e que, durante a operação do aterro, apresentam variações na sua quantidade e qualidade.

Desta forma, as sazonalidades das chuvas, as técnicas construtivas do aterro sanitário, os métodos de compactação, composição dos resíduos e a idade do aterro são fatores que influenciam tanto quantitativamente como qualitativamente nas características e geração do lixiviado (Kang *et al.* 2005 e Marañón *et al.* 2006).

Quanto à estabilização da fração orgânica dos resíduos sólidos contidos no aterro e a conseqüente geração do lixiviado, Heyer e Stegmann (1998), Pohland e Kim (1999), explicam que esse fenômeno é regido por meio dos mecanismos aeróbio e anaeróbio.

A primeira fase, considerada aeróbia, ocorre de maneira rápida, por meio das trocas de oxigênio com a camada superior dos resíduos no aterro. Nesta etapa, conforme já explicado, a ação da chuva é importante, pois influencia quantitativamente e qualitativamente na geração do lixiviado. A presença de água nas células favorece o contato efetivo entre os microrganismos e a massa de resíduos, fazendo com que as proteínas sejam degradadas em aminoácidos, os carboidratos convertidos em dióxido de carbono e água, e as gorduras convertidas em ácidos graxos e açúcares; subprodutos típicos dos processos aeróbios.

Neste contexto, a presença de água é importante para o primeiro passo da degradação, porque promove a diluição dos agentes inibidores e facilita a distribuição dos microrganismos e nutrientes na massa dos resíduos (Silva *et al.* 2002).

Na seqüência, surge a fase anaeróbia que se caracteriza por se apresentar sob três etapas distintas: a primeira, considerada ácida ou fermentativa a qual ocasiona o decaimento dos valores de pH e as elevadas concentrações de ácidos voláteis, bem como a presença de íons inorgânicos como os cloretos, sulfatos, cálcio, magnésio sódio, dentre outros compostos. Nesta etapa, há a predominância mista de microrganismos (anaeróbios estritos e facultativos) e o lixiviado se caracteriza por apresentar elevados valores e DBO geralmente maiores que 10000 mg/L, elevada relação DBO/DQO comumente maior que 0,7 e pH ligeiramente ácido, normalmente entre 5 e 6 (Qasim e Chiang 1994; Heyer e Stegmann 1998; Pohland e Kim 1999; Kulikowska e Klimiuk, 2007).

A etapa intermediária (segunda etapa) se caracteriza por apresentar um lento crescimento das arqueias metanogênicas. A concentração de metano no biogás tende a aumentar,

enquanto que a de hidrogênio, dióxido de carbono e ácidos graxos voláteis tendem a diminuir. Além disso, a concentração de sulfato diminui devido à redução biológica. A transformação dos ácidos graxos provoca o aumento do pH e alcalinidade com a conseqüente diminuição na solubilidade do cálcio, ferro, manganês e metais pesados.

Na última etapa do processo de geração do lixiviado, ou seja, a terceira etapa, ocorre a plena fermentação metanogênica a qual é influenciada pelos valores de pH que variam entre 6 a 8. Nesta etapa, a composição do lixiviado se caracteriza por apresentar valores de pH em torno da neutralidade, baixa concentração de ácidos voláteis e sólidos totais dissolvidos. Assim, geralmente, 50% do biogás produzido é composto por metano (CH₄).

Nessa etapa, a maioria dos componentes orgânicos contidos nas células do aterro já foram estabilizados, embora o processo possa continuar por vários anos devido à presença dos materiais recalcitrantes. A elevada recalcitrância do lixiviado ao final dessa etapa confere ao lixiviado uma baixa taxa de biodegradabilidade, a qual é representada por meio dos elevados valores de relação DQO/DBO.

Desta forma, a relação DQO/DBO tende a crescer com o aumento da idade do aterro, em virtude da decorrente redução da fração orgânica que rapidamente é degradada nas células, expressando a dificuldade para a aplicabilidade dos processos biológicos no tratamento do lixiviado. Efluentes com relação DQO/DBO₅ superiores a 3 podem indicar uma baixa taxa de biodegradabilidade (Heyer e Stegmann 1998).

Deste modo, Berrueta *et al.* (1996), estudando por meio de um reator UASB a biodegradabilidade do lixiviado de um aterro sanitário considerado velho (com 12 anos de operação) obtiveram apenas 40 – 50% de biodegradabilidade. Santos *et al.* (2003), também estudando a biodegradabilidade por meio de um reator UASB em escala experimental por 115 dias encontraram de 45 – 60% de biodegradabilidade. Ao final do experimento, os autores concluíram que a biodegradabilidade do lixiviado não possuía relação com a idade do aterro, dada a variabilidade das características físico-químicas, da carga biológica, das expressivas concentrações de materiais alcalinos e pesados, bem como compostos halogenados, nitrogenados e deficiências nas relações nutricionais.

Neste contexto, Rita (2002) explica que a biodegradabilidade do lixiviado pode ser influenciada pela presença de compostos aromáticos provenientes de proteínas e ligninas, tais como os ácidos fenil acético e fenil propiônico, compostos acíclicos e solventes organoclorados provenientes, geralmente, de resíduos industriais quando são dispostos no aterros sanitários juntamente com os RSU.

Embora a composição do lixiviado possa variar amplamente nas etapas de estabilização dos resíduos no aterro, a relação existente entre a idade do aterro e a composição da matéria orgânica pode ser um critério útil na escolha do processo de tratamento (Renou *et al.* 2008).

As Tabelas 3-1 e 3-2 apresentam algumas características físico-químicas de lixiviados de forma geral, bem como algumas características físico-químicas de alguns aterros em diferentes regiões brasileiras, respectivamente.

Tabela 3-1: Sumário da caracterização do lixiviado (USEPA, 1995).

Variável	Faixa de Variação
DBO (mg/L)	2 – 55.000
DQO (mg/L)	9 – 90.000
pH	3,7 – 9,0
Alcalinidade total (mg/L CaCO ₃)	200 – 25.000
Nitrogênio amoniacal total (mg/L NH ₄ ⁺)	0 – 2.400
Nitrogênio amônia (mg/L NH ₃)	0 – 1.110
Fósforo total (mgP/L)	0 - 155
Sólidos totais dissolvidos (mg/L)	130 – 55.000
Sólidos totais suspensos (mg/L)	5 – 18.800

Tabela3-2: Características de lixiviados brutos gerados em aterros sanitários em diferentes regiões brasileiras.

Aterro	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	pH	N-amoniacal (mg/L)	STS (mg/L)	Referência
Belo Horizonte, (BH)	60	2.587	8,4	750	30	Amaral <i>et al.</i> (2007)
Morro do céu, (RJ)	576,4	2.317	8,0	816	-	Ferreira <i>et al.</i> (2007)
Salvaterra, (RJ)	7.168	13.417	7,8	1405	630	
Minas do Leão (RS)	3.950	7.765	7,8	2.225	-	Bidone <i>et al.</i> (2007)
Muribeca (PE)	766	2.733	8,1	343	753	Santos <i>et al.</i> (2003)
Gramacho (RJ)	370	2.541	8,1	914	215	Campos <i>et al.</i> (2005)

Devido à grande variedade das características do lixiviado, a caracterização deve ser expressa em faixa de amplitude ou variação, e não como valores discretos, pois tais características são influenciadas fortemente pela composição dos resíduos, quantidade e qualidade da água de infiltração, pH, profundidade das camadas, pela compactação, e principalmente pela idade do aterro (USEPA, 1995).

3.2 - ALTERNATIVAS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADOS

Lema *et al.* (1988), explicam que o tratamento do lixiviado pode se tornar mais difícil que o tratamento do esgoto doméstico, devido aos elevados valores de DQO que podem ser até 200 vezes maiores que a DQO encontrada no esgoto sanitário. A complexidade do lixiviado, ainda segundo os autores, sofre influências da composição e da variedade do volume de resíduos, bem como das sazonalidades das chuvas que variam de ano a ano.

Deste modo, Qasim e Chiang (1994), explicam que os fatores importantes na seleção do processo de tratamento devem tomar por base as características do lixiviado, as alternativas de lançamento do efluente, alternativas tecnológicas e operacionais, os custos, a classificação do corpo hídrico bem como a legislação vigente.

Neste contexto, Qasim e Chiang 1994; Marañón *et al.* 2006; Bohdziewicz *et al.* 2008; Renou *et al.* (2008), apresentam como alternativas de tratamento do lixiviado os três grandes grupos: (I) transferência do lixiviado para uma unidade de tratamento de esgoto doméstico, (II) tratamento biológico por meio dos processos aeróbio e anaeróbio e, (III) processos físico-químicos como a oxidação química, adsorção, e precipitação química.

Em termos de eficiências de tratamento, os processos físico-químicos são mais eficientes na remoção de sólidos em suspensão, partículas coloidais, matérias flutuantes, cor e compostos tóxicos, porém, devido aos custos de manutenção e operação, os processos biológicos são mais utilizados. Informações mais detalhadas sobre os processos físico-químicos podem ser facilmente obtidas em Metcalf & Eddy (1991); Qasim e Chiang (1994); USEPA, 1995; Renou *et al.* (2008). A Tabela 3-3 sumariza algumas vantagens e desvantagens encontradas no tratamento biológico do lixiviado.

Devido à complexidade do lixiviado, geralmente é necessário a junção de dois ou mais processos de tratamento, pois a maioria das estações para tratamento de lixiviados não conseguem remoções eficientes somente com um processo, seja ele físico-químico ou biológico (Berrueta *et al.* 1996).

Neste contexto, faz-se necessário inferir o estudo de Renou *et al.* (2008) os quais explicam que os processos biológicos têm se apresentado muito eficientes na remoção das frações de nitrogênio e matéria orgânica presentes nos lixiviados com elevadas relações de DBO/DQO, geralmente maiores que 0,5. Em contrapartida, este processo não tem sido muito efetivo para o tratamento dos lixiviados com elevadas concentrações de materiais recalcitrantes, presença de ácidos húmicos e fúlvicos. A Tabela 3-4 apresenta alguns sistemas de tratamento biológico aplicados ao lixiviado com suas respectivas condições operacionais e eficiências encontradas.

Para a escolha do processo de tratamento do lixiviado, Forgie (1988), *apud* Hamada e Matsunaga (2000), explicam que quando a DQO for elevada, geralmente acima de 10.000 mg/L, relação DBO/DQO entre 0,4 e 0,8, e elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e ácidos graxos voláteis com baixo peso molecular, o tratamento pode ser realizado por meio de processo biológico.

Por outro lado, quando o lixiviado não apresenta características de DQO entre 1.500 e 3.000 mg/L e relações DBO/DQO menores que 0,4, presume-se que há um decréscimo significativo na fração orgânica biodegradável. Neste caso, devido à baixa relação de biodegradabilidade, tanto o tratamento aeróbio como o anaeróbio podem não apresentar remoção de compostos orgânicos. Porém, recomenda-se o tratamento aeróbio para a remoção do nitrogênio amoniacal, o qual também proporciona a remoção de DBO remanescente (Hamada e Matsunaga, 2000).

Tabela 3-3: Processo biológico, mecanismos e tipos de tratamento aplicados ao lixiviado de aterros sanitários com suas respectivas vantagens e desvantagens (Metcalf & Eddy, 1991; Qasim e Chiang 1994; Lettinga, 1995; Marañón *et al.* 2006; Jordão e Pessôa, 2005; Chernicharo, 2007; Bohdziewicz *et al.* 2008; Renou *et al.* 2008).

Processo	Mecanismo	Tipo de tratamento	Vantagens	Desvantagem
		Lodo ativado	Eficiente na remoção de carga orgânica e nitrogênio.	Torna-se comprometido pelo excesso de carga orgânica e a elevada concentração de nitrogênio amoniacal, bem como, a elevação dos custos referentes ao fornecimento de oxigênio. Produção excessiva de sólidos. Sensível a deficiência de fósforo no lixiviado. Baixa remoção de cor.
	Aeróbio	RBS	Podem operar com elevadas cargas orgânicas. Ideal para remoção de nitrogênio por meio da nitrificação e desnitrificação.	Ocorrências de zonas mortas, exigência de um tempo elevado para sedimentação/clarificação. Custos com o fornecimento de aeração.
		Lagoas de estabilização	Eficientes na remoção de DQO e DBO.	Necessidade de elevados tempos de detenção, geralmente meses. Necessidade de grandes áreas.
Biológico		Filtros biológicos	Retenção de biomassa. A nitrificação não sofre tantas influências como ocorre nos sistema de biomassa suspensa.	Sensível às variações do substrato e baixa flexibilidade operacional. Sensível a presença de nitrogênio amoniacal. Possibilidade de obstrução.
		SBR _{AN}	Baixa produção de sólidos; tolera baixas taxas de reação, conversão da matéria orgânica em biogás, lodo com melhor propriedade de desidratação.	Deficiente na remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos. A partida do sistema pode ser longa.
	Anaeróbio	Filtros biológicos	Possibilidade de trabalhar com baixo TDH. Reduzida perda de biomassa, boa resistência às variações de vazão afluente, baixo custo e possibilidade de emprego de várias combinações de fluxo e materiais de enchimento.	Eficiência depende da altura da camada de enchimento. A elevada DQO do lixiviado pode ser limitante ao processo. O excesso dos gases pode desprender o biofilme e o mesmo ser arrastado com o efluente.
		UASB	Baixa produção de lodo de excesso, facilidade operacional, baixo custo, Eficiente na remoção de carga orgânica.	Necessidade de pós-tratamento. Possibilidade de apresentar distúrbios devido a elevada carga e a toxicidade do lixiviado.

Tabela 3-4: Sistemas biológicos aplicados ao tratamento de lixiviados, condições operacionais e eficiências encontradas.

Alimentação		Condições Operacionais			Eficiência De Remoção (%)	Referência		
DQO (mg/L)	pH	Substrato	Tipo de reator	V(L)			T (°C)	TDH (d)
2000-4000	6,5-7,0	L	UASB	40	13-23	1,45-0,54	50-75(DQO)	Kettunen <i>et al.</i> (1998)
756-3090	8,7-12,5	L	Lagoa Aerada ¹ /Polimento	17 ¹ /9,7	19	16-22 ¹ /9,1-12,6	55-64 (DQO)	Orupöld <i>et al.</i> (2000)
10750	8,2	L	Lodo Ativado	2	-	1,3	60-90 (DQO)	Ceçen e Aktas (2001)
24400	7,3	L	Anaeróbio-aeróbio	20	36	-	80-90 (DQO)	Im <i>et al.</i> (2001)
230-510	6,5-7	L	Filtro aeróbio	9,4	5-25	2,1-9,6	90 (NH ₄ ⁺)	Jokela <i>et al.</i> (2002)
3025-20070	7,7-8,2	L	Filtros anaeróbios (série)	1365	-	3,8	(52 ¹ - 5 ²)DQO	Bidone <i>et al.</i> (2007)
2800-5000	8-8,9	L + ARS	Biorreator anaeróbio com membranas	29	35	7-1	90 (DQO)	Bohdziewicz <i>et al.</i> (2008)

L – Lixiviado, ED – Esgoto Doméstico, ARS – Água residuária sintética

Na Figura 3.1 McBean *et al.* (1995) *apud* Hamada e Matsunaga (2000), apresentam um fluxograma com os critérios, e as seqüências possíveis para o tratamento com indicações e pontos de entrada e lançamento do lixiviado.

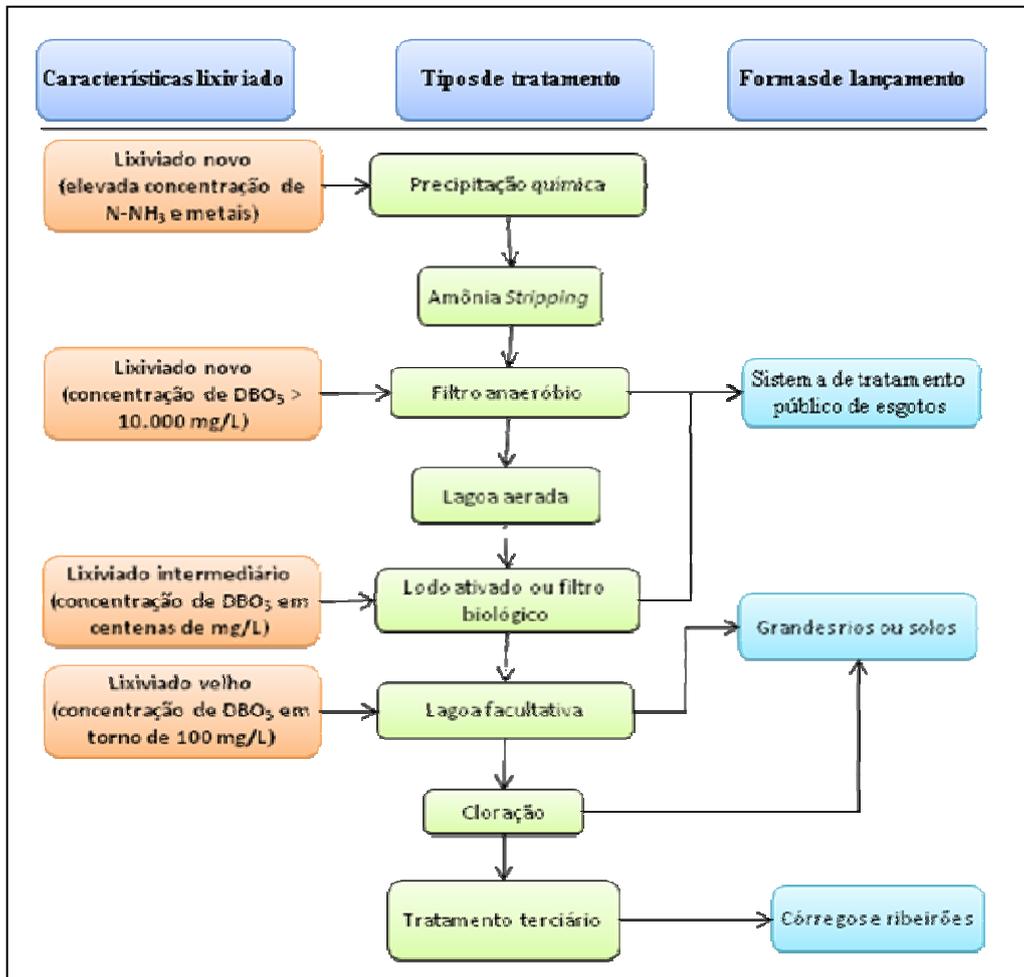


Figura 3-1: Fluxograma de processos de tratamento de lixiviado e alternativas de lançamento (McBean *et al.* 1995 *apud* Hamada e Matsunaga 2000), modificado

3.3 - TRATAMENTO ANAERÓBIO DE LIXIVIADOS

3.3.1 - Processo de digestão anaeróbia

A aplicação do processo de digestão anaeróbia no tratamento de lixiviados apresenta vantagens no que se refere a capacidade de operar com elevadas cargas orgânicas, bem como a economia de energia referente ao suprimento para aeração, como ocorre no processo aeróbio. Já como aspecto negativo, o processo é muito sensível às mudanças de temperatura como também as condições qualitativas do lixiviado (Chernicharo, 2007; Ağdağ e Sponza, 2005). A representação esquemática dos grupos bacterianos e das etapas da digestão anaeróbia estão apresentadas por meio da Figura 3-2.

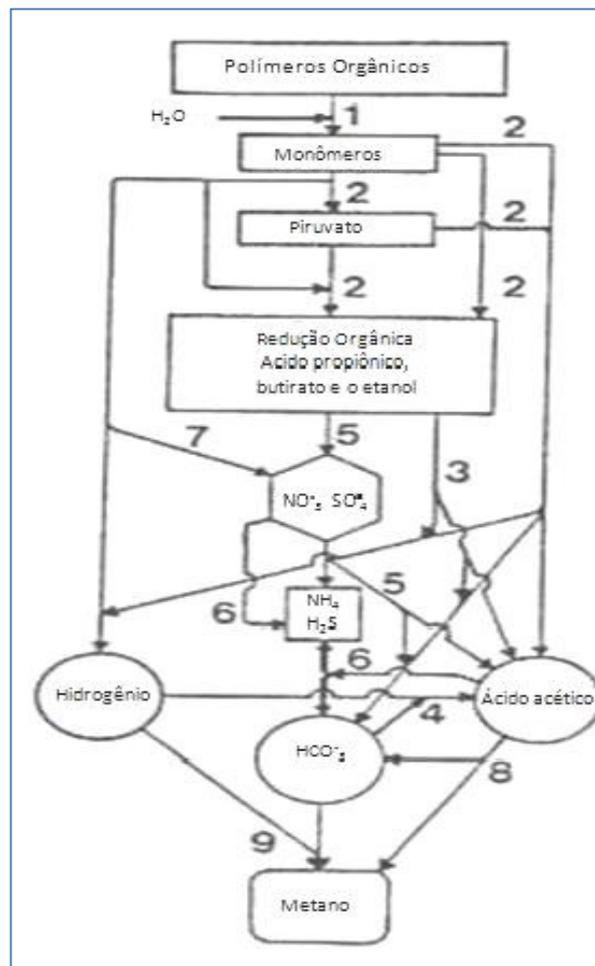


Figura 3-2: Principais etapas no processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica e a produção de metano (Harper e Pohland, 1986).

1 – Hidrólise dos polímeros orgânicos, 2 – Fermentação dos monômeros orgânicos, 2 – Oxidação do ácido propiônico, butírico e dos alcoóis, 4 – Respiração acetogênica do bicarbonato, 5 – Oxidação dos ácidos propiônicos, butírico pelas bactérias redutoras de nitrato e sulfatos, 6 – Oxidação do ácido acético pelas bactérias redutoras de nitrato e sulfatos, 7 - Oxidação do acetato de hidrogênio pelas bactérias redutoras de nitrato e sulfatos, 8 – Fermentação metanogênica acetoclástica e, 9 – Respiração metanogênica do bicarbonato.

A conversão da matéria orgânica em metano ocorre por meio de um processo no qual cada população microbiana utiliza o substrato de acordo com suas afinidades específicas e que apesar de ser possível a ocorrência de todas essas etapas (Figura 3-2), a quantificação dos parâmetros cinéticos torna-se uma tarefa difícil, pois os métodos disponíveis para quantificação levam em consideração as etapas isoladas, quando na verdade deve-se levar em consideração o todo no sistema (Harper e Pohland, 1986).

De acordo com a Figura 3-2, na primeira etapa da digestão anaeróbia ocorre a quebra das moléculas (hidrólise) provocada pela ação enzimática das bactérias hidrolíticas nos compostos orgânicos produzindo aminoácidos, açúcares e ácidos graxos de cadeia longa.

No processo de fermentação da matéria orgânica a acidogênese se caracteriza por ser a etapa onde ocorre a formação dos compostos orgânicos como o acetato, propionato, butirato, etanol, CO₂, H₂, dentre outros compostos, além do desenvolvimento de novas células bacterianas. Nesta etapa, ocorre a acidificação por causa do decaimento dos valores de pH influenciados pela elevada concentração de ácidos graxos voláteis, conforme já explicado no item 3.1 e pela pressão do CO₂, bem como, compostos inorgânicos como cloretos, cálcio, sódio, dentre outros compostos (Harper e Pohland, 1986).

Pela seqüência, um grupo de bactérias acetogênicas consomem os produtos gerados na etapa de acidogênese descomplexando o substrato para assimilação pelas arqueias metanogênicas. Nesta etapa, há a produção de hidrogênio, dióxido de carbono e acetato.

O hidrogênio produzido, nesta etapa, forma o ácido acetato e propiônico, sendo utilizado juntamente com o dióxido de carbono como substrato na formação de metano pelas arqueias metanogênicas. O consumo de hidrogênio no sistema se processa por meio da formação de ácidos orgânicos, como o butírico e propiônico, resultado das reações do hidrogênio com o dióxido de carbono e ácido acético.

Finalmente, ocorre a metanogênese, etapa na qual há a produção de metano e dióxido de carbono pelas arqueias metanogênicas. Nesta etapa, as bactérias são bastante sensíveis às mudanças de pH. Heyer e Stegmann (1998) e Chernicharo (2007), explicam que essa etapa é limitada se os valores de pH estiverem fora da faixa de 6 – 8. Desta forma, se a taxa de remoção de ácidos voláteis pelas metanogênicas não acompanhar a taxa de produção dos mesmos, pode surgir uma situação de instabilidade no sistema, fazendo com que esta produção resulte na acidificação do reator, que é uma falha operacional comum nos sistemas anaeróbios (van Haandel e Lettinga, 1994).

Assim, do metano produzido nesta etapa, 70% advêm da clivagem do acetato durante o metabolismo dos microrganismos acetoclásticos metanogênicos, sendo que o restante (30%) é proveniente da oxidação dos microrganismos hidrogenotróficos que utilizam o CO₂ do meio para a formação do metano (Aquino *et al.* 2007).

3.3.2 - Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento do lixiviado

Na literatura, vários são os sistemas anaeróbios que têm sido estudados para o tratamento biológico de lixiviados, a escolha e aplicação de determinada tecnologia passa a ser função da eficiência desejada, dos custos de instalação, operação e manutenção, dos requisitos de área, do volume de lodo gerado, do conhecimento da classe e avaliação da capacidade de autodepuração do corpo receptor, dentre outros fatores.

A Tabela 3-5 apresenta alguns resultados dos estudos que foram realizados utilizando o processo de tratamento por meio da digestão anaeróbia no tratamento do lixiviado.

Tabela 3-5: Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento de lixiviado de aterros sanitários

Alimentação		Condições Operacionais				Referência
DQO (mg/L)	pH	Sistema	V(L)	T (°C)	TDH (d)	
-	7,5-7,8	RBS _{AN} e Filtro híbrido	2/2,75	35	1,5/2,4	Timmur e Özturk (1997)
2000-4000	6,5-7	UASB	40	13 – 23	0,96 – 1,30	Kettunen <i>et al.</i> (1998)
3800-15900	7,3-7,8	RBS _{AN}	2,0	35	10-1,5	Timmur e Özturk (1999)
3210-9190	6,9-9	RBS _{AN} /UASB	6,2	35	0,5-1	Kennedy e Lentz (2000)
6600-8600	6,4-6,8	UASB	41	37	3,89-0,33	Shin <i>et al.</i> (2001)
1458-1426	7,3-7,9	UASB	40	-	0,33-0,42	Leite <i>et al.</i> (2003)
691-3995	7,4-8,5	UASB	7,0	25,3-35,1	0,3	Santos <i>et al.</i> (2003)
3025-20070	7,7-8,2	Filtros anaeróbios (série)	1365	-	3,8	Bidone <i>et al.</i> (2007)
2500-9000	6,5-7,5	UASB-RBC	5,0	-	2,3-0,71	Castillo <i>et al.</i> (2006)

De acordo com as condições operacionais apresentadas por meio da Tabela 3-5, Timur e Özturk (1997) acompanharam comparativamente o desempenho de dois sistemas distintos compostos de um reator RBS_{AN} e outro de filtro com camada híbrida no tratamento de lixiviado proveniente de um aterro sanitário com três anos e meio de operação cuja relação DBO/DQO variava de 0,5 - 0,7. A duração do ciclo de operação no sistema RBS_{AN} era de 24h sob agitação intermitente e o sistema de filtro, após a adaptação, era alimentado de forma contínua.

Segundo os autores, o sistema RBS_{AN} apresentou eficiência média de aproximadamente 74% em termos de COT quando trabalhou com carga em torno de 2800 mg/L.d⁻¹. Já o filtro composto de camada híbrida trabalhando com concentração de COT em torno de 1200mg/L.d⁻¹ apresentou eficiência de 81%. Ao final da pesquisa, os autores concluíram que ambos os sistemas, se bem aclimatados, podem apresentar bom desempenho quando operados com elevadas concentrações orgânicas e baixos TDH no tratamento do lixiviado de aterros sanitários novos (inferior a 10 anos de operação).

Novamente tratando lixiviados de aterros sanitários novos (3,5 anos de operação) conforme as condições operacionais contidas na Tabela 3-5, Timur e Öztürk (1999) verificaram que o lixiviado bruto poderia ser tratado por meio de RBS_{AN} , uma vez que seu sistema alcançou eficiências de remoção entre 64 e 85% para o parâmetro DQO. A produção diária de metano nesse sistema era de 1,85 L.d (83% da DQO removida) para uma carga de aplicação de 9.400 mgDQO/L.d⁻¹. A relação DBO_5/DQO variava de 0,54 a 0,67, valores típicos de lixiviados provenientes de aterros sanitários novos. Com relação as condições operacionais, segundo os autores, durante a operação do sistema não foram realizados procedimentos de correções nos valores de pH, e o sistema foi operado sob temperatura mesofílica (35°C) controlada.

Provavelmente a maior parte do metano produzido tenha sido decorrente da utilização do acetato e do hidrogênio. Pois, segundo Chernicharo (2007) quando se trabalha com sistemas sob condições mesofílicas a maior parte do metano produzido advém da utilização destes substratos (acetatos e hidrogênio) pelas arqueias metanogênicas.

De modo geral, em águas residuárias concentradas, a temperatura pode ser considerada uma variável de processo já que se pode regular o seu valor no reator por meio do aquecimento do próprio metano produzido até atingir o valor desejado. A temperatura também exerce influência na taxa de metabolização dos microrganismos envolvidos no processo, neste caso, se houver limitações devido à temperatura, a baixa taxa de hidrólise pode criar mecanismos de sedimentação das partículas sólidas e macromoléculas junto com o lodo, diminuindo, assim, a eficiência do sistema (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo 2007).

Os pesquisadores Hollopeter e Dague (1994) verificaram a viabilidade do tratamento de lixiviado de aterro sanitário por meio de dois RBS_{AN} sob temperatura constante de 35°C e DQO variando de 1600 - 3500 mg/L.d⁻¹. Segundo os autores os lixiviados de aterros sanitários embora, apresentem-se bem adaptados para o tratamento via digestão anaeróbia apresentam grande variedade na composição, que pode comprometer este tipo de tratamento. Os autores trataram o lixiviado por meio de duas fases, os RBS_{AN} seguido de um reator aeróbio, o qual serviu como unidade de pós-tratamento do sistema anaeróbio. Ao final da pesquisa os autores verificaram que o sistema estudado poderia ser aplicado para o tratamento de lixiviados de aterros sanitários.

Já os resultados dos estudos conduzidos por Shin *et al.* (2001), de acordo com Tabela 3-5, tinham como objetivo verificar o desempenho de um reator UASB no tratamento de lixiviado pré-tratado acidogênicamente, sob duas fases por meio da digestão anaeróbia e inoculados com lodos provenientes de estações de tratamento de águas residuárias e de indústrias alimentícias (vegetais e legumes). De acordo com os autores, a remoção de DQO foi superior a 96% com uma taxa de aplicação de 15800 mgDQO.L⁻¹.d⁻¹ a um tempo de detenção hidráulica de 0,44 dias.

Segundo os autores, o sistema alcançou a produção máxima de metano de 279 L.d⁻¹ quando trabalhava com DQO de 15800 mg.d⁻¹. Ao final do experimento foi observado que a estrutura inicial dos grânulos foi mantida até o final do experimento e que a digestão anaeróbia em duas fases pode apresentar-se mais efetiva para a degradação do substrato, embora possa ser limitante para a etapa da hidrólise. O processo de duas fases permite, ainda, a seleção e o enriquecimento de diferentes classes de microrganismos, podendo cada reator ser operacionalizado de forma independente.

Kennedy e Lentz (2000) estudaram o desempenho de um sistema composto de um RBS_{AN} seguido de um reator UASB, no tratamento de lixiviado, cuja relação DBO₅/DQO era de 0,86, e a DQO aplicada variando de 600 – 19700 mg/L.d⁻¹. Conforme a análise dos autores, o reator UASB de fluxo contínuo apresentou comportamento mais estável para as elevadas cargas orgânicas. Quanto às eficiências, o reator RBS_{AN} a remoção de DQO solúvel foi de 71 e 92% para os tempos de detenção 24, 18 e 12h, respectivamente. Já o reator UASB operado por meio de fluxo contínuo apresentou eficiência de remoção de DQO solúvel

entre 71 e 91% para todos os tempos de detenção e concentrações de alimentação. Segundo os autores, os valores de pH (médio de 8,0) contribuíram para a produção de metano contido no biogás nos dois sistemas estudados o qual variou de 82 – 88%.

Ao final da pesquisa, embora o sistema tenha sido operado com pH que chegou a valores próximos a 9 e baixas cargas orgânicas, os autores verificaram a necessidade de pós-tratamento em termos de DQO, DBO.

Os valores do pH são muito importantes no pós-tratamento de efluentes digerido anaerobiamente. A elevação dos valores de pH favorece a precipitação dos fosfatos em fosfatos de cálcio e apatita, enquanto que a amônia pode ser removida por meio da dessorção ou por meio da precipitação de estruvita. Os elevados valores de pH são importantes, também, no desenvolvimento de condições adversas para eliminação dos patógenos (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 2007).

Na Turquia os estudos conduzidos por Ağdağ e Sponza (2005), em escala de bancada tratando lixiviado de aterros sanitários por meio de um sistema em série composto de reatores UASB de dois estágios (temperatura de operação variando de 37 a 42°C e DQO variando de 5400 para 20000mg/L) seguidos por uma unidade de pós-tratamento composta de um reator de mistura completa aeróbio cuja concentração mínima de oxigênio dissolvido era de 2mg/L, alcançaram eficiências de remoção de DQO no primeiro reator e em todo o sistema de 79 e 98%, na devida ordem.

Para a variável nitrogênio amoniacal, os autores encontraram eficiência de remoção de 99,6%. O pH de operação dos reatores anaeróbios variou de 7 a 7,3 e o tempo de detenção no estágio anaeróbio e aeróbio foi de 1,25 e 4,5 dias, respectivamente. Essa expressiva remoção de nitrogênio no sistema estudado pode ser atribuída aos níveis de oxigênio no segundo reator o qual se comportou como unidade de mistura completa.

Castillo *et al.* (2006) com o intuito de verificar a viabilidade do tratamento do lixiviado por meio de um reator UASB seguido de um Reator de Biodisco de Contato (RBC) em pequena escala e inoculado com a mistura de dois tipos de lodos anaeróbios - um proveniente de sistemas de tratamento de esgoto doméstico e o outro oriundo de um

digestor metonogênico tratando resíduos de suinocultura - obtiveram eficiência de remoção de DQO em torno de 53% para o lixiviado cuja concentração de DQO variava de 2500 – 9000 mg/L operado a um tempo de detenção de 24 h com velocidade de rotação de 6 rpm. No sistema anaeróbio, a máxima e mínima eficiência para os tempos de detenção de 54 e 17 h foram 62 e 24% respectivamente. Para manter as condições de equilíbrio no sistema, os autores procederam a correção do pH do lixiviado (7,8-8,8) para 6,5-7,5, uma vez que esse parâmetro tem a capacidade de influenciar no metabolismo dos microrganismos diminuindo a ação enzimática ocasionando a modificação e a perda de enzimas podendo, assim, influenciar na eficiência do sistema.

Com o intuito de verificar a influência da temperatura, García *et al.*(1996), operaram dois reatores UASB sob escala de bancada tratando lixiviado de aterros sanitários sob dois regimes distintos de temperaturas: um representava a temperatura ambiente (15 a 20°C), ao qual o lixiviado foi coletado, e outro reator operando com temperatura de 35°C em condições mesofílicas. Durante a operação, os autores aplicaram uma DOQ máxima de 1500 mgDQO/L para o reator operando nas condições sob temperatura ambiente, e 30000 mgDQO/L para o sistema operado com temperatura a 35°C. De acordo com os autores o lixiviado era altamente biodegradável (96,3%) e ao fim da pesquisa foi verificado que na condição de operação a 35°C (30000 mgDQO/L) o sistema apresentou eficiência de 80% de remoção de DQO com apenas 12 h de operação. Já para a condição de operação sob temperatura ambiente, (1500 mgDQO/L) o sistema necessitou mais tempo (14,4h) para conseguir a mesma eficiência encontrada na condição de operação a 35°C.

Embora os sistemas anaeróbios possam se sobressair em regiões de clima tropical, onde a temperatura normalmente não é inferior a 18°C é possível que estes sistemas possam trabalhar sob baixas temperaturas. Entretanto, a taxa de digestão pode se tornar mais lenta, diminuindo, assim, a eficiência do sistema (van Haandel e Lettinga 1994; Lettinga, 1995 e Chernicharo, 2007).

Neste contexto, Ndon e Dague (1997) também verificaram o comportamento de quatro RBS_{AN} em escala de laboratório, porém tratando água residuária sintética simulando efluentes de leite em pó desnatado, cujas concentrações de DQO afluente eram de 400, 600, 800, e 1000mg/L para as respectivas temperaturas de operação, 15, 20, 25, e 35°C. De

acordo com os resultados, o estudo revelou eficiências para DQO solúvel entre 80 e 90% para as concentrações e temperaturas estudadas, mostrando assim, que os sistemas RBS_{AN} podem ser operados por meio de baixas temperaturas.

Já Kettunen *et al.*(1998), operando um reator UASB sob escala plena de acordo com as condições operacionais descritas por meio da Tabela 3-5 (página 15), encontraram eficiências de 50 – 55% de remoção de DQO. Quando os pesquisadores aumentaram a concentração de DQO para 4000mg/L e a temperatura para 20°C o sistema apresentou 75% de eficiência. O lodo mesofílico (37°C) utilizado na partida do sistema apresentou uma boa adaptação às baixas temperaturas em que o sistema foi operado, não houve comprometimento significativo da atividade metanogênica do lodo em ambas temperaturas estudadas (13-14 e 20°C). Deste modo, verifica-se que a temperatura tem uma ação direta no metabolismo bacteriano, pois promove um aceleração do consumo do substrato.

Os estudos de Dague *et al.* (1992) e Schmit e Dague (1993) *apud* Cubas (2004) relatam que os sistemas em batelada são capazes de suportar baixas temperaturas através do aumento da concentração da biomassa retida no sistema, em outras palavras, as baixas temperaturas promovem um decaimento da velocidade de conversão do substrato pelos microrganismos e, para que seja mantida a velocidade plena de conversão, faz-se necessário manter elevadas as concentrações de microrganismos, estabelecendo assim, um estado compensatório no sistema. Desta forma, o efeito da temperatura possui relação com a concentração de biomassa, interferindo assim na eficiência do sistema.

Fleck (2003) estudou três sistemas de tratamento biológicos: filtro biológico anaeróbico com meio suporte de pedra britada nº 5, filtro biológico aeróbico de baixa taxa com meio suporte de pedra britada nº 3 e *wetland* de fluxo subsuperficial com cultivo de *Typha latifolia* sobre areia de elevada granulometria. Os sistemas foram operados consecutivamente e alimentados com lixiviado proveniente do Aterro Sanitário da Extrema em Porto Alegre (RS). O filtro anaeróbico, alimentado com concentração variando de 2690 - 8860 mgDBO₅/L e 5345 - 14.670 mg DQO/L, e com tempo de detenção hidráulica de aproximadamente 56 dias apresentou eficiências de remoção de DBO₅ de 82,43% e de DQO de 77,70%.

O sistema de filtro aeróbio de baixa taxa, alimentado com lixiviado previamente tratado anaerobicamente a $0,063 \text{ m}^3/(\text{m}^2.\text{d})$ apresentou eficiências de remoções de NTK, nitrogênio todas as formas e DBO_5 de 53,17, 46,12 e 36,01%, respectivamente. No sistema de *wetland* o Fleck (2003) explica que nas primeiras semanas de operação foram encontradas remoções de 20,74% de DBO_5 , 42,36% de DQO, 36,76% de fósforo e 30,56% de NTK. As baixas eficiências de remoções no filtro aeróbio podem ser decorrentes da oxidação da matéria mais facilmente biodegradável ter ocorrido no sistema anaeróbio, restando, em grande parte, o material mais difícil de ser oxidado.

Na tentativa de verificar a viabilidade da utilização de filtros anaeróbios (Tabela 3-5) no tratamento de lixiviados de aterros sanitários, Bidone *et al.*(2007), utilizaram dois filtros anaeróbios alimentados, ascendentemente, com lixiviado proveniente de aterro sanitário localizado em Minas do Leão/RS.

Segundo os autores, a eficiência obtida em termos de DQO no primeiro filtro foi de 52% e apenas 6 % no segundo filtro. Diante desses resultados, os pesquisadores verificaram que a maior fração da matéria orgânica facilmente biodegradável ocorreu no primeiro filtro, indicando que, para o tratamento do lixiviado em questão, não é interessante a utilização de dois filtros anaeróbios de fluxo ascendente em série. Deste modo, os autores apresentaram como proposta a operação dos filtros em paralelo, uma vez que a metade da vazão aplicada a cada um deles, com afluentes igualmente concentrados, pode reduzir pela metade a carga orgânica afluyente, promovendo assim, o aumento da eficiência.

3.3.3 - Reatores em Bateladas Seqüenciais (RBS)

A tecnologia de tratamento por meio do sistema RBS teve início a partir das observações do tempo de retenção celular num sistema de lodos ativados em processos anaeróbios metanogênicos, neste processo a biomassa se comportava de forma semelhante ao que ocorre nos sistemas de lodos ativados (Dague *et al.* 1966 *apud* Schmit e Dague, 1993 *apud* Lapa 2003). Assim, esta tecnologia pode ser considerada como sendo uma variação dos sistemas UASB que depende de um desenvolvimento superior de biomassa sedimentada para o começo da cinética de reação ou partida (Speece, 1996).

Os RBS são unidades de tratamento importantes na indústria química, sendo utilizado comumente nas indústrias de produtos farmacêuticos, alimentícios, agrícolas, tratamento de águas residuárias com fluxo intermitente, ou ainda em determinadas épocas do ano. Este tipo de tecnologia é bastante utilizado em indústrias que trabalham com padrões de lançamento muito restritivo, ou águas residuárias de difícil degradação; a operação desse sistema permite melhor flexibilidade do que a operação em regime contínuo, pois favorece o ajuste do perfil de temperatura e do tempo final de reação (Timur e Öztürk, 1997; Zaiat *et al.* 2001, Zimmer, 2006, Srinivasan e Bonvin, 2007).

Esse tipo de tecnologia (RBS) vem sendo extensivamente estudada para o tratamento de águas residuárias devido às características de retenção de biomassa, a possibilidade de operação com elevadas cargas orgânicas, e a elevada produção de biogás, como também a facilidade de controle operacional.

Apesar das vantagens já relacionadas, o RBS ainda não conta com protocolos de operação bem definidos, apresentam ocorrências de zonas mortas, e necessitam de um tempo elevado para sedimentação/clarificação, podendo necessitar de um período maior para a partida e sofrer inibição decorrente da sobrecarga. Porém como ocorre a defasagem de informações sobre questões relacionadas ao sistema de agitação e estratégia de partida, este tipo de tecnologia torna-se ainda pouco utilizado (Zaiat *et al.* 2001).

Conforme visto nos capítulos anteriores, existem vários estudos que utilizam o tratamento biológico por meio de reatores contínuos no tratamento do lixiviado. Entretanto, poucos trabalhos tem se dedicado a investigar o uso dos RBS no tratamento de lixiviados de aterros sanitários (Kennedy e Lentz, 2000).

De acordo com a USEPA (1995) o reator em batelada pode ser utilizado para o tratamento do lixiviado pelas diversas vantagens já apresentadas. É considerado o mais apropriado para remoção de compostos orgânicos solúveis, nutrientes, fenóis, ácidos benzóicos, ácidos clorobenzoicos, outros compostos aromáticos, halogenados alifáticos, e para redução de DBO e DQO.

Neste contexto, segundo Neczaj *et al.* (2005) a estratégia do processo RBS é caracterizada por meio do controle periódico das etapas de funcionamento e reação no qual as condições do reator são controladas usando enchimento e esvaziamento em intervalos de tempo distintos.

Assim, geralmente a operação do sistema SBR é conduzida por meio de cinco seqüências: alimentação, reação, sedimentação ou clarificação, decantação e descarte (Metcalf & Eddy, 1991 e Timur e Öztürk, 1997). A Figura 3.3 apresenta as etapas típicas de funcionamento de um sistema RBS.

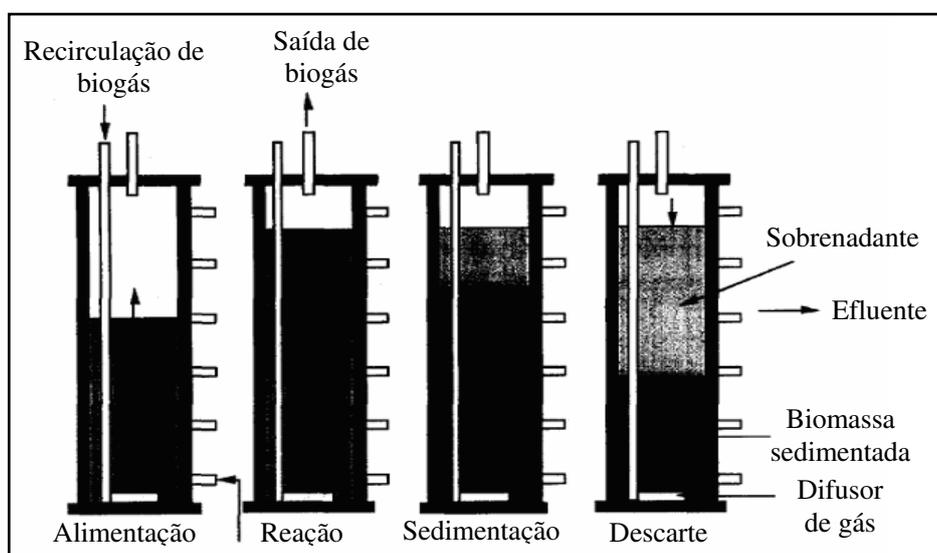


Figura 3-3: Princípios de operação de um SBR com recirculação de biogás (Ndon e Dague 1997, modificado)

A Tabela 3-6 apresenta algumas experiências obtidas utilizando RBS no tratamento de vários tipos de águas residuárias sob forma de bancada.

Tabela 3-6: Dados experimentais sobre a operação de RBS tratando águas residuárias variadas (Borges, 2003) adaptado.

Água Residuária	V _T ^(a)	T ^(b)	T _c ^(c)	TDH ^(d)	COV ^(e)	DQO ^(f)	(%) ^(g)	Referência
Chorume de aterro sanitário	12	35	6	12-48	1,6-3,5	1,1-3,5	90	Hollopeter e Dague, (1994)
Leite em pó	12	35	6	12-48	2-12	2-12	90-99	Sung e Dague, (1995)
Suinocultura	25	20	1344	-	0,8-1,6	57	84-93	Massé <i>et al.</i> (1997).
Chorume de aterro sanitário	2	35	-	36-240	0,4-9,4	3,8-15,9	64-85	Timur e Öztürk (1999)
Água Residuária de matadouro	42	20-30	20-30	24-48	2,8-4,9	10,5	92	Massé e Masse, (2001)
Água Residuária sintética	2,5	30	8	8	1,5	0,5	78-92	Ratusznei <i>et al.</i> (2001).
Água Residuária de vinícola	5	35	-	52,8	8,6	19,7	98	Ruiz <i>et al.</i> (2001).

^(a) Volume total do reator (L); ^(b) Temperatura (°C); ^(c) Tempo de ciclo (h); ^(d) Tempo de detenção hidráulica (h); ^(e) Carga orgânica volumétrica (gDQO/L.d); ^(f) Concentração de matéria orgânica (g/L); ^(g) Eficiência de remoção de matéria orgânica solúvel

3.3.3.1 - Fatores importantes na tecnologia RBS

Para o bom desempenho de um sistema RBS, os parâmetros construtivos e operacionais tornam-se importantes para se obter a máxima eficiência do sistema. Dentre estas características destacam-se a configuração geométrica do reator, incluindo o tipo de impelidor, a intensidade e duração da agitação, e a estratégia de alimentação, pois estas características influenciam no estabelecimento do contato entre os microrganismos, as enzimas e o substrato, repercutindo, assim, na eficiência do sistema.

Como parâmetro operacional, a temperatura é um fator importante na partida e monitoramento do sistema, porque pode se comportar como meio de seleção de espécies, influenciando no crescimento ou na morte dos microrganismos, e, também nas reações químicas, solubilidade dos gases e viscosidade do líquido (Chernicharo 2007). A seguir, serão apresentadas de forma breve as características de tais aspectos.

A etapa de alimentação de um sistema RBS apresenta a mesma vantagem de diluição observada em sistemas de fluxo contínuo, porém, pode ser afetado por compostos tóxicos caso não seja projetado corretamente. Ao final da etapa de reação, as condições de sedimentação são excelentes devido à escassez de substrato para os microrganismos, ou seja, a razão alimento/microrganismo (A/M) é expressivamente baixa. O tempo de alimentação é um parâmetro operacional de projeto, uma vez que define o número de reatores a serem utilizados na operação.

A elevada relação A/M observada no início do processo possibilita o aumento da taxa de reação promovendo, dessa forma, uma expressiva produção de metano. No final do ciclo, devido à ausência do substrato, ocorrem condições ideais para a clarificação do efluente por meio da sedimentação. A relação A/M pode ser obtida por meio da Equação 3-1.

$$\frac{A}{M} = \frac{Q(m^3/d).DQO(g/m^3)}{V(m^3/d).SSV(g/m^3)} \quad (\text{Equação 3.1})$$

Sendo:

A/M = relação alimento/microrganismo

Q= vazão afluente

DQO= concentração de DQO afluente

V= volume reacional

SSV= concentração de sólidos suspensos voláteis

A literatura pertinente sugere que as cargas biológicas iniciais, durante a partida de um reator anaeróbio, sejam da ordem de 0,05 a 0,15 kgDQO.kgSV⁻¹.d⁻¹, dependendo do tipo de efluente que está sendo tratado (Ndon e Dague, 1997). Essas cargas devem ser aumentadas gradativamente, em função da eficiência do sistema. A carga biológica, durante o regime dinâmico aparente, pode atingir, de acordo com o tipo de afluente tratado, valores em torno de 2,0 kgDQO.kgSV⁻¹.d⁻¹ (Chernicharo; van Haandel; Calvalcanti, 1999; *apud* Sarti (2005).

3.3.3.2 - Influência da agitação

No que se refere à agitação, o sistema pode ser homogeneizado por meio da recirculação do biogás produzido na digestão, que apesar de comum, não é suficiente para promover a mistura completa no sistema (Zaiat *et al.* 2001). Dessa forma, pode ser necessário a aplicação de dispositivos mecânicos/automatizados os quais são mais favoráveis para o estabelecimento do contato entre o substrato e os microrganismos, alcançando assim, maiores níveis de eficiências (Michelan 2006 e Zimmer 2006).

Neste contexto, a intensidade da agitação é um fator importante a ser observado na operação do sistema, pois dependendo da intensidade pode se tornar um fator adverso

promovendo danos ou até mesmo a destruição da estrutura dos grânulos o que vem a causar dificuldades na sedimentabilidade do lodo com a conseqüente perda da biomassa.

Ao avaliarem a influência da agitação, Rodrigues *et al.*(2003) constataram que o equilíbrio no fluxo de transferência de massa está relacionada ao contato efetivo entre o substrato e a biomassa. Para este estudo os autores utilizaram biomassa granular no tratamento de água residuária sintética de baixa concentração sob agitação mecânica com impelidor do tipo turbina, com seis pás planas, temperatura controlada (35°C) e ciclos reacionais de 8 h. De acordo com os autores, o sistema apresentou melhores eficiências (78 – 84%) para as amostras de DQO filtradas quando foi operado com agitação de 50 *rpm*. O sistema de agitação neste caso aumentou o contato entre os microrganismos e o substrato aumentando assim, a eficiência e diminuindo o tempo de ciclo.

Pinho *et al.*(2004) verificaram a influência da agitação mecânica com impelidor do tipo hélice com 6 pás planas no tratamento de água residuária, parcialmente solúvel e inoculada com lodo granular, proveniente de um reator UASB que tratava águas residuárias de matadouro. O reator possuía volume reacional de 6,5 L e a biomassa era imobilizada em cubos de espuma de poliuretano de 3cm³. O reator operava com 3 ciclos diários e era alimentado com DQO de 1000mg/L sendo que 45% apresentavam-se na forma suspensa. A agitação variava de 500 a 1100 *rpm* e, em aproximadamente, três semanas o sistema atingiu o equilíbrio dinâmico cuja eficiência era de 75% para o parâmetro DQO. Ao final do estudo foi possível vitrificar que o sistema de agitação mecânica proporcionou uma boa mistura, além de melhorar a transferência de massa o que influenciou de forma positiva na solubilização das partículas, facilitando, assim, a oxidação da carga orgânica.

Na Turquia, Timur e Öztürk (1999) estudaram o desempenho de reatores em batelada em escala de laboratório com relação L/D de 1,28 e volume reacional de 2L sob agitação promovida por barras magnéticas tratando lixiviado jovem proveniente de um aterro sanitário de 3,5 anos de operação. A temperatura no sistema era de 35 ± 2°C e as características qualitativas como pH (7,3 – 7,8), DBO (10750 – 11000mg/L), DQO (16200 – 11000mg/L) e NH₄⁺N (1120 – 2500mg/L) foram consideradas estáveis. A eficiência de DQO encontrada foi de 64 – 85% para uma carga volumétrica compreendida entre 0,4 – 0,9 g DQO/L.d⁻¹ e 0,17 – 1,85 g DQO.g⁻¹ SSV.d⁻¹, respectivamente. Ao final da pesquisa os

autores concluíram que era possível tratar lixiviado cru através de sistemas anaeróbios em bateladas.

Com o intuito de verificar o efeito da homogeneização por meio da recirculação do biogás Ndon e Dague (1997), operaram sob diferentes temperaturas em escala de bancada quatro RBS_{AN} cujos volumes eram de 6L para o tratamento de água residuária sintética a base de leite em pó desnatado. A concentração em termos de DQO era de 400, 600, 800 e 1000 mg/L para os TDH de 48, 24, 16 e 12 h e temperaturas de operação de 35, 25, 20 e 15°C, respectivamente. Segundo os autores o sistema atingiu eficiência de conversão de 80 – 90% de DQO solúvel para os tempos testados, exceto para as condições em que o sistema foi operado com TDH de 16h (1000 mg/L) 12h (800 mg/L) para os quais foi verificado queda na eficiência e perda de biomassa devido aos curtos TDH e as baixas temperaturas para as elevadas concentrações de matéria orgânica.

Ao final da pesquisa, os autores concluíram que a eficiência de DQO encontrada foi ligeiramente afetada pela baixa temperatura (15°C) e que o sistema foi capaz de alcançar eficiências acima de 80% (DQO) quando trabalhou com baixo TDH (12 h), porém com baixas concentrações de matéria orgânica (600 e 400 mg/L).

Assim, Brito *et al.* (1997) explicam que, para o tratamento de águas residuárias pouco concentradas ($DQO \leq 1000$ mg/L), a produção de biogás não se torna eficiente para promover a turbulência necessária e eliminar a ocorrência de zonas estagnadas prejudicando assim, o contato de transferência de massa o que diminui a eficiência do sistema.

Neste caso, como estratégia para promover essa homogeneização pode-se adotar o regime de batelada alimentada ou o regime de alimentação adotado pelo reator UASB, cuja alimentação ascendentemente promove a homogeneização do líquido no sistema.

3.3.3.3 - Configuração geométrica do sistema

No que se refere a configuração geométrica, a relação comprimento/diâmetro (L/D) pode afetar a eficiência do reator especialmente na formação do lodo, pois influencia na

sedimentação, criando condições para o desenvolvimento de zonas mortas, diminuindo, assim, a eficiência do sistema. A sedimentação neste caso se comporta como um processo de seleção natural de biomassa.

Estudos realizados por Sung e Dange, (1995) *apud* Vela (2006) mostram vários reatores em batelada com diferentes relações L/D, 5,60; 1,83; 0,93, operando com ciclos de 6h cada, com volume de 13 L de água residuária sintética composta de leite desnatado em pó com concentração de DQO de 1040 mg/L. Deste modo verificaram que os reatores com as menores relações L/D demonstraram melhores características de retenção de sólidos, ou seja, melhores eficiências. Já os sistemas com maiores relações L/D apresentaram melhor formação de lodo granular, com também velocidades ascensionais maiores quando o biogás era recirculado.

Pescador e Cybis (1999) estudaram em escala de bancada, quatro reatores anaeróbios em batelada seqüenciais por aproximadamente cinco meses tratando água residuária sintética simulando esgoto doméstico com operação de dois ciclos diários. O objetivo dos autores era investigar o efeito das diferentes relações L/D sobre a eficiência do processo. O sistema era aquecido para manter uma temperatura constante de 35°C e o conteúdo do reator era misturado por um sistema mecânico acionado por timer programado para promover as etapas de reação, sedimentação e descarte do efluente. Os quatro reatores eram operados com um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 20 horas, obedecendo a dois ciclos diários de 12 horas cada um. Os reatores tinham um volume de 12,5 L e as seguintes relações L/D: reator 1 (5,57(72,5cm/13cm)), reator 2 (2,0 (40cm/20cm)), reator 3 (1 (25cm/25cm)) e o reator 4 (0,58 (17,5/30cm)). A DQO afluente era 400 mg/L e ao final do experimento foi verificado que todos os reatores apresentaram eficiências de DQO e SS maiores que 85% e 80%, respectivamente, porém, os valores mais expressivos foram detectados nos sistemas com as menores relações L/D.

O reator UASB operado por Kettunen *et al.*(1998), com elevada relação L/D (21,9 (295cm/13,5cm)) sob escala de bancada, e alimentado com DQO variando de 2000 - 4000 mg/L ao tratar lixiviados de aterros sanitários, apresentou baixas eficiências de remoção por meio da variável DQO quando operou sob temperatura de 18 - 23°C (65-75%) e 50-55% quando os autores diminuíram a temperatura para 13-14°C. Talvez as baixas

eficiências encontradas estejam relacionadas às elevadas relações L/D já que é possível operar sistemas anaeróbios com baixas temperaturas (van Haandel e Lettinga 1994; Lettinga, 1995; Garcia *et al.* 1996; Brito *et al.* 1997; Chernicharo, 2007 e Renou *et al.* 2008).

Berrueta *et al.* (1996) trabalhando com o tratamento de lixiviados de aterros sanitários em escala de bancada por meio de um reator UASB com capacidade de 100L, L/D igual a 10,16 (254cm/25cm) e sob condições mesofílicas (35°C) encontraram eficiências entre 40-50% para o parâmetro DQO. Os autores atribuíram às baixas eficiências a presença de material não biodegradável presente no lixiviado considerando a idade do aterro (12 anos de operação).

3.3.3.4 - Estratégia de alimentação

No que se refere a estratégia de alimentação, o sistema pode ser alimentado sob o regime de batelada. Neste caso não se leva em consideração o tempo de alimentação com o tempo de ciclo, e batelada alimentada, pois nesta circunstância o tempo de enchimento é considerável em relação ao tempo total de ciclo.

A estratégia de alimentação por meio de batelada alimentada tende a diminuir os efeitos do controle do metabolismo celular, prevenção de efeitos inibitórios por substratos ou precursores e a minimização de produtos formadores de metabolismos tóxicos (Zimmer 2006).

Borges (2003) estudou o efeito da estratégia de alimentação por meio de um RBS em escala de bancada, cujo volume reacional era de 2,5 L e inoculado com biomassa imobilizada com espuma de poliuretano. O sistema era alimentado com água residuária sintética, cuja concentração de DQO era de 500mg/L sob temperatura de 30°C com ciclos reacionais de 8h agitados mecanicamente a 500 rpm. Como estratégia de alimentação, o pesquisador adotou a seguinte estratégia: alimentava o sistema até 60% de sua capacidade e enchia o restante durante a operação, ou seja, quando o sistema já estava em funcionamento. Ao final da pesquisa, foi verificado que a relação entre o tempo de enchimento com tempo de ciclo menor ou igual a 0,5, o sistema apresentou melhores

eficiências (75 e 70% para as amostras filtradas e não filtradas, respectivamente). No entanto, para as relações do tempo de enchimento com tempo de ciclo maiores que 0,5 o sistema apresentou decaimento na eficiência, provavelmente, devido a limitação do metabolismo microbiano pelo fornecimento de substrato cada vez mais lento.

Orra *et al.*(2004) verificaram o efeito da estratégia de alimentação em RBS_{AN} com recirculação da fase líquida tratando água residuária sintética cuja concentração de DQO era de 500 mg/L. Os autores utilizaram duas estratégias de alimentação: a primeira era em regime de batelada a qual tinha um tempo de enchimento de 6 minutos e a outra estratégia era em batelada alimentada que foi realizada em 60, 120, 240 e 360 minutos. Ao fim da pesquisa os autores verificaram que o sistema atingiu alta eficiência e estabilidade para todas as condições operacionais, embora tenha apresentado uma ligeira queda na eficiência de remoção de DQO de 85 para 81%, para as amostras filtradas quando comparado com a mudança da condição de batelada (tempo de enchimento de 6 minutos) para batelada alimentada (360 minutos).

Berrueta *et al.* (1996) destinaram 10% do volume de um reator UASB para inoculação com lodo obtido de diferentes sistemas anaeróbios (50%) e os outros 50% provenientes de lodo aeróbio de sistemas *air-lift*. Inicialmente, o inóculo permaneceu por sete dias sob batelada alimentada com substrato em termos de DQO de aproximadamente 1000mg/L. De acordo com os autores, no fim deste período o sistema apresentou 70% de eficiência. Em seguida o sistema era alimentado com macro e micronutrientes como glicose, sulfato de sódio, fosfato, cloreto de amônia, cloreto férrico e de potássio e bicarbonato de sódio para garantir a alcalinidade em torno de 6000mg CaCO₃/L.

A segunda etapa de adaptação foi a transição para a operação contínua. Nesta etapa, Berrueta *et al.* (1996) retiraram o sulfato de sódio e substituíram a fonte de carbono por metanol e glicose de modo que a DQO variava entre 6000 – 7000 mg/L. Finalmente os autores utilizaram como substrato o lixiviado.

Devido à complexidade do lixiviado (aterro velho com 12 anos de operação), o mesmo foi adicionado de forma gradativa (5, 10, 20, 40, 60, 80, e 100%) de modo que somente na condição de alimentação com 100% de lixiviado é que os autores eliminaram o metanol e a

glicose. Nesta etapa, também, foi efetuado a correção do pH do lixiviado com ácido clorídrico para valores entre 7 – 7,5 que inicialmente apresentava valores acima de 8.

Ao final da pesquisa, devido a idade do aterro e a complexidade do lixiviado em termos de DQO (3729 – 5173 mg/L), os autores encontraram baixas eficiências (40 – 50%) e verificaram que é possível aclimatar populações bacterianas provenientes de lodos anaeróbios e aeróbios para o tratamento de lixiviado de aterros sanitários por meio de reatores UASB.

3.4 - CONSIDERAÇÕES FINAIS

Em razão da composição físico-química, o lixiviado se constitui uma grande ameaça para meio ambiente, especialmente para os corpos hídricos superficiais e subterrâneos devido à vulnerabilidade e a contaminação que tais mananciais apresentam. Assim, a problemática do tratamento do lixiviado tem despertado o interesse por grupos de pesquisas tanto em nível nacional como internacional, com o intuito de buscar alternativas técnicas e economicamente viáveis para o seu tratamento. Pois, sua composição é influenciada por meio dos fatores operacionais do aterro, por condições climáticas que influenciam na qualidade e quantidade, pela natureza dos resíduos e a idade das células.

Como visto no Brasil, não há uma legislação específica que regulamente o lançamento do lixiviado em corpos aquáticos, sendo que este lançamento atualmente toma como base as diretrizes gerais estabelecidas por meio da Resolução CONAMA 357/2005, fazendo-se necessário que sejam buscadas alternativas rápidas e eficientes para o seu tratamento.

Neste contexto, as últimas tendências da engenharia química e sanitária apontam a tecnologia RBS como ótima alternativa para o tratamento de águas residuárias concentradas. E, embora este tipo de reator venha sendo, extensivamente, estudado para o tratamento de águas residuárias domésticas devido às diversas vantagens apresentadas nos capítulos anteriores existem poucas pesquisas que têm se dedicado à utilização dessa tecnologia para o tratamento dos lixiviados de aterros sanitários.

Desta forma, a partir da revisão bibliográfica realizada, verifica-se a dificuldade de se encontrar estudos disponíveis sobre a aplicabilidade dos RBS_{AN} (agitados ou não

mecanicamente) para o tratamento de lixiviados de aterros sanitários. Sendo que a maioria dos estudos para o tratamento anaeróbio do lixiviado envolve a tecnologia por meio dos reatores UASB.

Sendo assim, a presente revisão veio contribuir para um melhor entendimento da operação do sistema RBS_{AN} , além, é claro, de apresentar as últimas pesquisas desenvolvidas envolvendo o mecanismo anaeróbio no tratamento de lixiviados de aterros sanitários.

4 - MATERIAIS E MÉTODOS

As etapas experimentais desta pesquisa foram realizadas no Laboratório de Análises de Água (LAA) do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Faculdade de Tecnologia, Programa de Pós-graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos da Universidade de Brasília (UnB). As atividades experimentais realizadas nesta pesquisa estão descritas por meio da Figura 4.1.

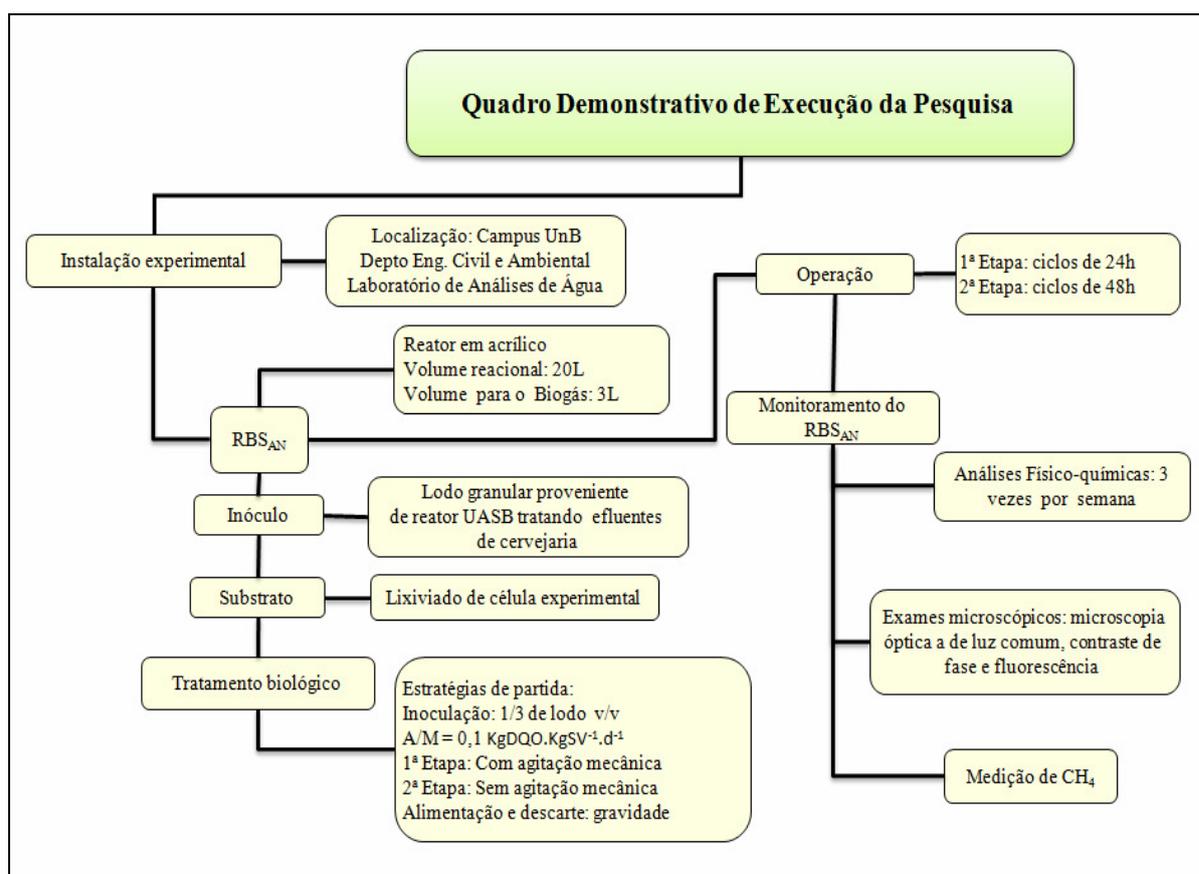


Figura 4-1. Quadro demonstrativo de execução da pesquisa

Os ensaios foram realizados num Reator Anaeróbio operando em Bateladas Seqüenciais (RBS_{AN}) em escala de bancada e alimentado com lixiviado produzido a partir da degradação de resíduos sólidos urbanos depositados em lisímetro experimental. A Figura 4.2 representa o esquema do RBS_{AN} utilizado nesta pesquisa.

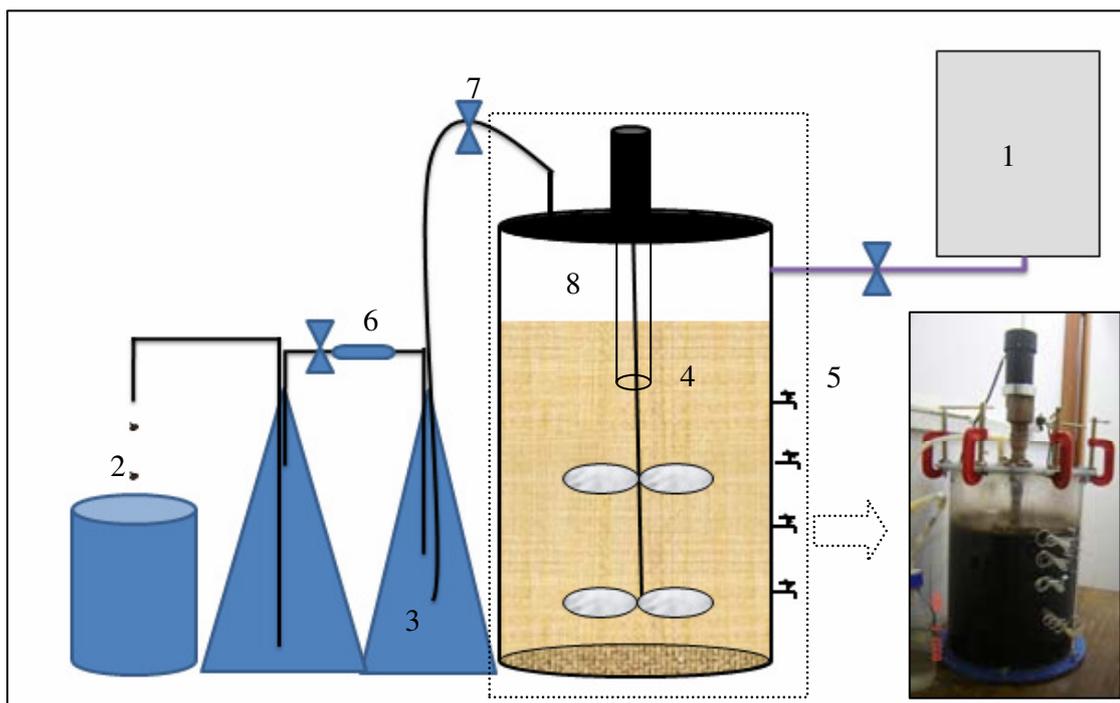


Figura 4-2. Esquema do RBS_{AN} utilizado na pesquisa
 (1 – Recipiente para alimentação. 2 – Recipiente para coleta do metano. 3 – Solução de NaOH (50g/L) para lavagem do CO₂; 4 - RBS_{AN}. 5 – Pontos de amostragem. 6 – Dispositivo com palha de aço (Bombril®) para oxidação do H₂S. 7 – Dispositivos de abertura e fechamento; 8 – Dispositivo de PVC para selo hídrico)

4.1 - DESCRIÇÃO DO RBS_{AN}

O RBS_{AN} (Figura 4-2) foi confeccionado em acrílico transparente com diâmetro de 0,29 m e altura de 0,43 m, perfazendo um volume total de aproximadamente 31 L. A Tabela 4-1 apresenta as características construtivas do RBS_{AN}.

Tabela 4-1. Características construtivas do RBS_{AN}

Configuração	Dimensões
Altura (L) (m)	0,43
Diâmetro (D) (m)	0,29
Volume Total - V _T (L)*	31
Volume de gás - V _G (L) **	3
Volume de lodo - V _B (L)	10
Volume de líquido - V _L (L)	20
Volume útil - V _U (L) ***	28
Relação L/D	1,48
Velocidade de agitação (rpm)	100

*Volume total: V_T = V_B + V_L + V_G - **Volume de gás: V_G = V_T - V_U - ***Volume útil: V_U = V_B + V_L

Durante a operação do sistema, a amostragem e a descarga do efluente tratado foram realizadas por meio de um dos pontos de amostragem (ponto mais baixo) instalados ao longo da altura do RBS_{AN}. A alimentação foi realizada na parte superior e por gravidade. As características operacionais do RBS_{AN}, de acordo com as etapas experimentais, estão apresentadas na Tabela 4-2.

Tabela 4-2. Características operacionais do RBS_{AN}

Operação	I Etapa	II Etapa
Alimentação e descarte	Gravidade	Gravidade
Agitação	Mecânica	Sem agitação
Duração do ciclo(h)	24	24/48/72
Temperatura	Controlada $30 \pm 1^\circ\text{C}$	Controlada $30 \pm 1^\circ\text{C}$
Velocidade de agitação (<i>rpm</i>)	100	-

4.1.1 - Sistema de agitação e controle de temperatura do RBS_{AN}

Na etapa 1, o sistema foi operado com ciclo de 24 h sendo 23 h de reação anaeróbia e 1 h para sedimentação e descarte do efluente. Para a agitação, foi utilizado impelidor mecânico (Figura 4-3) do tipo turbina confeccionado em aço inox e constituído por seis lâminas para garantir escoamento axial, melhor transferência de massa entre a fase líquida e a biomassa e melhorar a transferência de potência do impelidor para o líquido (Michelan, 2006). A potência utilizada no sistema de agitação era de 1/10HP.

Para evitar a introdução de oxigênio no reator decorrente da agitação mecânica, foi adaptado um selo hídrico construído em PVC conforme Ono (2007) e mostrado por meio da Figura 4-2.

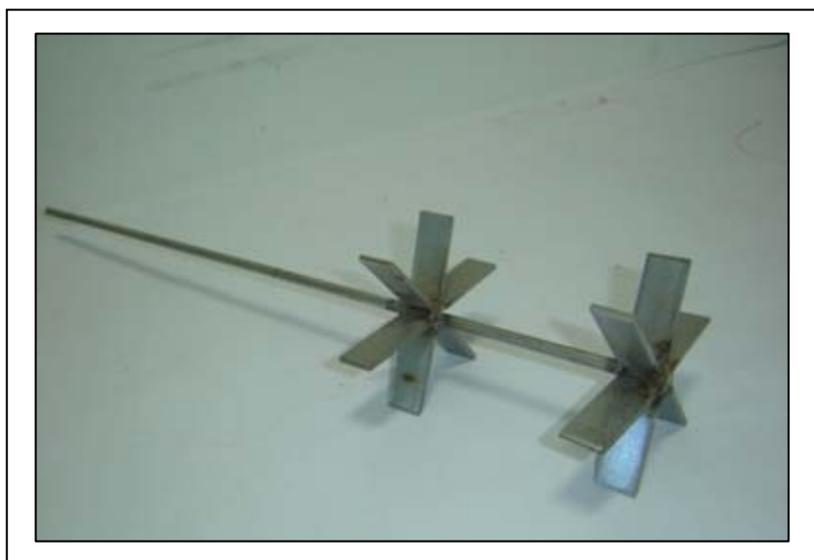


Figura 4-3. Impelidor mecânico utilizado para homogeneização do RBS_{AN}

A Tabela 4-3 e a Figura 4-4 apresentam os detalhes construtivos do impelidor utilizado nesta pesquisa.

Tabela 4-3. Relações geométricas relativas aos dados da Figura 4-4.

Tipo	D_T/D_i	H_L/D_i	C/D_i	L_i/D_i	W_i/D_i	W_B/D_T
Turbina com 6 pás planas	3	3	1	0,25	0,2	0,10

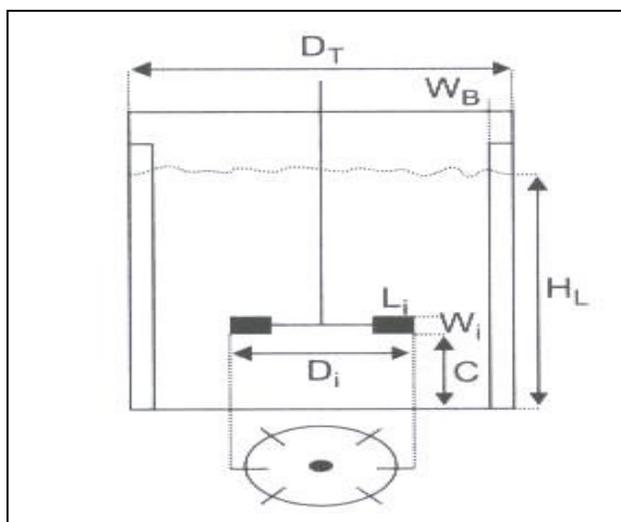


Figura 4-4. Esquema de um tanque agitado por turbina de pás com indicações importantes na transmissão de potência ao líquido (Schmidell, 2001).

Para o controle da temperatura o RBS_{AN} foi mantido em cabine climatizada (Figura 4-5). A temperatura foi mantida em torno de 30°C (±1°C), e o controle realizado por um sistema composto de sensor controlador, ventilador e resistência elétrica.

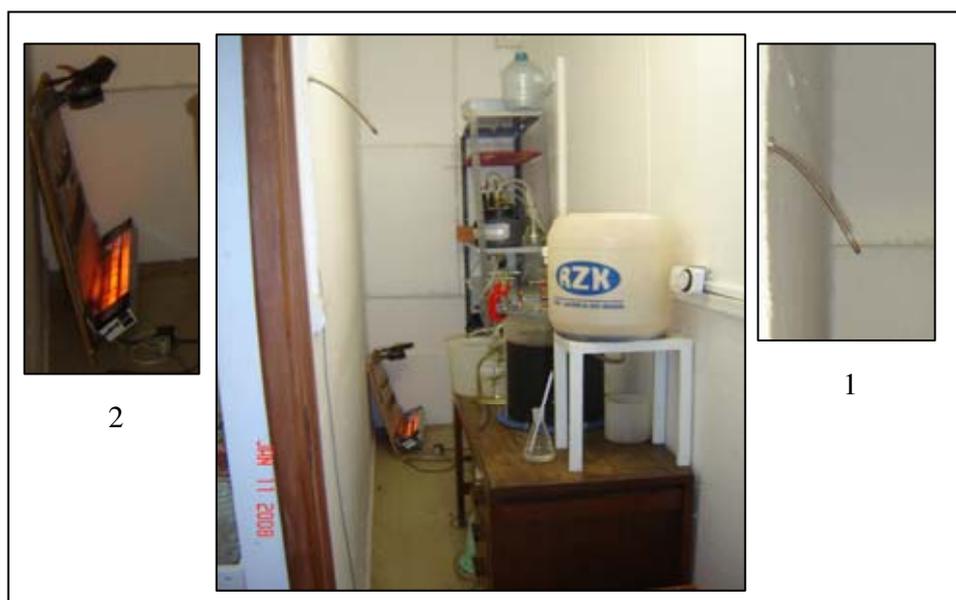


Figura 4-5. Câmara climatizada composta de sensor controlador (1), ventilador e resistência elétrica (2) para manutenção da temperatura de operação do RBS_{AN}.

4.2 - INÓCULO UTILIZADO NA PARTIDA DO SISTEMA

Utilizou-se como inóculo lodo industrial proveniente de um reator UASB tratando água residuária de cervejaria. A coleta do lodo foi realizada no ponto de amostragem inferior, imediatamente acima do ponto de alimentação. A DQO aplicada ao reator UASB era de 2000mg/L.d⁻¹. Após a coleta, o lodo foi armazenado sob refrigeração (4°C).

A opção por lodo granular decorreu diretamente da melhor característica de sedimentação desse tipo de lodo, no emprego de reatores RBS_{AN}, em escala de bancada (Zimmer, 2006; Sarti, 2005; Ono, 2007). Durante os procedimentos de inoculação, o lodo não foi submetido a nenhum tratamento prévio. As características físico-químicas do inóculo estão apresentadas na Tabela 4-4.

Tabela 4-4. Caracterização do lodo de inóculo, utilizado na partida do RBS_{AN}

Variável	Concentração
pH	7,5
Potencial redox (mV)	- 200
Sólidos Totais (ST/mg/L)	65340
Sólidos Totais Voláteis (STV/mg/L)	57500
Densidade (kg/m ³)*	1020

* Determinada em laboratório

4.3 - CARACTERIZAÇÃO MORFOLÓGICA DO LODO GRANULAR

Para a análise das imagens de caracterização morfológica dos flocos constituintes do lodo utilizado como inóculo foi realizada a técnica de análise digital de imagens. Para efetuar a aquisição das imagens digitais dos flocos, uma amostra de 1 mL do lodo foi depositada, cuidadosamente, numa lâmina de Segdwick-Rafter com o auxílio de uma pipeta e, em seguida, coberta com uma lamínula.

As imagens digitais foram obtidas em um módulo de aquisição composto por um microscópio óptico Leica (DM LB2) acoplado a uma câmera de vídeo Leica (DFC 280) (Figura 4-8). Foi selecionado um total de 80 imagens digitais com dimensões de 1280 x 1024 pixels em escala de cinza (256 níveis de cinza) empregando um aumento total de 50 X fazendo uso do software comercial Leica. Após a captura, as imagens foram salvas em formato JPEG.

Posteriormente, as imagens digitais dos flocos foram tratadas com auxílio do software comercial Leica Qwin Pro versão 3.2.0 (Leica Microsystem Image Solution, 2003), a fim de

estimar vários descritores da geometria Euclidiana, tais como: Diâmetro Equivalente, Circularidade, Convexidade, Razão de Aspecto. O procedimento semi-automático para a realização desta etapa foi realizado pela Colaboradora Yovanka Peres Ginoriz.

A Tabela 4-5 apresenta os parâmetros morfológicos do lodo granular utilizado como inóculo. A referida Tabela mostra que o Deq do lodo variou de 59 - 1547,4 μm . Segundo os valores da circularidade verifica-se que os flocos apresentaram uma tendência a circularidade, conforme mostra também a Figura 4-7. Esta tendência pode ser confirmada por meio dos valores de convexidade os quais oscilaram entre 0,44 – 0,99 com valor médio de 0,77, o que sugere a ocorrência de flocos altamente convexos. Ainda, os valores da razão de aspecto, no intervalo de 1,04 – 4,3 indicam que os grânulos apresentaram uma morfologia predominantemente circular. A partir da análise morfológica dos flocos verifica-se que os mesmos apresentaram uma morfologia típica de grânulos anaeróbios (Amaral 2003 e Hulshoff *et. al.*, 2004).

Tabela 4-5. Caracterização morfológica do Lodo granular utilizado na pesquisa

Parâmetro	n	Mínimo	\bar{X}	Máximo	δ
Circularidade		1,03	2,9	10,7	1,4
Convexidade	1129	0,44	0,77	0,99	0,11
Razão de aspecto		1,04	1,65	4,3	0,5
D_{eq} (μm)		59	107,6	1547,4	102,9

A Figura 4-6 apresenta a distribuição de frequência relativa referente ao tamanho dos flocos utilizados como inóculo na partida do RBS_{AN} . De acordo com a Figura 4-6, 55% dos flocos incluídos na análise apresentaram dimensões estimadas menores que 100 μm de Diâmetro equivalente (Deq), enquanto que apenas 1% apresentou dimensões menores que 500 μm .

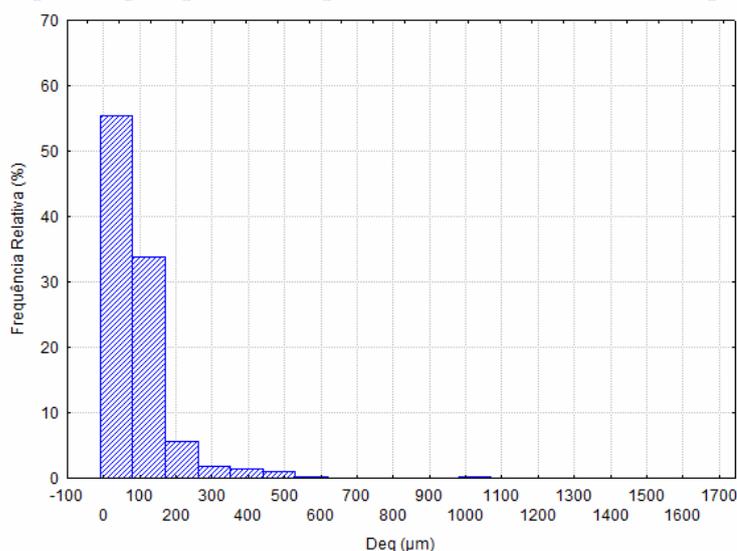


Figura 4-6. Histograma de distribuição de frequência do Deq (μm) do lodo granular utilizado na partida do RBS_{AN}

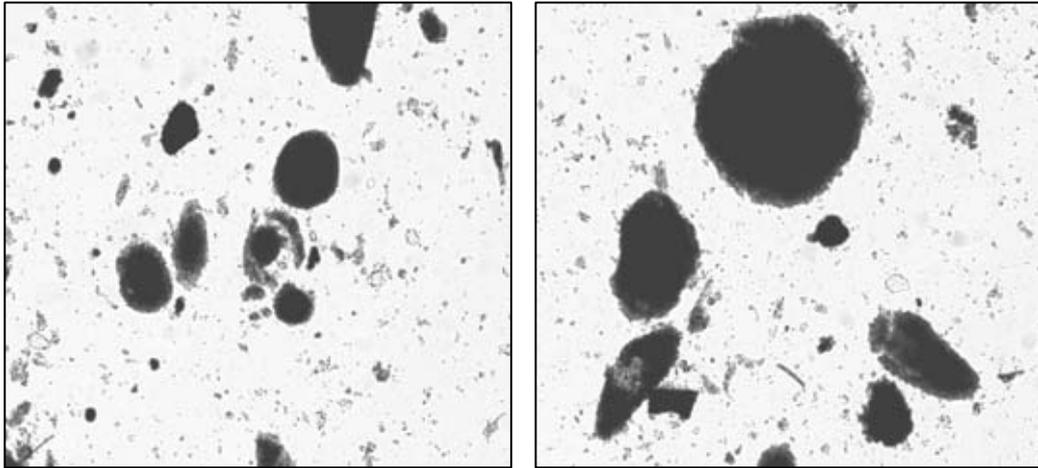


Figura 4-7. Imagens digitais dos flocos utilizados na inoculação do RBS_{AN} (aumento de 50x):

Segundo Amaral (2003), geralmente, sistemas anaeróbios contendo lodo granular com dimensões variando de 1 – 5 mm e elevada concentração de sólidos suspensos voláteis, tendem a aumentar a sedimentabilidade/clarificação do efluente, o que repercute em um melhor equilíbrio dinâmico no sistema e, conseqüentemente, melhor eficiência de remoção de matéria orgânica.

4.4 - LIXIVIADO UTILIZADO NA PESQUISA

O lixiviado utilizado nos experimentos foi proveniente de célula experimental (lisímetro) construída na estação experimental da UnB (Figura 4-8). O lisímetro foi preenchido com resíduos sólidos urbanos (Tabela 4-6) em dezembro de 2006. Como material de cobertura final do lisímetro foi utilizado resíduos provenientes da construção civil.



Figura 4-8. Lisímetro experimental

As Tabelas 4-6 e 4-7 apresentam as características dos RSU utilizados no preenchimento da célula experimental e a composição físico-química do lixiviado produzido no lisímetro e utilizado na partida e operação do RBS_{AN}, respectivamente.

Tabela 4-6. Análise gravimétrica dos resíduos utilizados no preenchimento da célula experimental (Tapahuasco, (2007)

Materiais	Peso (kg)	% Peso
Papel	3,2	26,5
Plástico	3	25,2
Orgânico	5,6	46,3
Vidro	0	0
Borracha e têxtil	0,1	0,5
Metal	0,2	1,5
Outros	0	0
Peso total dos materiais	12,1	100

Tabela 4-7. Composição físico-química do lixiviado utilizado na partida e operação do RBS_{AN}

Variável	n	\bar{X}
DQO Bruta (mg/L)		2227
DQO Filtrada (mg/L)		1908,9
Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ /L)		982
Alcalinidade parcial (mgCaCO ₃ /L)		564
Alcalinidade intermediária (mgCaCO ₃ /L)	27	432
pH		8,3
Nitrogênio amoniacal (mgNH ₄ ⁺ /L)		315,9
Nitrogênio (mgN/L)		258,9
Ácidos graxos voláteis (mgAGV/L)		479,5
SÓLIDOS em Suspensão Totais (g/LSST)	2	40,4
Sólidos em Suspensão Voláteis (g/LSSV)		40,1

4.5 - ETAPAS DA PESQUISA

Inicialmente a proposta da pesquisa era verificar o desempenho do RBS_{AN} operando sob agitação mecânica (100 rpm), no entanto, ao fim da realização desta fase o sistema de agitação foi danificado e o RBS_{AN} continuou sendo operado sem agitação mecânica. Desta forma, a pesquisa passou a ter duas etapas (I e II) cujo intuito foi avaliar a influência da agitação mecânica no tempo de ciclo. Na primeira etapa, o sistema foi operado com agitação mecânica, conforme descrito no item 4.1 e com ciclos reacionais de 24h, sendo 23h de reação anaeróbia e 1h de sedimentação. A caracterização foi realizada a cada nova alimentação (afluente início do ciclo) e ao fim do ciclo (efluente), ou seja, após as 24h de operação.

Em etapa subsequente (Etapa II) o sistema de agitação foi interrompido e o RBS_{AN} foi operado sem agitação mecânica. Primeiramente, o RBS_{AN} foi mantido em operação com ciclos reacionais de 24, 48 e 72 h consecutivos, sendo que ao fim de cada ciclo eram coletadas amostras para a caracterização físico-química com o intuito de identificar o ciclo que apresentava maior remoção de carga orgânica, e, por conseguinte, maior produção de metano. Nessa etapa, o RBS_{AN} não possuía a fase de sedimentação, uma vez que o mesmo era operado sem agitação mecânica. O objetivo do desenvolvimento desta etapa era verificar se a produção de metano era suficiente para promover a homogeneização do licor no sistema, proporcionando o contato alimento/microrganismo.

4.6 - ESTRATÉGIA DE PARTIDA E OPERAÇÃO DO RBS_{AN}

Para os procedimentos de partida, foi destinado um volume de inóculo de 1/3 do volume reacional do reator, o que correspondia aproximadamente a 7 L de lodo para a inoculação. Enquanto o volume para o biogás gerado foi adotado como sendo de 10% do volume total do reator (3 L). A relação A/M aplicada foi de 0,10 kgDQO.kgSV⁻¹.d⁻¹ (Ndon e Dague, 1997; Sarti, 2005). Durante a partida e operação do RBS_{AN}, devido a variação das características físico-químicas do lixiviado, a carga orgânica aplicada variou entre 0,8 – 1,2 kg/m³.d⁻¹.

4.7 - OPERAÇÃO DO RBS_{AN}

O sistema foi operado em bateladas seqüenciais, sendo que na primeira etapa a duração dos ciclos foi de 24h, nos quais 23h o sistema era agitado constantemente e 1h para sedimentação e descarte do efluente. Na segunda etapa, após definição do ciclo, o sistema era operado com ciclos reacionais de 48h. O tempo de alimentação nas duas etapas de monitoramento foi aproximadamente 5 minutos. Embora nas duas etapas do monitoramento o pH do lixiviado afluente tenha variado entre 7,4 – 9, não foi realizado nenhum procedimento de correção do pH.

A Figura 4.9 mostra a seqüência de períodos genéricos da operação do RBS_{AN}. As variáveis de monitoramento e as metodologias analíticas estão apresentadas na Tabela 4-8.

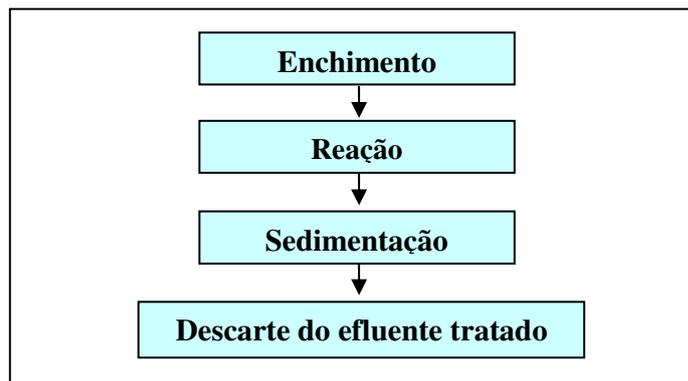


Figura 4-9. Sequência de períodos de operação do sistema (Etapas I e II).

4.8 - REALIZAÇÃO DOS PERFIS

Após o RBS_{AN} ter atingido o equilíbrio dinâmico foram realizados perfis de decaimento de DQO, alcalinidade (total e as frações), alcalinidade de ácidos graxos voláteis e produção de metano. O perfil de produção de metano foi realizado em dias distintos aos demais perfis, pois para realização conjunta com os perfis da DQO e as frações de alcalinidade, havia despressurização no RBS_{AN} devido à abertura dos pontos de amostragem, prejudicando, assim, a realização do mesmo. Deste modo, para a realização do perfil de metano buscava-se sempre manter a mesma carga orgânica aplicada na realização dos perfis de DQO e as frações de alcalinidade.

Durante o procedimento e a realização dos perfis, imediatamente após a alimentação no tempo inicial (T_0) e ao final de cada 1 h, foram coletadas amostras para a verificação do decaimento da DQO e do comportamento da alcalinidade, ácidos graxos voláteis e pH, sendo que, com exceção da variável pH, os demais parâmetros foram realizadas em réplicas até atingir valores uniformes. Durante as coletas das amostras do licor misto, o volume coletado foi de 800 ml sendo menor que 10% do volume reacional do reator (Michelan, 2006 e Zimmer, 2006).

Já para o perfil da produção de metano, com o intuito de obter uma melhor representatividade temporal, as medições foram realizadas após a alimentação (T_0) e a cada 30 minutos, cujo volume coletado foi medido em proveta graduada. Esse procedimento foi realizado até que fosse obtido valores próximos a zero.

Tabela 4-8. Variáveis de monitoramento do RBS_{AN} e métodos analíticos utilizados

Variável	Método	Número do Método	Referência
DQO (bruta e filtrada)* **	Espectrofotométrico	508 C	
pH	Potenciométrico	423	
Sólidos em Suspensão Totais (SST)	Gravimétrico	209 C	
Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV)	Gravimétrico	209 D	APHA (1999)
Sólidos Totais (ST)	Gravimétrico	209 F	
Sólidos Totais Voláteis (STV)	Gravimétrico	209 F	
Nitrogênio amoniacal	Potenciométrico	417 E	
Alcalinidade	Titulométrico		Ripley <i>et al.</i> (1986)
Ácidos Graxos Voláteis	Titulométrico	-	Dilallo & Albertson, (1961)
Produção do Biogás	Deslocamento de volume		Foresti <i>et al.</i> 2005

* Amostras centrifugadas por 10 minutos a 1500rpm

** Determinada em equipamento de RACH

Por causa do baixo crescimento celular, típico de organismos metanogênicos conforme explica Metcalf & Eddy, 1991; Speece, 1996; Ndon e Dague, 1997; Chernicharo, 2007; as amostras do licor misto para determinação das frações de sólidos foram coletadas somente uma vez por semana na primeira etapa de monitoramento. Para os demais parâmetros, a amostragem (afluente e efluente) foi realizada 3 vezes por semana os quais seguiram os procedimentos analíticos descritos na Tabela 4-8. Todos os processos analíticos realizados nesta pesquisa foram realizados em duplicata.

4.9 - PRODUÇÃO DE METANO (CH₄)

A produção do metano foi avaliada por meio de deslocamento de volume previamente lavado em solução de NaOH (50 g/L) e era coletado em recipiente com capacidade de 10L. Para tanto, foi conectado Bombril[®] (palha de aço) no interior da mangueira localizada ligeiramente após o frasco de lavagem, fazendo com que todo o gás que saísse do interior do frasco de lavagem contendo a solução química (NaOH 50g/L) fosse considerado como sendo metano (Figura 4-1).

4.10 - EXAMES MICROSCÓPICOS DA BIOMASSA ANAERÓBIA

4.10.1 - Exames microscópicos

Com o intuito de caracterizar e monitorar os tipos morfológicos presentes em amostras do lodo granular anaeróbio, utilizado na inoculação do reator em batelada, e do licor misto durante o período em que o mesmo foi operado sob condições distintas (primeira e segunda etapas) foram realizados exames de microscopia óptica de contraste de fase e de fluorescência. É importante ressaltar que para a realização dos exames microscópicos, 10mL de lodo foram previamente macerados com o auxílio de um pistilo para desfazer os arranjos granulares, em cápsulas de porcelana. As amostras de licor misto foram coletadas semanalmente durante a operação do reator em batelada agitado ou não mecanicamente.

As amostras do lodo granular e do licor misto foram analisadas em microscópio (*Leica DM LB2*) acoplado à um sistema de captura de imagens composto por uma câmera de vídeo (*Leica DFC 280*) e por um programa de aquisição de imagens (*Leica QWin V3*), os quais permitiram registrar as morfologias dos microrganismos presentes em cada amostra (Figura 4-10).

É importante salientar que as lâminas de vidro utilizadas nos exames microscópicos foram cobertas com ágar (2%) com o intuito de absorver o excesso de água presente nas amostras de licor misto e, conseqüentemente, otimizar o processo de observação das morfologias das células e a captura de imagem das mesmas.



Figura 4-10. Sistema de aquisição de imagens para realização de microscopia das morfologias presentes no onóculo e licor misto do RBS_{AN}

4.11 - CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA

A Carga Orgânica Volumétrica (COV) foi obtida por meio da equação 4.1 a seguir, e conforme explica Zimmer (2006).

$$COV = (DQO \cdot V_a \cdot N_c)/V_r \quad \text{Equação 4.1}$$

Sendo:

COV – Carga Orgânica Volumétrica Total aplicada ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$).

DQO – DQO afluente (kg/m^3).

V_a – Volume alimentado por ciclo (m^3/ciclo).

N_c - Número de ciclos ao dia (ciclos/d)

V_r – Volume do Reator (m^3)

4.12 - EFICIÊNCIA DE CONVERSÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA

A eficiência de conversão da matéria orgânica expressas na forma de DQO para as amostras filtradas (E_f) e não-filtradas (E_T) foram obtidas por meio das equações 4.2 e 4.3, respectivamente (Rodrigues *et al.* 2003; Michelan, 2006; Zimmer, 2006).

$$E_T = \frac{(C_I - C_{ST})}{C_I} \cdot 100 \quad \text{Equação 4.2}$$

$$E_f = \frac{(C_I - C_{SF})}{C_I} \cdot 100 \quad \text{Equação 4.3}$$

Sendo:

C_I a concentração não-filtrada de matéria orgânica no afluente,

C_{ST} a concentração de matéria orgânica não-filtrada no efluente,

C_{SF} a contração de matéria na forma filtrada no efluente.

4.13 - TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS RESULTADOS

Ao final da realização dos experimentos os dados foram tratados estatisticamente utilizando-se a planilha Excel[®] versão 2007, para cálculo dos valores mínimos, médios, máximos e desvio padrão das amostras analisadas. Adicionalmente a distribuição do diâmetro equivalente dos flocos foi estimada, empregando o software estatístico de análises de dados Estatística Versão 6 (Statsoft, Inc., 2001)

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

A seguir serão apresentados os resultados da operação do RBS_{AN} tratando lixiviado proveniente da degradação dos resíduos sólidos urbanos em células experimentais, e operado sob duas condições distintas, com e sem agitação mecânica.

5.1 - PRIMEIRA ETAPA

Nesta etapa o sistema foi agitado mecanicamente com ciclo operacional de 24h. A Tabela 5.1 apresenta os valores da estatística descritiva obtidas para as amostras do afluente e efluente, e as Figuras 5-1, 5-2, 5-3, 5-4 e 5-5 representam o comportamento da DQO para as amostras brutas e filtradas afluentes e efluentes, os valores calculados das eficiências de remoção de DQO bruta e filtrada, a carga orgânica volumétrica afluente (COV), a razão DQO/N, e a relação A/M, respectivamente.

Tabela 5-1. Estatística descritiva da operação do RBS_{AN} na primeira condição

Parâmetros	n	Afluente				Efluente			
		Mínimo	\bar{X}	Máximo	δ	Mínimo	\bar{X}	Máximo	δ
Concentração de N (mg/L)		47	259	815	212	40	288	1155	272
Concentração de N-NH ₄ ⁺ (mg/L)		57	316	994	259	48	352	1409	332
pH		7,5	8,3	9,1	0,4	7,3	7,5	8,0	0,2
Alcalinidade Parcial (mgCaCO ₃ /L)		101	564	1095	308	563,9	964,6	1456,4	261,5
Alcalinidade Intermediária (mgCaCO ₃ /L)		292	432	810	120	101	231	548	104
Ácidos Voláteis (mg/L)	27	161	480	854	163	24	49	116	25
DQO Bruta (mg/L)		1540	2277	3940	438	220	719	1420	314
DQO Filtrada (mg/L)		1390	1909	2110	207	240	539	1120	243
COV (kg/m ³ .d ⁻¹)		0,8	1,14	1,97	0,2	-	-	-	-
Remoção DQO Amostras brutas (%)		-	-	-	-	32	68	89	15
Remoção DQO Amostras Filtradas (%)		-	-	-	-	46	76	93	11

De acordo com a Tabela 5-1 e a Figura 5-1, pode-se verificar que a concentração de DQO variou de 1540 – 3940 mg/L (2277 ± 438 mg/L) para as amostras brutas afluentes e de 240 – 1120 mg/L (539 ± 243 mg/L) para as amostras filtradas efluentes. Esses resultados em termos de remoção representaram eficiências de 32 a 89% ($68 \pm 15\%$) para as amostras brutas e 46 a 93% ($76 \pm 11\%$) para as amostras filtradas (Figura 5-2). A eficiência média encontrada nesta pesquisa para as amostras filtradas está dentro da faixa obtida por Kennedy e Lentz (1999), quando operaram um RBS_{AN} como pré-tratamento de lixiviado de aterro sanitário seguido de

um UASB. Entretanto, as baixas eficiências encontradas nos primeiros dias de operação estão relacionadas ao período de adaptação da biomassa ao lixiviado.

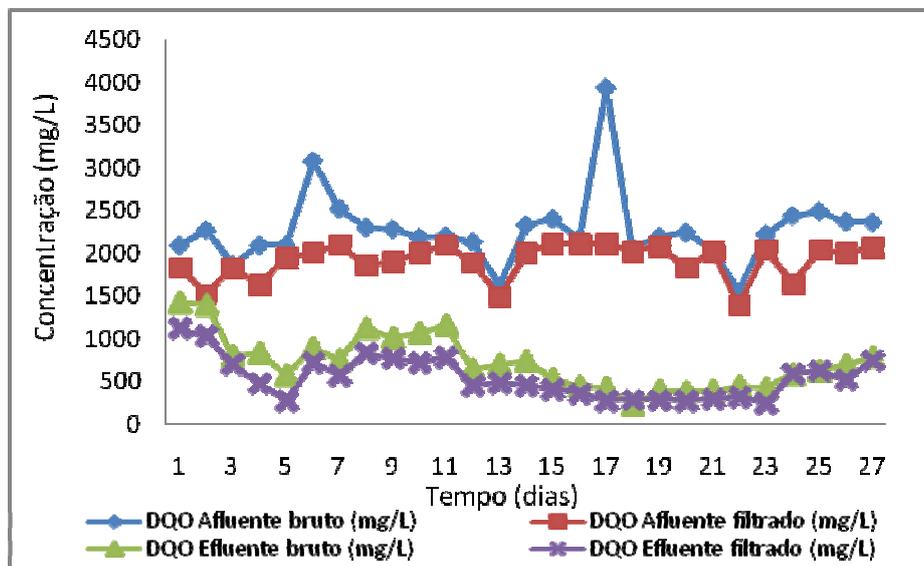


Figura 5-1. DQO para as amostras afluentes e efluentes, brutas e filtradas ao longo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Ainda por meio do gráfico da Figura 5-1 pode se observar que o período de partida do sistema foi relativamente curto, totalizando, aproximadamente 5 dias. Após esse período, os valores das variáveis monitoradas e, conseqüentemente, a eficiência de remoção de DQO apresentaram variabilidade decorrente da variação das características do lixiviado. Embora, nos primeiros dias, o sistema tenha apresentado baixas eficiências pode-se inferir que o RBS_{AN} apresentou curto tempo de adaptação, uma vez que a biomassa utilizada como inóculo já estava adaptada a concentração de DQO afluente em torno de 2000 mg/L.

Apesar do sistema ter apresentado boas eficiências de remoção de DQO para as amostras filtradas os resultados apontam a necessidade de um tratamento complementar, pois o valor médio da concentração de DQO efluente ainda apresentou valor próximo do médio que é comumente encontrado para águas residuárias brutas domésticas (500 mg/L) Metcalf & Eddy, (1991).

A variação da concentração de DQO nesta pesquisa esteve dentro da faixa utilizada por Timur e Öztürk (1999) quando operaram um RBS_{AN} no tratamento de lixiviado de aterro sanitário, cuja concentração de DQO variou de 3800 – 15900 mg/L. Segundo esses autores, o sistema alcançou eficiências de remoção entre 64 e 85% para o parâmetro DQO.

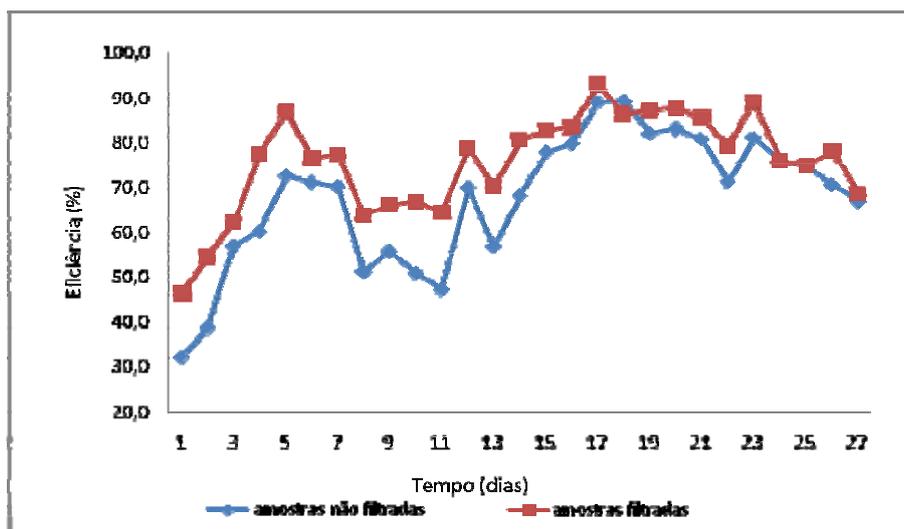


Figura 5-2. Eficiência (%) em termos de DQO ao longo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Com relação a COV aplicada de acordo com os resultados contidos na Tabela 5-1 e apresentados por meio do gráfico da Figura 5-3, observava-se que apesar da mesma variar de 0,8 a 1,97 kgDQO/m³.d ($1,14 \pm 0,2$ kgDQO/m³.d), o sistema apresentou pequenos picos de variação, dadas as variações da concentração de DQO do lixiviado conforme mostrado por meio da Figura 5-1. Provavelmente, o equilíbrio após os cinco primeiros dias tenha sido decorrente do fato do sistema ter entrado em equilíbrio o que se confirma por meio das eficiências obtidas (Figura 5-2).

Outro aspecto importante que pode ter influenciado no desempenho do sistema no que se refere a assimilação da variação da COV, pode está relacionado ao fato do sistema ter sido operado sob temperatura controlada ($30 \pm 1^\circ\text{C}$). Berrueta *et al.* (1996) operaram um reator UASB no tratamento de lixiviado variando a COV de 3 a 5 kgDQO/m³.d⁻¹ e encontraram 65% de remoção em termos de DQO.

Já os resultados obtidos por Kettunen *et al.* (1998) aplicando COV de 2 – 4 kgDQO/m³.d⁻¹ em um reator UASB sob baixas temperaturas (18 - 23°C) no tratamento de lixiviado encontraram eficiências em termos de DQO na ordem de 65 – 75%.

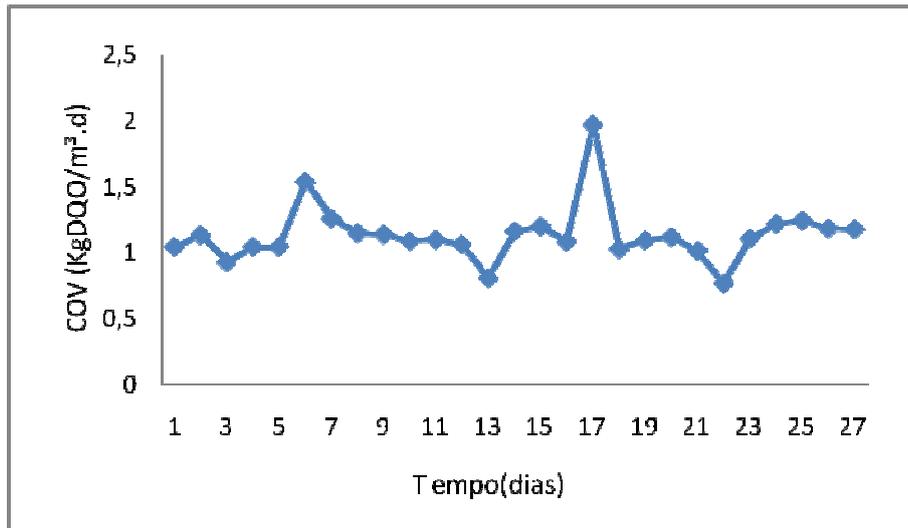


Figura 5-3. Variação da COV afluyente em termos de DQO ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

A Figura 5-4 apresenta os valores calculados da razão DQO/N. Esta razão variou de 1 – 10 (4 ± 2), acompanhando a variação observada nos valores da DQO afluyente (Figura 5-1). Deste modo, durante a realização da primeira etapa desta pesquisa a média da relação DQO:N foi de 2274:289. Segundo Berrueta *et al.* (1996), uma relação DQO:N de 100:1 já pode se tornar suficiente para os processos anaeróbios. Para Chernicharo (2007), de maneira geral, para o tratamento de águas residuárias por meio da digestão anaeróbia com relação A/M baixa, geralmente próximo a 0,05 gSSV/gDQO uma relação DQO:N na ordem de 1000:5 já pode se tornar suficiente para a operação do sistema. Provavelmente, o elevado valor da relação DQO:N obtido nesta pesquisa esteja ligado ao fato da variabilidade nas características do lixiviado como também da variação da COV conforme já apresentado por meio das Figuras 5-1 e 5-3.

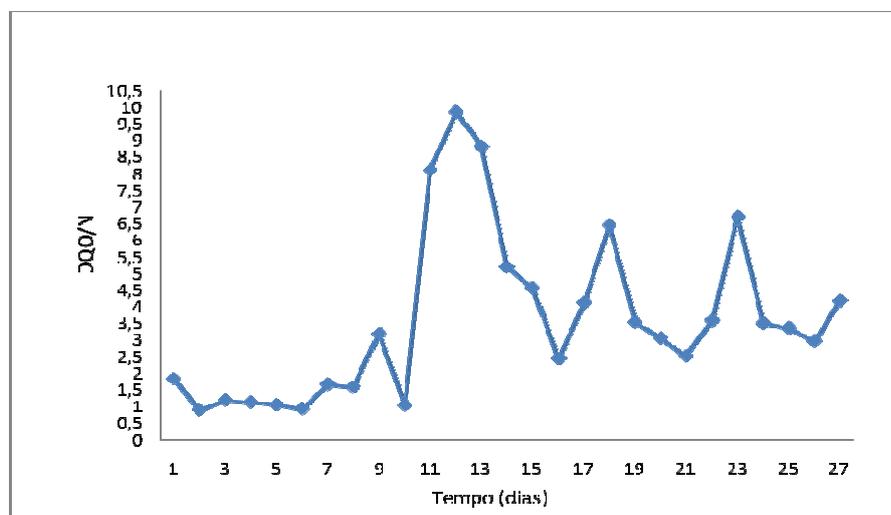


Figura 5-4. Razão DQO/N ao logo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

A relação A/M (Figura 5-5), apresentou comportamento variável na medida em que o sistema foi adquirindo estabilidade. De modo que somente após a sexta semana o valor da relação A/M ficou próximo do valor que, inicialmente foi adotado nos procedimentos de partida o qual foi de $0,1 \text{ kgDQO.kgSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ (Sarti, 2005). Os valores A/M obtidos nesta pesquisa foram inversamente proporcionais aos valores das frações de sólidos no licor misto os quais serão discutidos mais adiante na Figura 5-17, página 60. O que já era de se esperar, considerando a interação entre os parâmetros DQO e as frações de sólidos voláteis e suspensos.

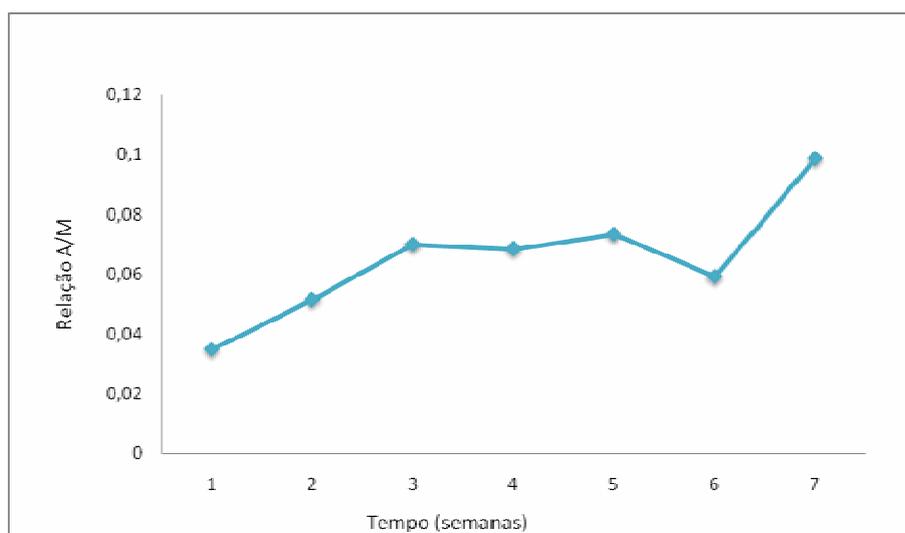


Figura 5-5. Relação A/M durante a primeira etapa de operação. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

A interação das variáveis alcalinidade, pH e AGV expressam o equilíbrio dinâmico de um sistema de digestão anaeróbia, indicando que a fermentação ácida não possui predominância sobre a fermentação metanogênica. De acordo com a Tabela 5.1 e a Figura 5-6, durante o período de monitoramento a alcalinidade parcial variou de $101 - 1095 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ ($564 \pm 308 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$) e $564 - 1456 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ ($964 \pm 261,5 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$) para as amostras do afluente e efluente, respectivamente. As concentrações de alcalinidade intermediária, variaram de $292 - 810 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ ($432 \pm 120 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$) para as amostras afluentes, e de $101 - 548 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ ($231 \pm 104 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$) para as amostras efluentes.

Assim, segundo os dados apresentados por meio do gráfico da Figura 5-6, percebe-se, que a alcalinidade parcial presente nas amostras afluentes foi suficiente para proporcionar a manutenção do equilíbrio no sistema, bem como o consumo de quase 50% da alcalinidade dos ácidos voláteis, que foram possivelmente utilizados como substrato pelas metanogênicas.

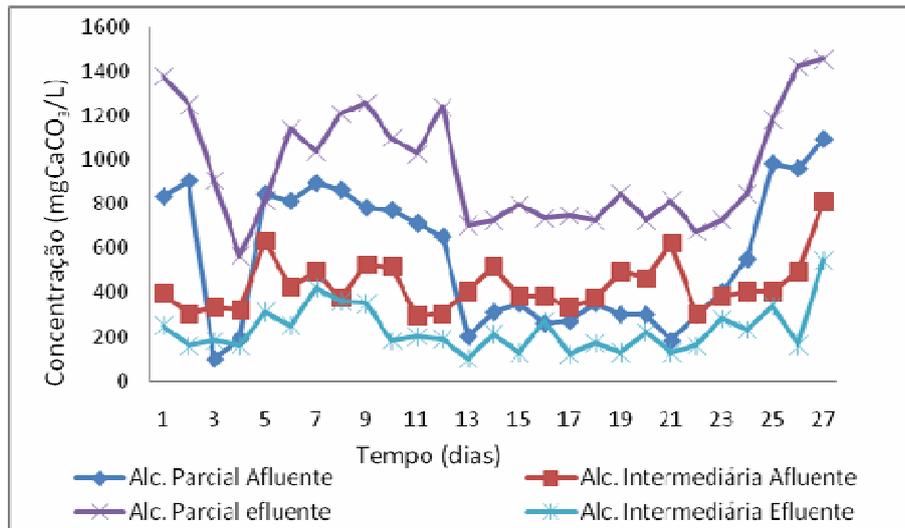


Figura 5-6. Alcalinidade nas amostras afluente e efluente ao longo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

De acordo com Metcalf & Eddy (1991), para o bom desempenho de um sistema anaeróbio, a alcalinidade total deve ser mantida entre 1000 e 5000 mgCaCO₃/L, dada a possibilidade de acidificação do sistema.

Iamamoto *et al.* (2002), monitoraram dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando água residuária de suinocultura, instalados em série, e verificaram a associação dos seus respectivos desempenhos (eficiência de remoção de DQO) com as alcalinidades, devido ao bicarbonato e aos ácidos voláteis, visando ao uso como uma ferramenta de determinação simples e rápida na identificação de possíveis instabilidades no processo de digestão anaeróbia.

A carga orgânica volumétrica variou de 0,28 a 5,31 kg DQO m³ d⁻¹ com aumento da DQO de 415 a 3.252 mg/L no afluente e diminuição do tempo de detenção hidráulica de 23,5 para 14,7 h. Segundo os autores, a eficiência de remoção de DQO foi associada com os valores da relação AI/AP demonstrando tendência de decréscimo quando essa relação foi acima de 0,30.

Nesta pesquisa, a relação média AI/AP para as amostras efluentes foi de 0,2. Segundo Ripley *et al.* (1986) *apud* Chernicharo (2007) relações AI/AP menores que 0,3 não representam possibilidade de distúrbios no sistema. O baixo valor médio encontrado talvez seja devido a baixa variação do acúmulo de AGVs nas amostras efluentes, cujos valores situaram-se entre 161 – 854 mgAGV/L (480 ± 163 mgAGV/L) e 24 – 116 mgAGV/L (49 ± 25 mgAGV/L), afluente e efluente, respectivamente (Tabela 5.1 e Figura 5-7).

Ainda com relação aos valores da relação AI/AP para as amostras efluentes, o valor médio encontrado (0,2) encontra-se de acordo com os valores obtidos por Iamamoto *et al.* (2002). A Figura 5-8 apresenta a variação da relação AI/AP para as mostras afluentes e efluentes ao longo da primeira etapa de monitoramento.

Com o intuito de evitar a possibilidade de acidificação decorrente do excesso de ácidos voláteis no sistema, Metcalf e Eddy (1991) explicam que os valores ótimos de AGVs devem ser inferiores a 250 mgAGV/L.

Entretanto, provavelmente devido ao efeito tampão, expresso por meio dos valores de alcalinidade parcial, que está relacionada a presença de bicarbonatos ($964 \pm 261 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$), não foi identificado nenhum distúrbio durante essa etapa de operação.

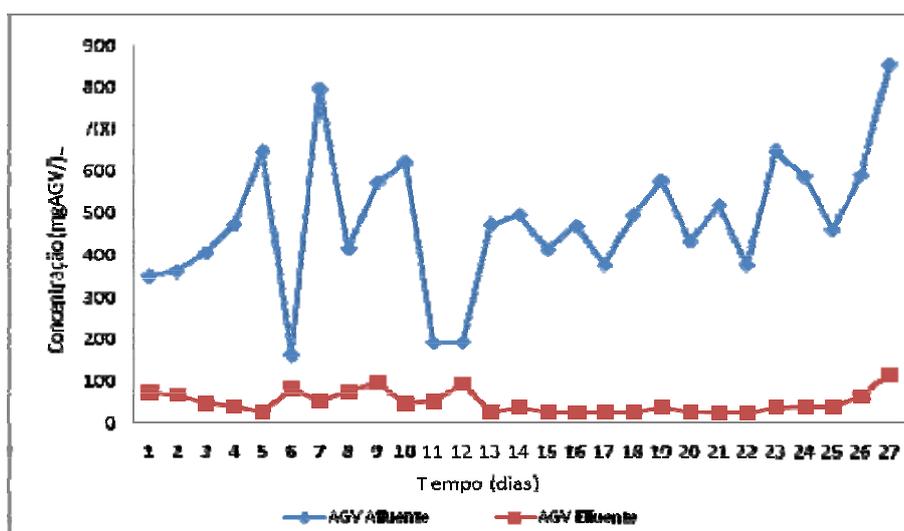


Figura 5-7. AGVs, afluente e efluente ao longo da primeira etapa do monitoramento do RBS_{AN}. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Ainda com relação ao gráfico da Figura 5-7 os baixos valores de AGVs efluentes podem inferir que o sistema funcionou sob condições de equilíbrio dinâmico. Já a razão de produção de metano (Figura 5-10), nessa etapa da operação, apresentou várias oscilações, isso pode ser atribuído às variações das características do lixiviado conforme foi visto por meio dos valores das concentrações da DQO afluente.

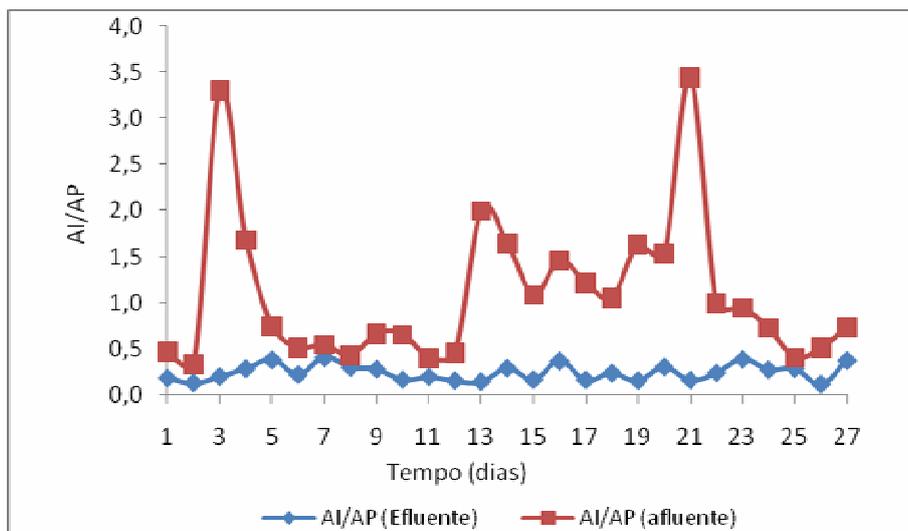


Figura 5-8. Variação da relação AI/AP para as amostras afluentes e efluentes ao longo da primeira etapa do monitoramento do RBS_{AN}. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Quanto aos valores de pH, estes variaram entre 7,5 – 9,1 ($8,3 \pm 0,4$) e 7,3 – 8,0 ($7,5 \pm 0,2$) para o afluente e efluente, respectivamente, (Tabela 5.1 e Figura 5-9). O valor médio encontrado para as amostras efluentes nesta pesquisa apresentam-se de acordo com os valores obtidos por Leite *et. al.* (2003) quando operaram um reator UASB tratando percolado advindo de processos de biodecomposição de resíduos sólidos orgânicos.

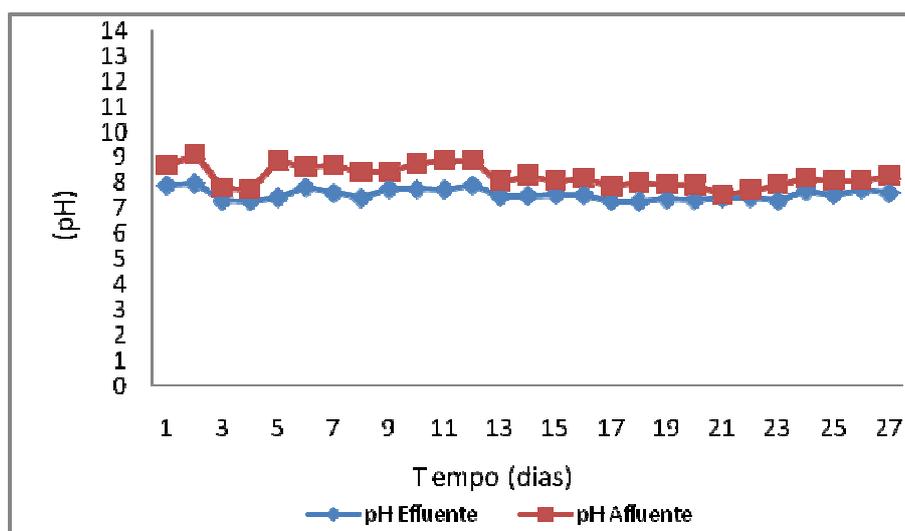


Figura 5-9. Comportamento pH ao longo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

De acordo com os valores de pH nas amostras efluentes, os mesmos demonstram que o sistema foi operado com pH em torno da faixa sugerida por van Haandel e Lettinga, (1994) e Speece (1996), para operação de sistemas anaeróbios (pH entre 6,5 – 7,5 aproximadamente).

Pode-se observar, ainda, por meio do gráfico da Figura 5-9 que o pH efluente logo após a partida do sistema apresentou tendências a valores próximos a 7 e foi variando conforme as características do lixiviado, considerando as sazonalidades das chuvas e o efeito da diluição. Os valores de pH afluente próximos a 9, podem estar relacionados ao fato de que, no procedimento de cobertura do lisímetro, foram utilizados resíduos provenientes de construção civil, contendo materiais a base de hidróxido de cálcio.

Assim, é também possível verificar que durante a etapa de monitoramento não houve possibilidade de acidificação do sistema, devido ao consumo de AGVs e a manutenção da alcalinidade conforme mostra as Figuras 5-6 e 5-7, respectivamente. Outro fator que pode ter contribuído para manutenção do equilíbrio do pH no sistema, além do equilíbrio carbônico, talvez tenha sido a estabilidade do lixiviado já que as concentrações de nitrogênio e nitrogênio amoniacal (Tabela 5-1) apresentaram-se baixas com relação aos dados disponíveis na literatura.

A razão de produção de metano variou de 0,7 – 3,8 ($2,2 \pm 0,9$ L.CH₄/g.DQO). A Figura 5-10 apresenta essa variação ao longo da realização da primeira etapa de monitoramento. Em termos volumétricos, de acordo com os dados da estatística descritiva apresentados na Tabela 5-1, a produção diária de metano variou de 2 – 8 (5 ± 2 L.d⁻¹). Nos primeiros dias de operação, devido às características de adaptação da biomassa foram constatados menores valores de produção diária de metano, sendo que de modo geral, as demais variações podem ser atribuídas às variações da COV aplicada.

Timur e Öztürk (1999) quando operaram sob escala de bancada um RBS_{AN} com volume reacional de 2 L no tratamento de lixiviado de aterro sanitário, verificaram produção diária de metano na ordem de 1,85 L.d⁻¹ (83% da DQO removida) para concentração de 9.400 mgDQO/L.d⁻¹.

O valor médio de metano obtido nesta pesquisa foi o mesmo obtido por Shin *et al.* (2001) quando operaram um sistema UASB em duas fases tratando lixiviado de aterros sanitários fermentados acidogênicamente com TDH de aproximadamente 11h.

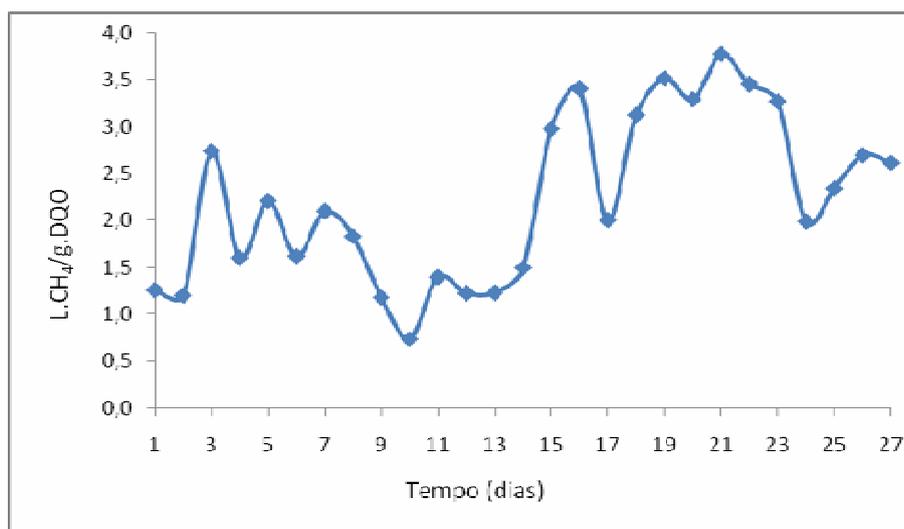


Figura 5-10. Razão de produção de metano ao longo da primeira etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

5.2 - REALIZAÇÃO DOS PERFIS TEMPORAIS DAS VARIÁVEIS DE MONITORAMENTO DO SISTEMA

5.2.1 - Perfis da produção de metano

Conforme a Figura 5-11 verifica-se que a produção de metano começou a ocorrer 1h após a alimentação, atingindo o pico de produção após 3h, depois desse horário, foi decaindo até não ser identificada mais produção de metano. Provavelmente, o efeito do pico na produção do metano tenha sido influenciado pela presença do oxigênio (O₂) e do dióxido de carbono (CO₂), porque após a alimentação do reator não foi introduzido nitrogênio gasoso (N₂) no interior do sistema para expulsão desses constituintes (O₂ e CO₂).

Já no final do perfil (após as 13h de operação) embora tenha sido identificado a presença de metano no interior do reator (valores baixos) o sistema utilizado para medição pode não ter sido eficiente ou capaz de medir esses pequenos valores.

Para a realização deste perfil, a DQO_{filtrada} afluente era de 1310 mg/L e ao final do ciclo, o efluente apresentou DQO_{filtrada} de 441 mg/L, representando uma eficiência de 74%.

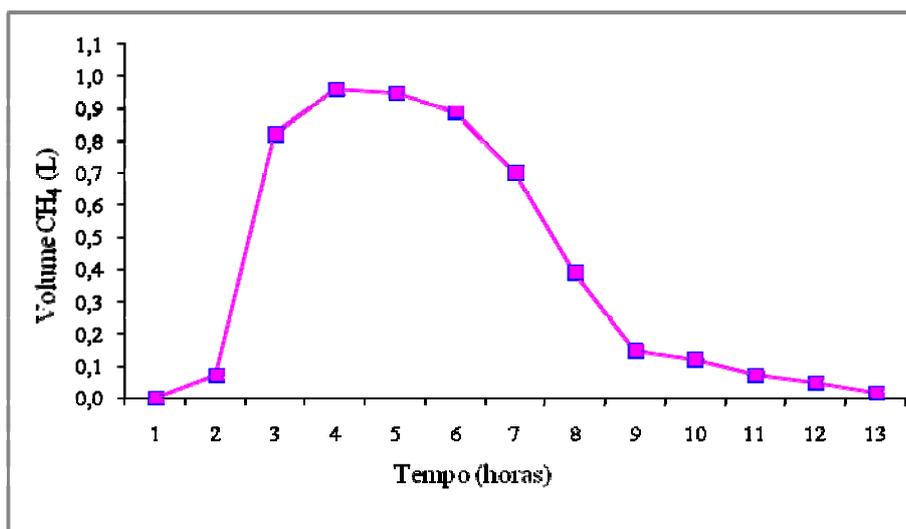


Figura 5-11. Perfil da produção de metano durante a operação do RBS_{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Foi realizado novamente outro perfil da produção diária de metano, cuja amostragem foi realizada em intervalos de 30 em 30 minutos (Figura 5-12). De acordo com a Figura 5-12 verifica-se que o comportamento da produção de metano foi similar ao do primeiro perfil apresentado por meio da Figura 5-11. O fato de ter sido realizado em intervalos de 30 em 30 minutos foi somente para verificar melhor a taxa de produção do metano. A DQO_{filtrada} afluente era de 1640 mg/L e ao final do tempo de ciclo, o efluente apresentou DQO_{filtrada} de 461 mg/L, o que representa uma eficiência de 80%.

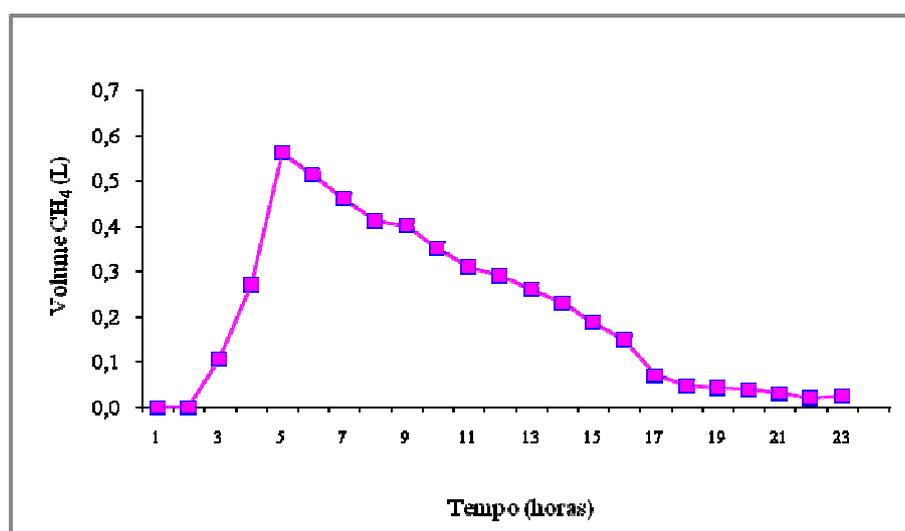


Figura 5-12. Perfil da produção de metano representado em intervalos de tempo de 30 em 30 minutos na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

5.2.2 - Perfil de decaimento da DQO

De acordo com a Figura 5-13, a qual representa o perfil de decaimento da concentração de DQO, verifica-se que após 3h de operação houve um acréscimo chegando a valores próximos a 920 mg/L. Esse aumento talvez esteja relacionado à interferência da presença do metano dissolvido, uma vez que o pico de metano sempre ocorria, aproximadamente, após 2h do início da operação do sistema. Ainda segundo o gráfico da Figura 5-13 pode-se verificar que após as 7h de operação/reação, o decaimento se comportava de forma constante, mostrando, assim, que o sistema poderia ser operado com ciclos mais curtos, pois a eficiência no final do ciclo foi de 86% frente à obtida após as 11h de operação (fim do perfil) que foi de 83%.

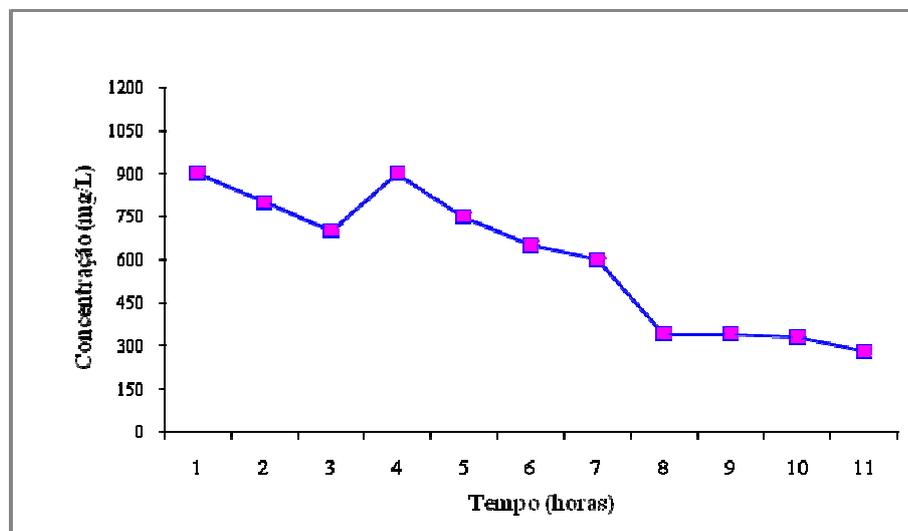


Figura 5-13. Perfil do decaimento da DQO durante a operação do RBS_{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

5.2.3 - Perfis de alcalinidade, AGVs e pH

As Figuras 5-14, 5-15 e 5-16, apresentam os perfis temporais das alcalinidades, dos AGVs e do pH, respectivamente. Assim, pôde-se perceber que durante o período da realização dos perfis o sistema apresentou equilíbrio em termos de tamponamento, pois o pH médio foi de $7,5 \pm 0,1$ (Figura 5-16) apresentando-se dentro da faixa considerada ideal para operação dos processos anaeróbios (pH entre 6 - 8 van Haandel e Lettinga, 1994). Deste modo, houve também uma pequena produção de alcalinidade (Tabela 5-2) e o consumo dos AGVs afluente.

Conforme com a Figura 5-15 e a Tabela 5-2, verifica-se que a concentração de AGV no T₀ (primeira hora de reação) caiu para valores próximos a 185 mgAGV/L no momento da mistura, embora o afluente tenha apresentado concentração de 432 mgAGV/L. A referida figura apresenta um decaimento significativo até as 11h de operação, de modo que ao final do ciclo

(após as 24h) não houve diferenças no consumo de AGV. O fato dos valores da alcalinidade parcial não ter apresentado variação considerável, pode estar relacionado ao efeito tampão no sistema, já que os valores de pH (Figura 5-16) apresentaram-se em torno da neutralidade.

Tabela 5-2. Características dos parâmetros Alcalinidade, AGVs e pH afluente e efluentes referentes a realização do perfil

Parâmetros	Afluente	Efluente
Alcalinidade parcial (mgCaCO ₃ /L)	854	1314
Alcalinidade Intermediária (mgCaCO ₃ /L)	482	449
Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ /L)	1228,5	1621
Ácidos Graxos Voláteis (mgAGV/L)	432	64
pH	8,0	7,8

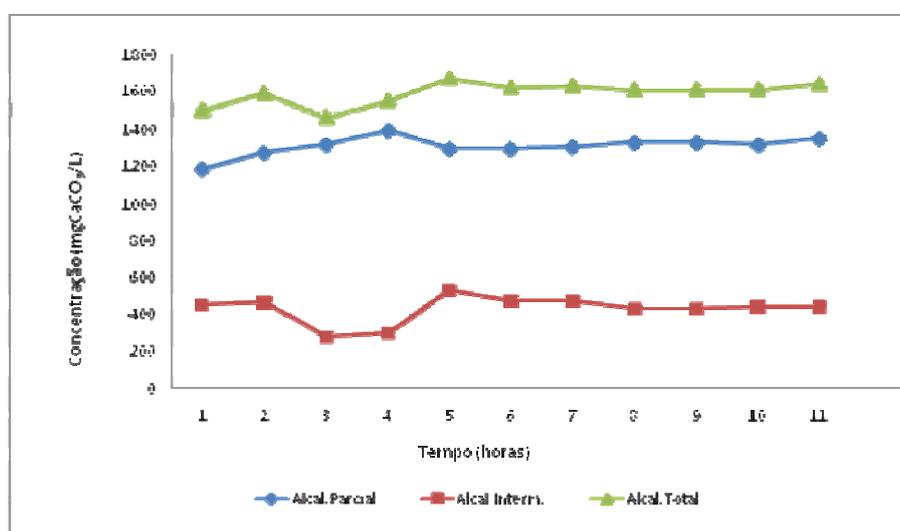


Figura 5-14. Comportamento da Alcalinidade durante a operação do RBS_{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

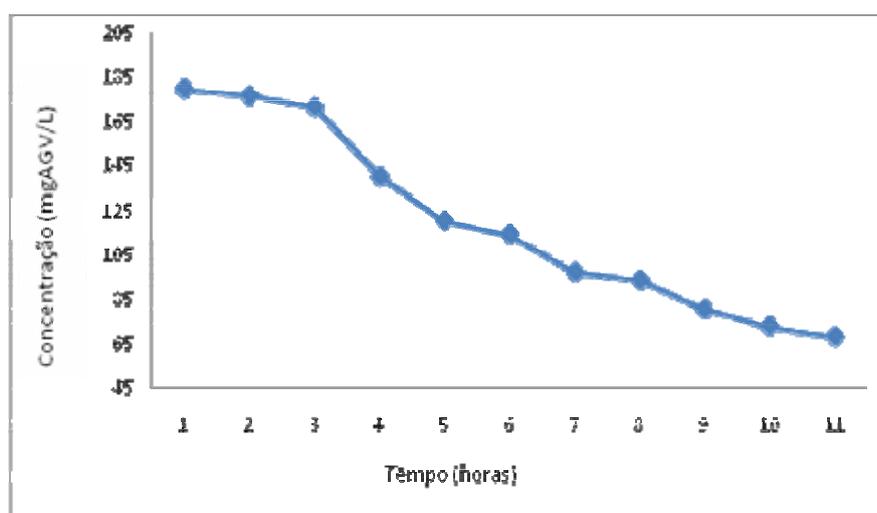


Figura 5-15. Decaimento dos ácidos graxos voláteis (AGVs) durante a operação do RBS_{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

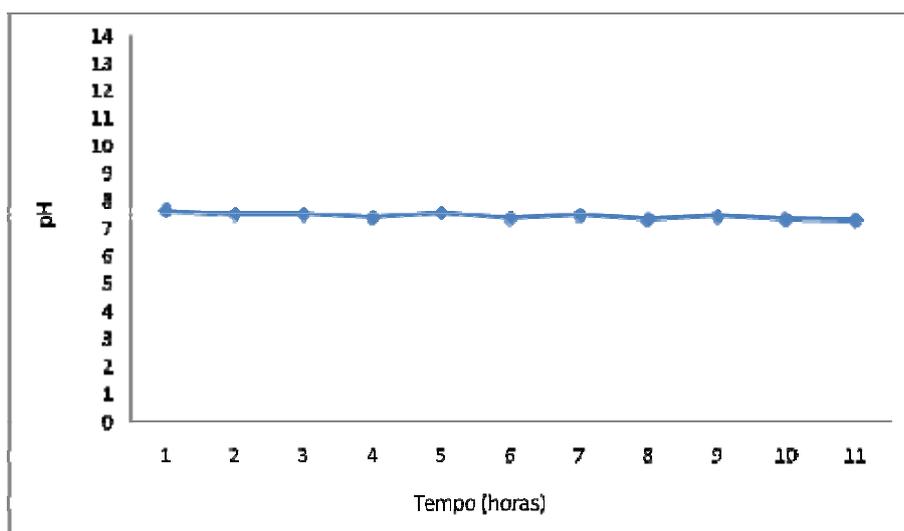


Figura 5-16. Comportamento do pH durante a operação do RBS_{AN} na primeira etapa. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

5.2.4 - Sólidos Totais (ST), Sólidos Voláteis Totais (SVT), Sólidos Suspensos Totais (SST) E Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)

A Tabela 5-3 apresenta a estatística descritiva das frações de ST, SVT, SST e SSV no licor misto durante as semanas em que o RBS_{AN} operou sob agitação mecânica. No momento da inoculação do sistema, foram observadas concentrações de ST e SVT de 42 e 32 g/L, respectivamente (Figura 5-17).

Tabela 5-3. Estatística descritiva da concentração de ST, SVT, SST e SSV no licor misto durante a operação do RBS_{AN}.

Variável	<i>n</i>	ST (g/L)	SVT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)
Média		26	19	25	19
Mínimo	8	18	12	15	12
Máximo		40	30	39	31
Desvio Padrão		8	7	9	7

Por meio do gráfico da Figura 5-17, verifica-se que a concentração de SST e SSV até a quinta semana, apresentava a mesma tendência das concentrações de ST e SVT, isso pode ser decorrente da adaptação da biomassa ao substrato, bem como da interferência da agitação que pode ter comprometido a morfologia dos grânulos. Deste modo, interferiu na sedimentação da biomassa e promoveu, assim, sua perda juntamente com o efluente - aspecto comum em sistemas nos quais a operação se dá por meio da biomassa sob a forma suspensa.

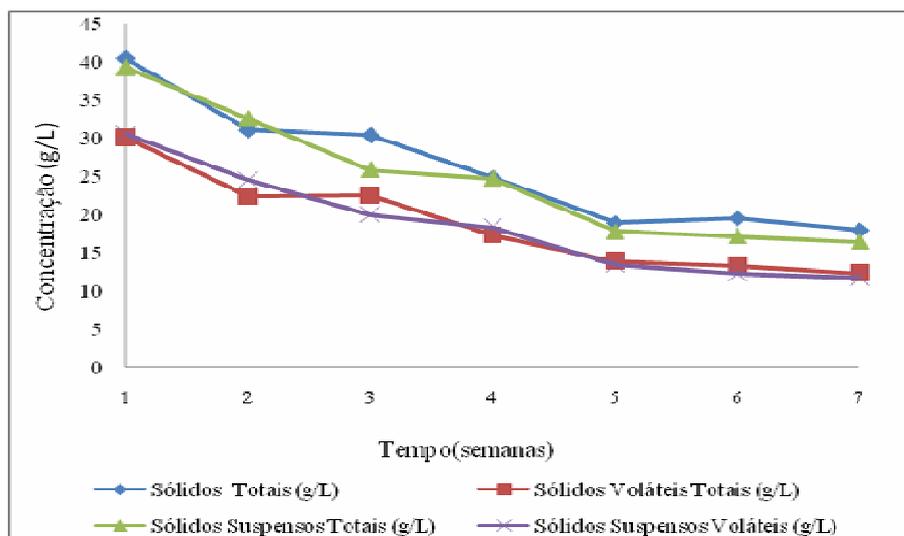


Figura 5-17. Sólidos Totais (ST), Sólidos Voláteis Totais (SVT), Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV). Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Segundo Vela (2006), esta desvantagem não é verificada nos sistemas dotados de dispositivos de imobilização da biomassa, pois estes sistemas são capazes de promover uma maior retenção da biomassa.

Embora, o sistema tenha apresentado um decaimento constante (de 39 para 16 gSST/L e 31 para 9 gSSV/L), das frações de sólidos durante a realização da primeira etapa, foi constatado por meio da variável DQO (afluente e efluente), que o sistema alcançou eficiências médias de $68\% \pm 15$ para as amostras não filtradas e $76\% \pm 11$ para as amostras filtradas. Possivelmente pela fase de adaptação das arqueias metanogênicas, dentre outras morfologias envolvidas.

O fato da relação A/M ter aumentado ao longo da primeira etapa de operação, foi confirmado pelo decaimento das frações de sólidos como mostra a Figura 5-17.

5.3 - SEGUNDA ETAPA

Na segunda etapa desta pesquisa o RBS_{AN} foi monitorado por 21 dias sem a agitação mecânica. Para determinação do tempo de ciclo ideal, o sistema foi operado com períodos de 24, 48 e 72h com o objetivo de alcançar a maior eficiência de remoção de carga orgânica, (Tabela 5-4).

Tabela 5-4. Resultados do monitoramento para definição do ciclo de operação do RBS_{AN} sem agitação mecânica ($n = 1$).

Variáveis	Afluente	Efluente		
		24h	48h	72h
pH	9	8	8	8
Nitrogênio (mg/L)	117	204	233	157
Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ ⁺ /L)	143	248	284	191
Alcalinidade Parcial (mgCaCO ₃ /L)	1084	1216	1238	1391
Alcalinidade Intermediária (mgCaCO ₃ /L)	504	504	449	362
Ácidos graxos voláteis (mgAGV/L)	423	423	396	190
DQO _{bruta} (mg/L)	2230	1670	1430	1440
DQO _{filtrada} (mg/L)	1940	1400	1320	1120
Produção de Metano (L)	-	0,2	0,8	0,8

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 5-4, verifica-se que não houve diferença expressiva entre os ciclos de 48 e 72h, desta forma, optou-se pela operação do RBS_{AN} com tempo de ciclo de 48h.

Após o estabelecimento do período de ciclo reacional (48h), o reator foi monitorado e a caracterização foi realizada seguindo-se o mesmo roteiro da Etapa I, sendo que optou-se por não realizar os perfis temporais e o acompanhamento das frações de sólidos. Bem como a determinação da relação A/M, em virtude da agitação mecânica ter sido retirada do processo de monitoramento, a qual influenciou na representatividade das amostras em termos de homogeneização do licor misto.

Os resultados da estatística descritiva referente a Etapa II estão apresentados na Tabela 5-5 e por meio das Figuras 5-18, 5-19, 5-20 e 5-21 pode-se verificar o comportamento da DQO para as amostras brutas e filtradas afluentes e efluentes, o comportamento da eficiência do sistema em termos de DQO por meio das amostras filtradas e não filtradas, a Carga Orgânica Volumétrica (COV), e a razão DQO/N ao longo do período de monitoramento, respectivamente.

Tabela 5-5. Resultados da estatística descritiva da operação do RBS_{AN} na segunda etapa de operação.

Parâmetros	n	Afluente				Efluente			
		Mínimo	\bar{X}	Máximo	σ	Mínimo	\bar{X}	Máximo	σ
Concentração de N (mg/L)	10	17	132	229	68	94	195	251	50
Concentração de N-NH ₄ ⁺ (mg/L)		55	177	280	57	114	238	306	61
pH		8	8	8,5	0,2	7,5	8	8,1	0,2
Alcalinidade Parcial (mgCaCO ₃ /L)		953	1050	1161	75	284	1128	1303	302
Alcalinidade Intermediária (mgCaCO ₃ /L)		438	504	569	41	340	459	569	61
Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ /L)		504	1345	1541	292	449	1448	1652	336
Ácidos Graxos Voláteis (mgAGV/L)		369	501	660	88	333	395	486	53
DQO _{Bruta} (mg/L)		1900	2184	2450	211	1240	1457	1900	193
DQO Filtrada (mg/L)		1370	1693	1940	207	1090	1301	1610	170
COV (kg/m ³ .d ⁻¹)		1,0	1,1	1,2	0,1	-	-	-	-
Remoção DQO Amostras brutas (%)		-	-	-	-	21	33	46	2,2
Remoção DQO Amostras Filtradas (%)		-	-	-	-	30,5	40	53	7,3

A Figura 5-18 apresenta os valores da concentração de DQO ao longo do período de monitoramento do sistema. As concentrações variaram de 1900 – 2450 mg/L (2184 ± 211 mg/L) e 1240 - 1900 mg/L (1457 ± 193 mg/L) para as amostras brutas afluentes e efluentes, respectivamente. E de 1370 – 1940 mg/L (1693 ± 207 mg/L) e 1090 – 1610 mg/L (1301 ± 170 mg/L) para as amostras filtradas afluentes e efluentes, respectivamente. Essas variações podem ter ocorrido devido a dois fatores: (I) diminuição do contato entre o alimento e o microrganismo influenciado por meio da retirada do sistema de agitação mecânica e, (II) sazonalidade das características físico-químicas do afluente.

Com relação a eficiência do sistema, devido ao desligamento do sistema de agitação, o RBS_{AN} apresentou menores valores médios de eficiência dos quais $33\% \pm 8,4$ e $40,2\% \pm 7,3$ foram obtidos para as amostras brutas e filtradas, respectivamente. Essas baixas eficiências podem ser avaliadas por meio dos resultados contidos na Tabela 5-5 e por meio das Figuras 5-19.

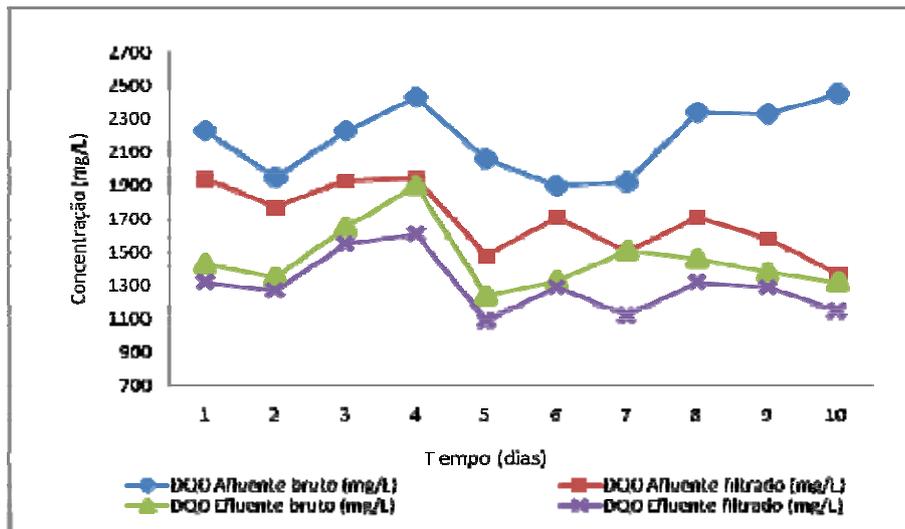


Figura 5-18. DQO para as mostras brutas e filtradas ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

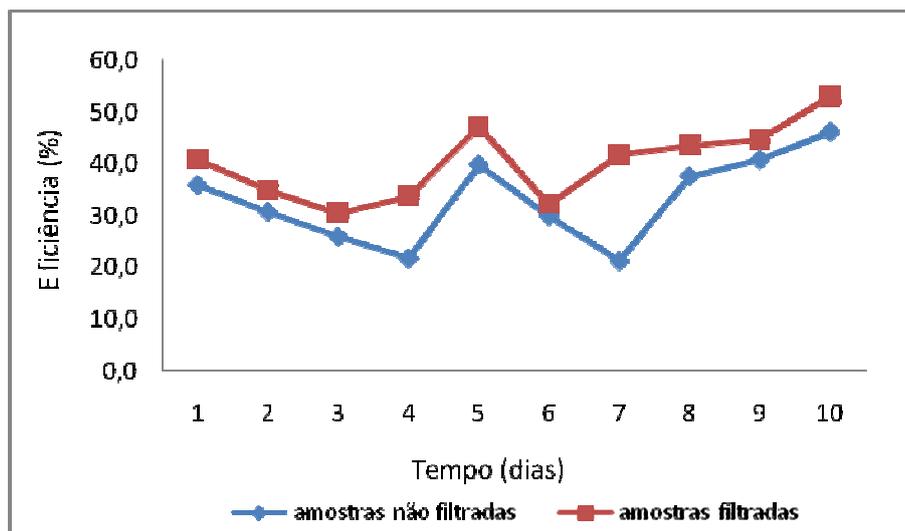


Figura 5-19. Eficiência (%) para as amostras brutas e filtradas ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

A COV aplicada no sistema variou de 1,0 – 1,2 ($1,1 \pm 0,1 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$). Nesta etapa de monitoramento a COV foi mantida a mesma que foi utilizada no monitoramento da primeira etapa. De acordo com a Figura 5-20, verifica-se que a COV não apresentou variabilidade expressiva ao longo do período de monitoramento, provavelmente, devido as características do lixiviado.

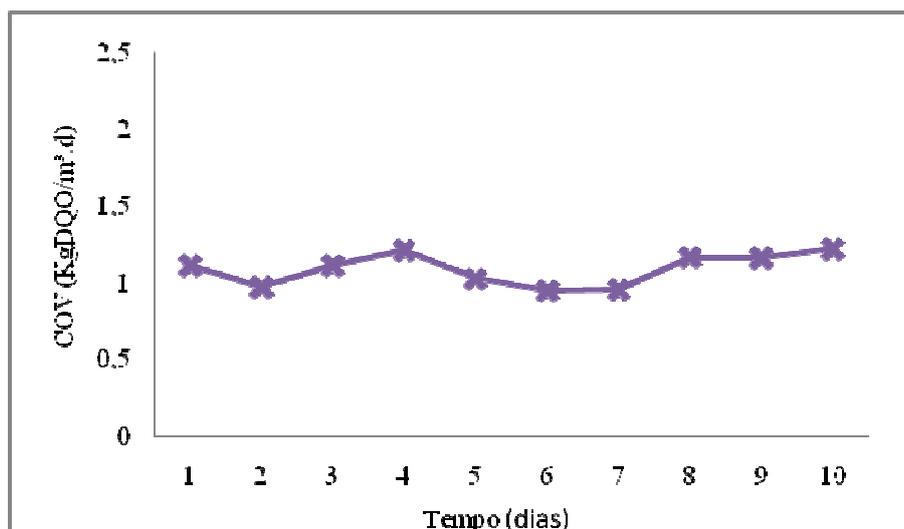


Figura 5-20. COV afluyente aplicada em termos de DQO no RBS_{AN} ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Com relação a Figura 5-21, a qual representa a razão DQO/N verifica-se decaimento expressivo, isso pode ser explicado por meio dos baixos valores da concentração de nitrogênio amoniacal, conforme mostra a Tabela 5-5. Essa variação está relacionada a variabilidade das características do lixiviado, decorrente de sua estabilidade, bem como a sazonalidade das chuvas.

Dessa forma, a razão DQO/N na segunda etapa variou de 3 – 13 (6 ± 3). Assim, como ocorreu na primeira etapa, a variabilidade da razão DQO/N acompanhou a variação observada nos valores da DQO afluyente, os quais oscilaram de 1900 – 2450 mg/L (2184 ± 211 mg/L) para as amostras não filtradas afluyente. Deste modo, durante a realização da segunda etapa a média da relação DQO:N foi de 2450:55.

Apesar de haver diferença na suplementação de nitrogênio, comparado com a relação DQO:N obtida na primeira etapa, esses valores estão diferentes dos valores sugeridos por Berrueta *et al.* (1996), Chernicharo (2007) para a operação dos sistemas anaeróbios.

Os valores de alcalinidade parcial, apresentados na Tabela 5-5 e na Figura 5-22, variaram de 953 - 1161 mgCaCO₃/L (1050 ± 75 mgCaCO₃/L) e 284 - 1303 mgCaCO₃/L (1128 ± 302 mgCaCO₃/L) para as amostras do afluyente e efluyente, respectivamente. Para a alcalinidade intermediária, os valores obtidos variaram de 438 – 569 mgCaCO₃/L (504 ± 41 mgCaCO₃/L) e 340 – 569 mgCaCO₃/L (460 ± 61 mgCaCO₃/L) para as amostra afluyente e efluentes, respectivamente. Percebe-se, no entanto, que assim como na primeira etapa houve uma

pequena produção de alcalinidade, o que pode ser explicado por meio da variação do acúmulo de AGVs, cujos valores variaram de 369 – 660 mgAGV/L ($501 \pm 87,5$ mgAGV/L) e 333 – 486 mgAGV/L (395 ± 53 mgAGV/L), afluente e efluente, respectivamente (Tabela 5.5 e Figura 5-24).

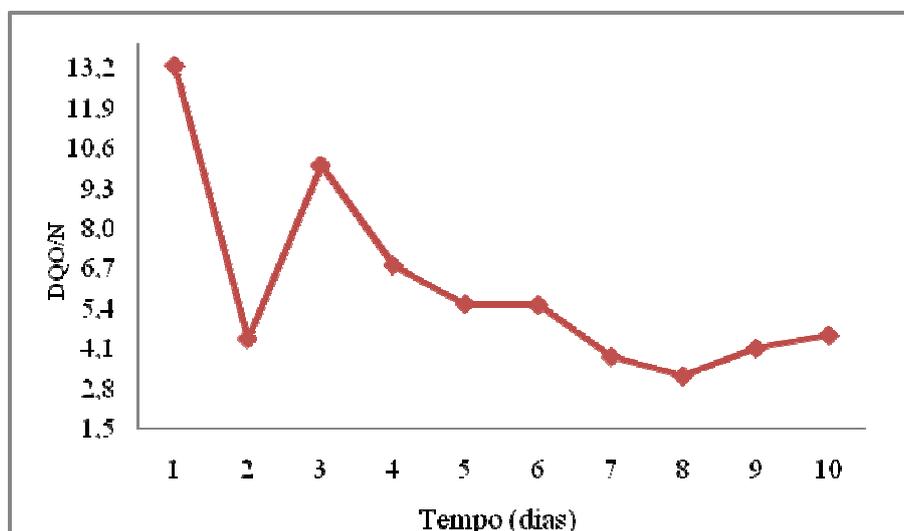


Figura 5-21. Razão DQO/N ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

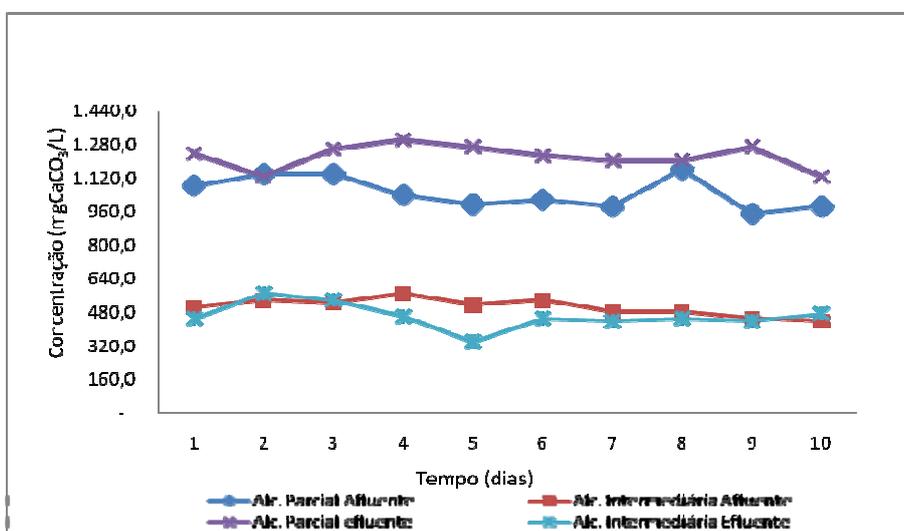


Figura 5-22. Alcalinidade nas amostras afluente e efluente ao logo da segunda etapa do monitoramento do RBS_{AN}. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Já com relação aos valores AI/AP (Figura 5-23) para as mostras efluentes não foram constatados valores limitantes ao processo, devido as quantidades de alcalinidade (Figura 5-22)

e aos valores de pH (Figura 5-26) presentes nesta etapa de monitoramento. O valor médio AI/AP para as amostras efluentes foi de apenas $0,4 \pm 0,1$.

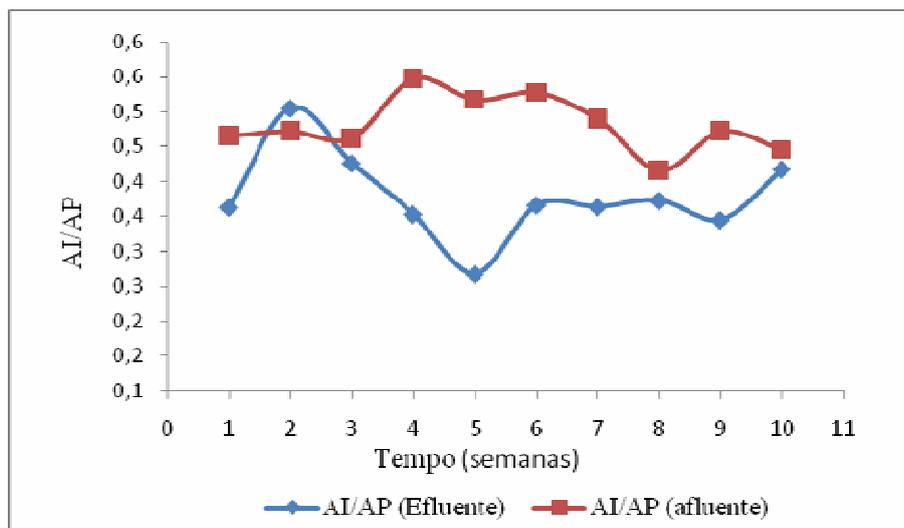


Figura 5-23. Variação da relação AI/AP para as amostras afluente e efluente ao longo da segunda etapa do monitoramento do RBS_{AN}. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Por causa da baixa conversão dos valores de AGVs (Figura 5-24) esperava-se a baixa razão de metano, conforme mostrado por meio da Figura 5-25 ($0,3 - 0,4$ ($0,4 \pm 0,1$ L.CH₄/g.DQO)). Esses valores são bastante inferiores aos observados na primeira etapa que apresentou variação de $0,7 - 3,8$ ($2,2 \pm 0,9$ L.CH₄/g.DQO). Provavelmente, o metano produzido nesta segunda etapa não foi suficiente para garantir a homogeneização do meio, e, o melhor contato alimento/microrganismo, demonstrado por meio das baixas eficiências de remoção de DQO Figura 5-19.

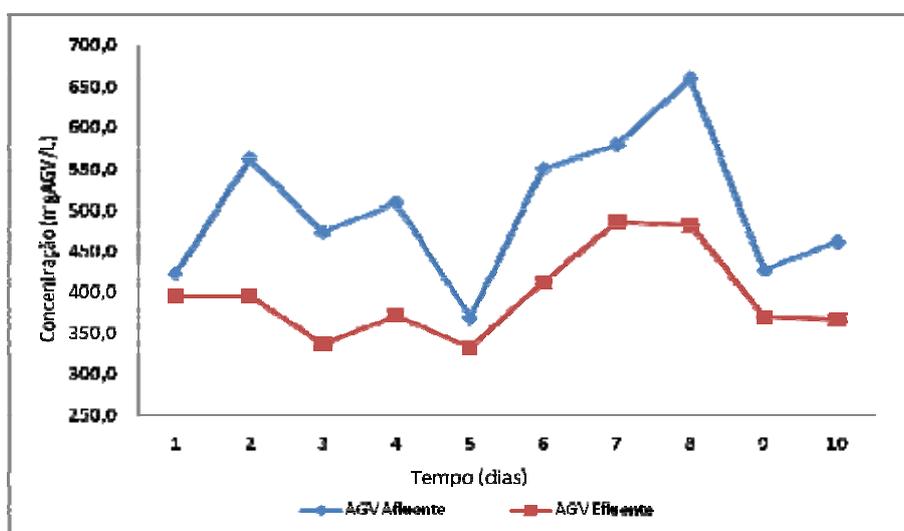


Figura 5-24. AGVs, afluente e efluente ao longo da segunda etapa de monitoramento do RBS_{AN}. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

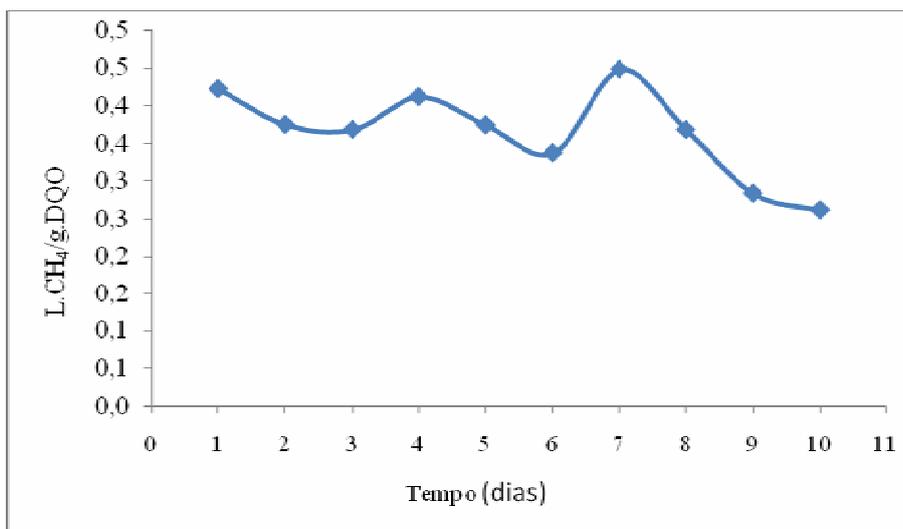


Figura 5-25. Produção de metano ao logo da segunda etapa do monitoramento do RBS_{AN}. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

Com relação aos valores de pH, assim como ocorreu na primeira etapa de monitoramento, foi identificado, também, na segunda que não houve possibilidade de acidificação do sistema, já que os valores do pH (Figura 5-26) afluyente e efluente variaram de 7,9 – 8,6 ($8,2 \pm 0,2$) e 7,5 – 8 ($7,8 \pm 0,2$), respectivamente. Esses valores não foram limitantes ao processo de digestão anaeróbia.

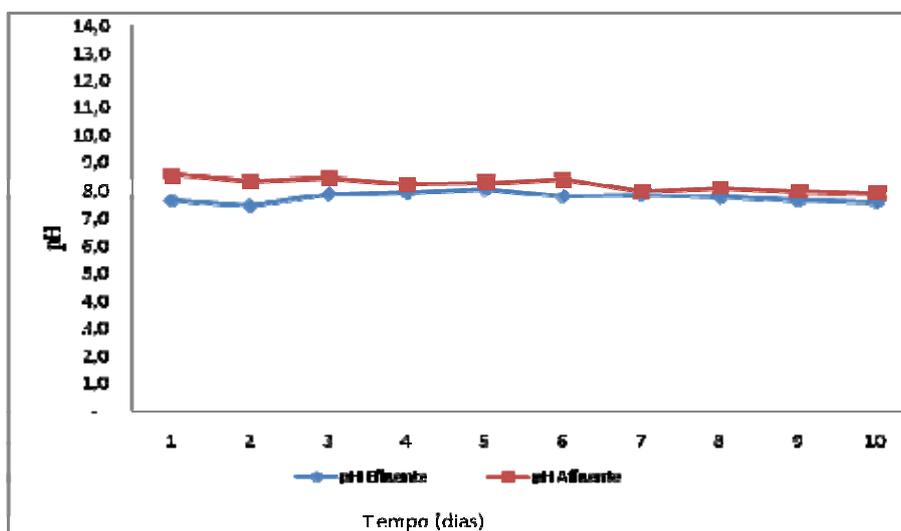


Figura 5-26. Comportamento pH no RBS_{AN} ao logo da segunda etapa do monitoramento. Os pontos dos gráficos estão ligados por linhas, apenas para melhor visualização.

5.3.1 - CARACTERIZAÇÃO E MONITORAMENTO MICROBIOLÓGICO

5.3.1.1 - Inóculo

Os resultados dos exames microscópicos revelaram a presença de diversos tipos morfológicos no lodo granular utilizado na inoculação do RBS_{AN}, e, empregado para o tratamento de lixiviado. Nas amostras do lodo foram observados microrganismos não metanogênicos como bacilos arredondados, bacilos com extremidades afiladas, bacilos curvos, bacilos delgados longos e curtos. Além disso, também foi observada a presença de microrganismos metanogênicos semelhantes à *Methanosaeta* sp., bacilos e pequenos cocos fluorescentes. A ocorrência e as morfologias observadas no lodo granular anaeróbio, por meio de microscopia óptica de contraste de fase e de fluorescência, estão apresentadas na Tabela 5-6 e na Figura 5-25, respectivamente.

Tabela 5-6. Ocorrência das morfologias observadas no lodo granular utilizado como inóculo e no licor misto durante a operação do RBS_{AN}.

Grupo	Morfologia	Inóculo	Etapa I	Etapa II
Não Metanogênico	Bacilos arredondados	+++	++++	++++
	Bacilos com grânulos intracelulares	+	++++	++++
	Bacilos com extremidades afiladas	+	-	-
	Bacilos curvos	+	+	+++
	Bacilos delgados longos	+++	+++	+++
	Bacilos delgados curtos	+++	+++	+++
	Espirilos	-	-	+++
Metanogênico	Bacilos delgados (fluorescentes)	++	++	++
	Cocos (fluorescentes)	++	++	++
	Semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp.	+++	++++	++++

(++++) predomínio, (+++) presença, (++) poucos, (+) raros, (-) não observados

Os bacilos e cocos fluorescentes observados no lodo granular foram relacionados ao grupo dos microrganismos metanogênicos por apresentarem uma coloração azul-brilhante quando examinados por microscopia óptica de fluorescência (Figura 5-27 e). De acordo com Vazoller (1995), algumas espécies de arqueias metanogênicas apresentam auto-fluorescência de cor azulada, decorrente da presença do cofator F₄₂₀ em suas células, quando examinadas sob luz de ultra-violeta e em comprimento de onda de 420nm. Os organismos semelhantes à *Methanosaeta* sp. foram relacionados a este grupo devido suas características morfológicas peculiares e bastante distintas como a disposição das células em filamentos curtos, com extremidades retas ou filamentos longos dispersos ou agregados em feixes (Figura 5-27 f).

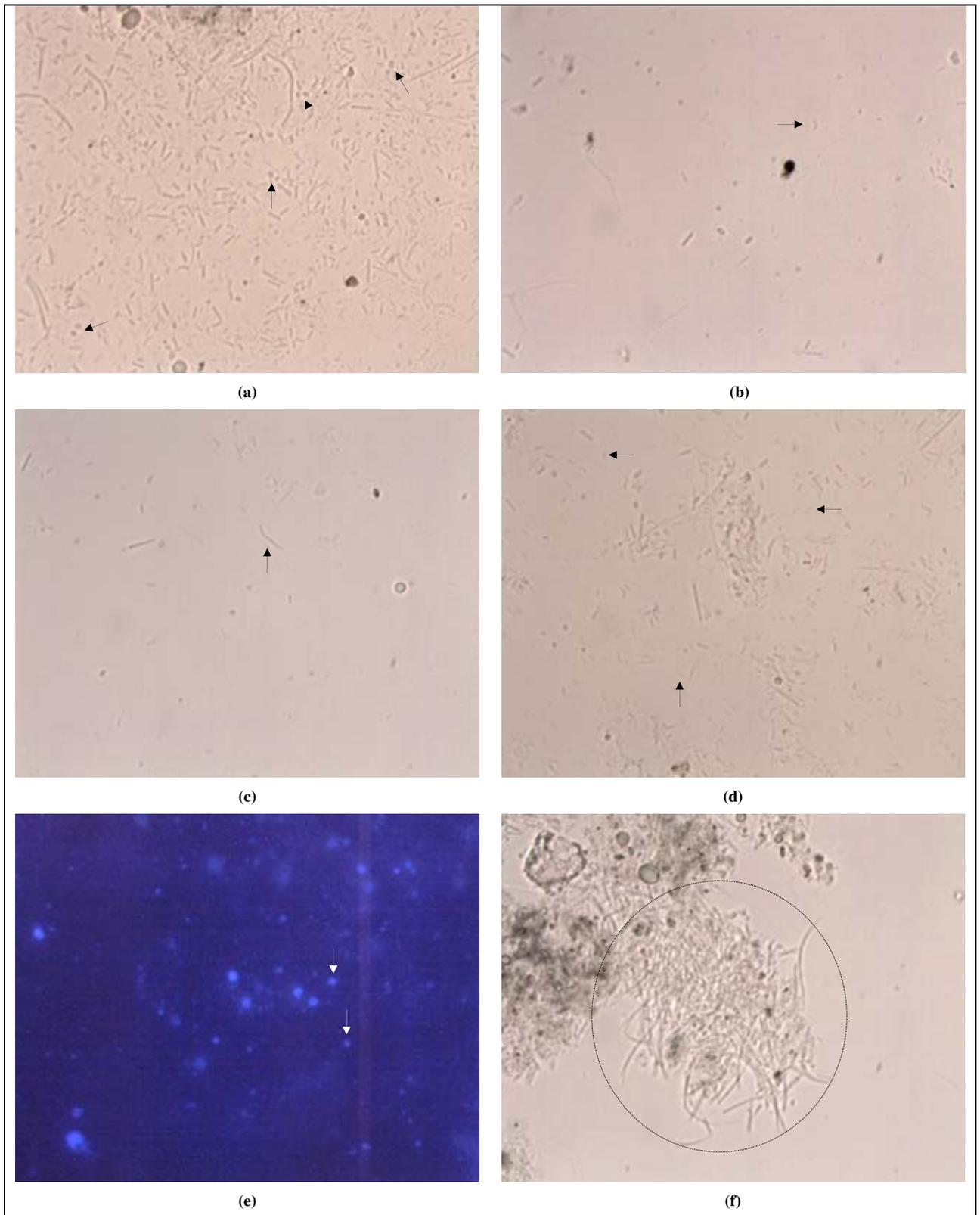


Figura 5-27. Tipos morfológicos presentes no lodo granular utilizado na inoculação do reator anaeróbio em batelada. Microscopia óptica de fluorescência e de contraste de fase (aumento de 100x): (a) bacilos arredondados, (b) bacilo curvo, (c) bacilos delgados longos, (d) bacilos delgados pequenos (e) pequenos cocos fluorescentes e (f) filamentos longos de microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* sp. As setas e o círculo indicam as morfologias destacadas em cada item.

5.3.1.2 - Primeira Etapa

O monitoramento dos tipos morfológicos presentes no licor misto durante a operação do RBS_{AN} , com agitação mecânica, revelou o predomínio de aglomerados de bacilos arredondados, bacilos com grânulos intracelulares e organismos semelhantes à *Methanosaeta* sp. (Figura 5-28). Nesta etapa, também foi verificada a presença de bacilos delgados longos e curtos, raros bacilos e cocos fluorescentes, e, a ausência de bacilos com extremidades afiladas. A ocorrência dos tipos morfológicos observados no licor misto durante a operação do reator, por microscopia óptica de contraste de fase, estão apresentados na Tabela 5-6.

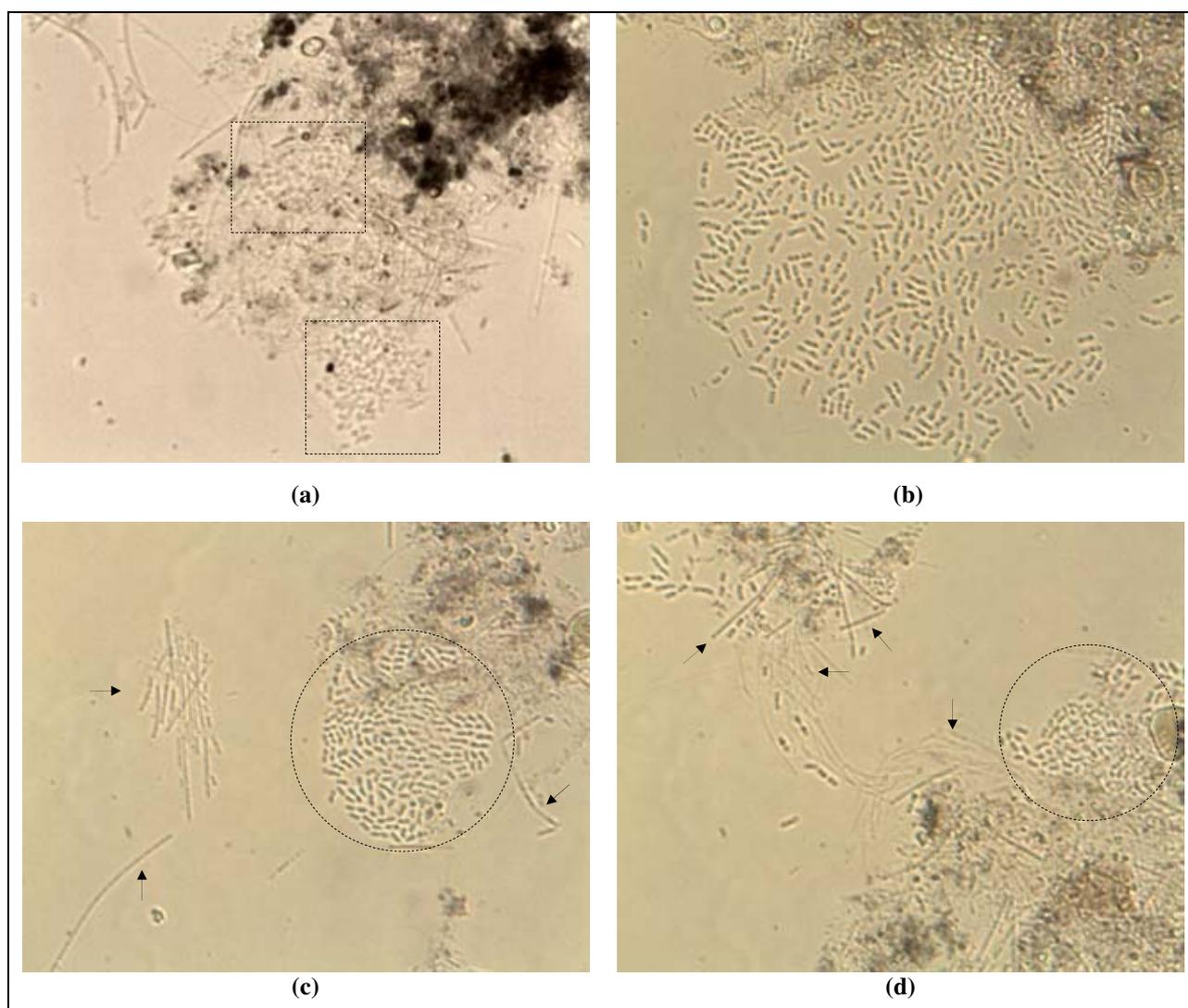


Figura 5-28. Tipos morfológicos presentes no licor misto durante a operação do reator RBS_{AN} , com agitação mecânica (Etapa 1). Microscopia óptica de contraste de fase (aumento de 100x): (a) aglomerados de bacilos arredondados (destacados pelos retângulos), (b) bacilos com grânulos intracelulares, (c) e (d) filamentos longos isolados e filamentos agregados em feixes de microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* sp. (indicados pelas setas) e bacilos com grânulos intracelulares (destacados pelos círculos).

5.3.1.3 - Segunda Etapa

Durante o período de operação do RBS_{AN}, sem agitação mecânica, também foi verificado no licor misto o predomínio de aglomerados de bacilos arredondados, bacilos com grânulos intracelulares e organismos semelhantes à *Methanosaeta* sp. Nesta etapa foi observada ainda a presença de bacilos curvos, bacilos delgados longos, bacilos delgados curtos e espirilos (Figura 5-29). Raros bacilos e cocos fluorescentes relacionados ao grupo dos microrganismos metanogênicos também foram observados (Tabela 5-6, página 68).

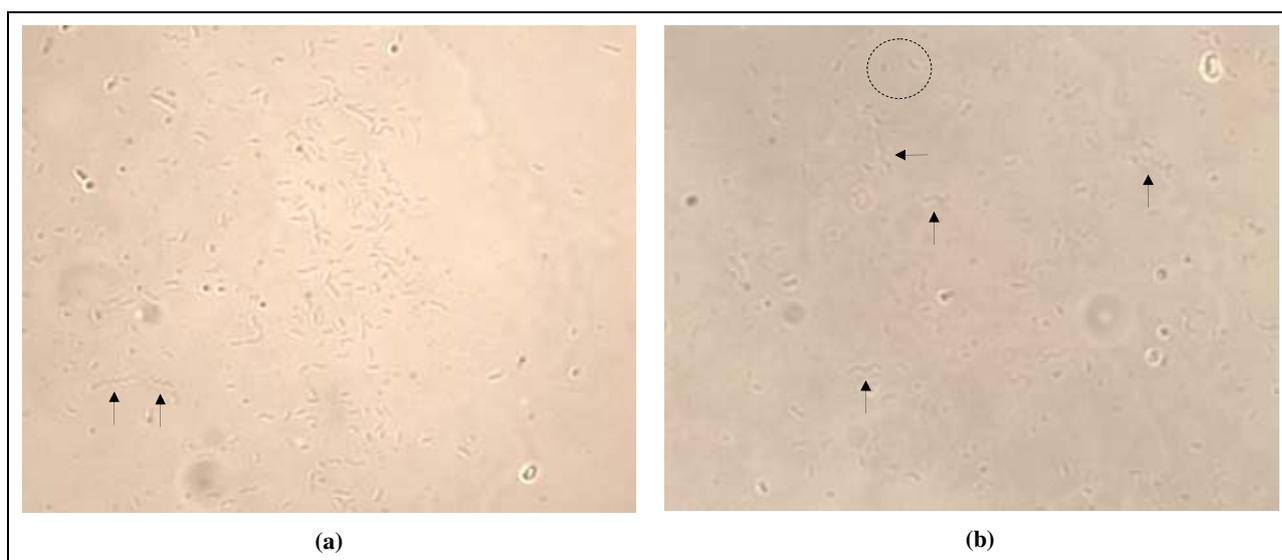


Figura 5-29. Tipos morfológicos presentes no licor misto durante a operação do RBS_{AN}, sem agitação mecânica (Etapa 2). Microscopia óptica de contraste de fase (aumento de 100x): (a) e (b) bacilos curvos (destacados pelo círculo), espirilos (indicados pelas setas), bacilos delgados longos e bacilos delgados curtos (sem destaque).

Os resultados obtidos nos exames microscópicos revelaram que não houve diferença significativa nos tipos morfológicos encontrados no inóculo e no licor misto, com exceção dos bacilos com extremidades afiladas e dos espirilos (Tabela 5-6, página 68). Possivelmente, o crescimento dos primeiros, nas Etapas 1 e 2, tenha sido desfavorecido pela desestruturação dos arranjos granulares do inóculo após o período em que o reator operou continuamente sob agitação mecânica. Já os espirilos podem ter sido favorecidos por essa desestruturação, uma vez que os mesmos foram observados nas amostras de licor misto analisadas. Outra possibilidade seria que os bacilos com extremidades afiladas não teriam se adaptado a um desses fatores: ao afluente (lixiviado), ao tipo de alimentação adotada (batelada) e à configuração do reator utilizado neste trabalho, tendo em vista que os mesmos estavam aclimatados a condições bastante distintas, ou seja, utilizavam como

fontes de carbono e energia compostos provenientes de água residuária de cervejaria e esgoto doméstico, e sendo cultivados em reator anaeróbio alimentado por fluxo ascendente (UASB). Enquanto que os espirilos podem ter encontrado condições mais favoráveis para se adaptar e crescer nas condições impostas neste trabalho.

Neste contexto, Schmidt e Ahring (1996) *apud* Hulshoff *et. al*, (2004) relatam que no processo de granulação em reatores UASB a formação do grânulo pode seguir 4 etapas distintas: o transporte de células para uma superfície inerte não colonizada ou para outras células; a adsorção reversível inicial influenciada por forças físico-químicas do substrato; adesão irreversível de células e a multiplicação formando o desenvolvimento dos grânulos. Desta forma, a operação por meio da agitação mecânica pode influenciar na desestruturação dos grânulos favorecendo a perda de biomassa junto com o efluente como ocorreu na primeira etapa de operação desta pesquisa.

Aspectos importantes que podem contribuir no desempenho da eficiência do sistema são: a toxicidade presente na carga afluyente que pode inibir a atividade biológica dos microrganismos, a relação A/M e o tempo de ciclo. No caso desta pesquisa, devido as características dos resíduos sólidos terem sido, predominantemente, de origem domésticas o lixiviado produzido provavelmente não apresentou toxicidade como parâmetro limitante ao processo de tratamento.

Os resultados dos exames microscópicos indicaram também que, de maneira geral, a variação da carga orgânica aplicada, e as estratégias de agitação não inibiram o crescimento dos microrganismos metanogênicos e não metanogênicos presentes no lodo granular, após a inoculação do reator, pois os mesmos foram observados em grandes quantidades no licor misto das Etapas 1 e 2 (Tabela 5-6, página 68).

Este fato foi comprovado também pela eficiência de remoção de DQO e pela baixa variação da concentração de nitrogênio amoniacal (afluente e efluente), haja vista ter sido observado eficiências médias de DQO de $68 \pm 15\%$ para as amostras não filtradas e $76,1 \pm 11\%$ para as amostras filtradas na primeira etapa de operação e 33% $8,4 \pm$ e $40 \pm 7,3\%$ para as amostras brutas e filtradas, respectivamente, na segunda etapa.

Com relação a variação da concentração de nitrogênio amoniacal, o sistema apresentou valores médios de 316 mg N-NH₄⁺/L (\pm 259 mg N-NH₄⁺/L) e 352 mg N-NH₄⁺/L (\pm 332 mg N-NH₄⁺/L) para as amostras afluente e efluente na primeira etapa. E 177 mg N-NH₄⁺/L (\pm 57 mg N-NH₄⁺/L) e 238 mg N-NH₄⁺/L (\pm 61 mg N-NH₄⁺/L) para as amostras afluente e efluente na segunda etapa de operação. As concentrações de nitrogênio nas duas etapas de monitoramento não apresentaram efeitos adversos (menores que 1000 mgN/L (Chernicharo 2007)), dada as diversidades morfológicas de microrganismos metanogênicos e não metanogênicos encontrados.

A diversidade de microrganismos encontrada também pôde ser comprovada por meio dos elevados valores na produção de metano na primeira etapa de operação. Entretanto, na segunda etapa, com a retirada do sistema de agitação, embora tenha sido identificado as mesmas morfologias anaeróbias presentes na primeira etapa, foi detectado baixa produção de metano decorrente do baixo contato alimento microrganismo.

Em relação à microbiologia do processo de digestão anaeróbia, os resultados dos exames microscópicos indicaram que, as etapas iniciais do processo foram realizadas pelos tipos morfológicos pertencentes ao grupo dos microrganismos não metanogênicos (Tabela 5-6, página 68), possivelmente relacionados ao grupo de bactérias fermentativas. Desta forma, pode-se inferir que os mesmos foram responsáveis pela hidrólise das macromoléculas presentes no lixiviado, pela fermentação dos monômeros hidrolisados, e, pelo o consumo dos ácidos graxos, os quais serviram de substratos necessários para a metanogênese.

A metanogênese, etapa final do processo de digestão anaeróbia, foi realizada pelos microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* sp., pelos bacilos delgados e pelos cocos fluorescentes. A partir dos resultados obtidos nos exames microscópicos pode-se afirmar que o acetato produzido nas etapas anteriores, pelas bactérias fermentativas, foi utilizado como substrato para a produção de metano (CH₄) e gás carbônico (CO₂). E, também, pelos microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* sp., pois estes predominaram no licor misto durante a operação do reator anaeróbio (Etapas 1 e 2). Além disso, tais microrganismos, denominados acetoclásticos, utilizam apenas o acetato como substrato para a metanogênese devido a sua afinidade por este composto orgânico, e, predominam em reatores anaeróbios inoculados com lodo granular ou com células imobilizadas em

matrizes de poliuretano (Zinder, 1993; Domingues, 2001). Possivelmente, os bacilos delgados e os cocos fluorescentes utilizaram outros substratos para a metanogênese, como o hidrogênio e o gás carbônico (H_2 e CO_2). Deste modo, a presença desses bacilos e cocos no licor misto pode ter contribuído para o controle da pressão parcial do hidrogênio no reator, propiciando, assim, condições adequadas para a ocorrência das reações realizadas nas etapas iniciais da digestão anaeróbia, ou seja, hidrólise, fermentação, acidogênese e acetogênese (Domingues, 2007). Portanto, pode-se dizer que os compostos orgânicos foram oxidados em etapas sucessivas, até a completa mineralização da matéria orgânica à metano e gás carbônico, por meio da interação de vários microrganismos presentes no sistema operacional.

6 - CONCLUSÕES

A obtenção, análise e discussão dos resultados da operação sob escala de bancada do RBS_{AN} - operado com e sem agitação mecânica no tratando lixiviado proveniente de um lisímetro experimental - permitem apresentar as seguintes conclusões de acordo com os objetivos propostos:

- ✚ O sistema apresentou melhor eficiência de remoção de matéria orgânica na primeira etapa de operação, ou seja, quando o RBS_{AN} foi operado sob agitação mecânica cujas eficiências para as amostras brutas e filtradas em termos de DQO foram de $68 \pm 15\%$ e $76 \pm 11\%$, respectivamente;
- ✚ Embora tenha se obtido bons índices de eficiências de remoção de carga orgânica, sobretudo na primeira etapa de monitoramento, o efluente ainda necessita de um pós-tratamento;
- ✚ Já para a segunda etapa de operação, a qual teve duração de 21 dias, o sistema apresentou eficiência média em termos de DQO de $33 \pm 8,4\%$ e $40 \pm 7,3\%$ para as amostras brutas e filtradas, respectivamente;
- ✚ A estabilidade nos valores de alcalinidade e a redução de AGV na primeira etapa de monitoramento mostraram que o sistema não apresentou possibilidade de acidificação. Embora, na segunda etapa, tenha ocorrido uma ligeira produção de alcalinidade observou-se o baixo consumo de AGV, que foi confirmado pela baixa produção de metano;
- ✚ Durante a realização dos perfis temporais na primeira etapa de monitoramento, verificou-se, por meio do decaimento das concentrações de DQO e AGVs, que o RBS_{AN} pode ser operado com ciclos reacionais de 12h, sob agitação mecânica;
- ✚ A maior razão de produção de metano ($2,2 \pm 0,9$ L.CH₄/g.DQO) foi observada na primeira etapa de monitoramento, ao passo que na segunda etapa, a produção média foi de apenas $0,4 \pm 0,1$ L.CH₄/g.DQO. Esta baixa razão de produção na segunda etapa, provavelmente, foi decorrente do fato de não haver o contato efetivo alimento/microrganismo;

- ✚ Na primeira etapa de operação, a influência da agitação mecânica foi importante na redução do período de permanência, uma vez que a retirada da mesma necessitou de um maior tempo de ciclo quando da realização da segunda etapa;
- ✚ As baixas eficiências obtidas, na segunda etapa de operação, podem ter sido decorrentes do baixo contato entre o afluyente e os microrganismos, influenciados pela retirada do sistema de agitação. Desta forma, devido ao baixo contato (alimento/substrato), possivelmente, o metano produzido nesta etapa não foi suficiente para proporcionar a homogeneização;
- ✚ Os baixos índices de ST (15 g/L), STV (8 g/L), SST (16 g/L) e SSV (9 g/L) detectados ao fim da primeira etapa do experimento, bem como as eficiências encontradas ao final da mesma etapa, mostram que o RBS_{AN} pode ter sido inoculado com um volume de lodo maior que o necessário;
- ✚ As morfologias presentes nas amostras do inóculo, e do licor misto da primeira e segunda etapa de operação comprovam as eficiências do RBS_{AN} detectadas no período de monitoramento;
- ✚ Diante dos resultados obtidos nos exames microscópicos pode-se aferir que o acetato presente foi utilizado como substrato para a produção de metano (CH₄) e gás carbônico (CO₂) pelos microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* sp., tendo em vista a predominância no licor misto durante a operação do reator anaeróbio (Etapas 1 e 2).

6.1.1 - PROPOSTAS PARA FUTURAS PESQUISAS

- ✚ Realizar estudo morfológico nas amostras do licor misto para verificar as correlações entre a atividade metanogênica, sedimentabilidade e os parâmetros morfológicos dos agregados microbianos. Bem como os estudos sobre a correlação das atividades metanogênicas e a fluorescência do consórcio dos microrganismos no interior do reator;

- ✚ Quando da necessidade da operação do RBS_{AN} , por meio de agitação mecânica, verificar o desempenho operacional do sistema por meio de agitação intermitente;
- ✚ Verificar o efeito da recirculação do lixiviado no reator com vistas a promover a resuspensão da biomassa, aumentando, assim, eficiência do sistema;
- ✚ Verificar a aplicabilidade do RBS_{AN} , seguido de um sistema aeróbio para tratamento complementar, visando a remoção de nutrientes e carga orgânica remanescente;
- ✚ Investigar o comportamento do reator por um tempo de reação mais longo para verificar a influência das características do lixiviado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ağdağ, O. N. e Sponza, D. T. (2005). "Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems." *Process Biochemistry*. (40), 859-902.
- Amaral, A. L. P. (2003). *Image analysis in biotechnological processes: applications to wastewater treatment*. Universidade do Minho, Escola de Engenharia. Departamento de Engenharia biológica. 276p.
- Amaral, M. C. S.; Ferreira, C. F. D.; Lange, L. C.; Aquino, S. F.; e Gonçalves, F. M. (2007). "Avaliação da DQO solúvel inerte a processos aeróbio e anaeróbio presente em lixiviados de aterro sanitário." 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Belo Horizonte, MG.
- APHA - AWWA - WPCF (1999). "Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater". American Public Health Association 20a Edition (CD-Rom), Washington DC.
- Aquino, S. F.; Chernicharo, C. A.; Foresti, E.; Santos, M. L. F. e Monteggia, L. O (2007). "Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios." *Revista de Engenharia sanitária e ambiental*. **12**.(2). 192-201
- Berrueta, J.; Gutiérrez, A.; Fueyo, G. (1996). "Anaerobic treatment of leachates in a pilot-scale UASB: Strategy of Start-up." *Jornal Chemical Technology Biotechnoogy*. **67**, 302 – 314.
- Bidone, F. R.; A; Povinelli, J. C. e Cotrim, S. L. S. (1997), "Tratamento de lixiviado de aterro sanitário por meio de filtros percolados." XIX Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. Anais. Foz do Iguaçu – PR.
- Bidone, R. F.; Hartman, F.; Rosa, A. L.; Souto, G. D. B. e Povinelli, J. (2007). "Filtros anaeróbios aplicados ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário." 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Belo Horizonte, MG
- Bohdziewicz, J.; Neczaj, E. e Kwarciak, A. (2008). "Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor." *Desalination*. **221**. 559 – 565.
- Borges, A. C. (2003). *Influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbio operando em batelada seqüencial, contendo biomassa imobilizada*. Dissertação de mestrado. Departamento de Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento. São Carlos, SP. 184p.
- BRASIL (2005). Resolução do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) N°. 357/05 – "Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências." DOU:18.03.2005.
- Brito, A. G.; Rodrigues A.C. e Melo, F. L. (1997). "Feasibility of a pulsed sequencing batch reactor with anaerobic aggregated biomass for the treatment of low strength wastewaters." *Water Science and Technology*. **35**:193–198.
- Campos, J. C.; Luzia, M. R. ; Ferreira, J. A.; Franco, R. S. O. e Barbosa, W. F. (2005), "Utilização de filtros aeróbios em escala de laboratório para o tratamento do lixiviado do aterro metropolitano de Gramacho." 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Campo Grande RS. ABES - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental.

- Castillo, E.; Vergara, M. e Moreno, Y. (2006). "Landfill leachate treatment using a rotating biological contactor and an upward-flow anaerobic sludge bed reactor." *Waste Management*. doi: 10.1016/j.wasman 2006.08.003
- Chernicharo, C. A. L. (2007). "Reatores anaeróbios." In: princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG.
- Cubas, S. A. (2004). *Influência do tratamento da biopartícula e da agitação no desempenho de reatores anaeróbios em bateladas seqüenciais, contendo biomassa imobilizada para o tratamento de águas residuárias*. Tese de Doutorado EESC. Departamento de Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento. São Carlos, SP. 129p.
- Dilallo, R. & Albertson, O.R. Volatile Acids by Direct Titration (1961). *Journal Water Pollution Control Federation*, **23**(4): 356-365.
- Ding, A.; Zhang, Z.; Fu, J. e Cheng, L. (2001). "Biological control of leachate form municipal landfills." *Chemosphere*. **44**. 1 - 8.
- Domingues, M. R. (2001). *Avaliação da metanogênese e sulfetogênese em reatores anaeróbios em batelada e leito fixo, sob condições termofílicas*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Domingues, M. R. (2007). *Investigação sobre a Diversidade Microbiana e a Filogenia de Arquéias e Bactérias em Consórcios Anaeróbios Metanogênicos, originados de Sedimentos Estuarinos Enriquecidos com Clorofenóis*. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Ferreira, J. A.; Mannarino, C. F.; Moreira, J. C.; Arias, A. R. L. e Bila, D. M., (2007). "Avaliação da eficiência do tratamento combinado de lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos em estações de tratamento de esgotos usando ensaios ecotoxicológicos – estudo de casos." 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Belo Horizonte, MG
- Fleck E. (2003), *Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário*. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Civil. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre. 223p.
- Foresti E.; Zaiat, M.; Moraes, E. D.; Adorno, M. A. T.; Paim, A. P.; Rodrigues, J. A. D.; Ratusznei, S. M.; Canto, C. S.; Damasceno, L. H. S e Borzani, W. (Revisor). (2005). *Métodos de Análises Físico-químicas de rotina de águas residuárias tratadas biologicamente*. USP, SP. (no prelo)
- García, H.; Rico, J. L e Gracia, P. A. (1996). "Comparison of anaerobic treatment of leachates form an urban-solid-waste landfill at ambient temperature and at 35°C." *Bioresource Technology* **58** 273-277.
- Hamada, J. e Matsunaga, I. (2000). "Concepção do Sistema de Tratamento de Chorume para o Aterro Sanitário de Ilhéus-BA." IX Congresso Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Porto Seguro. (BA).
- Harper, R. S. e Pohland, G. F. (1986). "Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment." *Biotechnology and bioengineering*. **28**. 4 585-602.
- Heyer, K. U. e Stegmann, R. (1998). "Leachate Management: Generation, Collection, Treatment and Costs." *International Seminar Present and Future of MSW Landfilling*, 24.-26. June, Cittadella, Italy, Proceedings Edizioni Euro Waste.
- Hollopeter, J.A., Dague, R.R., 1994. Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. In: Proceedings of the 49th Purdue Industrial Waste Conference, Ann Arbor Press, Chelsea, pp. 277–284

- Hulshoff Pol, L. W.; Lopes, S. I. C.; Letting, G. e Lens, P. N. L. (2004). “Anaerobic sludge granulation.” *Water Research*. **38**. 1376 – 1389.
- Iamamoto, Y. C.; Oliveira, A. R. e Lucas Júnior, J. (2002). “Alcalinidade como medida de monitoramento do desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), tratando águas residuárias de suinocultura.” *Engenharia Agrícola*. **22** (1)118-126
- Im, J.; Woo, H.; Choi, M.; Han, K.; e Kim, C. (2001). “Simultaneous organic and nitrogen removal from municipal landfill leachate using an anaerobic-aerobic system.” *Water Research* **35**(10), 2403 – 2410.
- Jokela, J. P .Y.; Kettunen, R. H.; Sormunen, K. M.; Rintala, J. A., (2002). “Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate: low-cost nitrification in biofilters and laboratory scale in-situ denitrification.” *Water Research*, **36**, 4079-4087.
- Jordão, E. P e Pessôa, C. A. (2005). Tratamento de Esgotos Domésticos. ABES, Rio de Janeiro, RJ. 4ª edição. 932p.
- Kang, K.H.; Shin, H.S. e Park, H. (2005). “Characterization of humic substances present in landfill leachates with different landfill ages and its implications.” *Water Research*. **36**, 4023–4032.
- Kennedy, K. J. e Lentz, E. M. (2000). “Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors.” *Water Research*. **34**(14), 3640 – 3656.
- Kettunen, R. H.; e Rintala, J. A. (1998). “Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature”. *Water Research*. **32** (3). 357-546
- Kulikowska, D. e Klimiuk, E. (2007) “The effect of landfill age on municipal leachate composition.” *Bioresource Technology*. doi: 10.1016/j.biortech.2007.10.015.
- Lapa, K. R. (2003). *Avaliação de desempenho do reator anaeróbio em batelada seqüencial (ASBR), contendo biomassa imobilizada em pedra pome, para tratamento de esgoto sanitário*. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Civil - Hidráulica e Saneamento. EESC/USP. SP. 120p.
- Leite, V. D.; Lopes, W. S.; Prasad, S., e Anselmo Silva, A. (2003). “Tratamento Biológico de Percolado.” 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES. Joinville, Santa Catarina.
- Lema, J. M.; Mendez, R.; Blazquez, R. (1988). “Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: a review.” *Water, air and soil pollution* **40**(3-4), 223 - 250.
- Lettinga, G. (1995). “Anaerobic digestion and wastewater treatment systems.’ *Antonie van Leeuwenhoek*. **67**. 3-28
- Marañón, E.; Castrillón, L.; Fernández, Y. e Fernández, E. (2006). “Anaerobic treatment of sludge from a nitrification-destrification landfill leachate plant.” *Waste management*. **26**. 869-874.
- Metcalf & Eddy (1991). “Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse.” McGraw-Hill, Inc., International Edition, Singapura, 1333p.
- Michelan R. (2006). *Influência do tipo de impelidor sobre o desempenho do reator anaeróbio em batelada seqüencial com biomassa granulada tratando esgoto sanitário*. Dissertação de Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento. EESC/USP SP.
- Morais, J. L.; Sirtori, C.; Peralta-Zamora, P. G. (2006). “Tratamento de chorume de aterro sanitário por fotocatalise heterogênea integrada a processo biológico convencional.” Universidade Federal do Paraná. *Quim. Nova*, **29**(1), 20-23.

- Ndon, U. J. e Dague R. R.(1997). “Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater.” *Water Research*, **31**(10), 2455-2466.
- Neczaj, E.; Okoniewska, E.; Kacprzak (2005). “Treatment of landfill leachate by sequencing batch reactor.” *Dessalination*. **185**. 257-362.
- Ono, A. F. (2007). *Estratégias de operação de reatores anaeróbio/anóxico operados em batelada seqüencial para remoção de nitrogênio de águas residuária industrial*. Dissertação de Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento. EESC/USP SP.
- Orra, A. A.; Ratusznei, S. M.; Rodrigues, J. A. D.; Foresti, E.; e Zaiat, M. (2004). “Effects of feeding strategies on the performance of an anaerobic discontinuous reactor containing immobilized biomass with circulation system for liquid-phase mixing.” *Water Science and Technology*. **49** (11–12) 303–310.
- Orupöld, K.; Tenno, T. e Henrysson, T. (2000). “Biological Lagooning of phenols-containing oil shale ash heaps leachate.” *Water Research*. **34**(18), 4389-4396.
- Pescador, F. S. e Cybis, L. F. (1999). *Tratamento de esgoto em Reatores Seqüenciais em Batelada Anaeróbios*. (RSBAN). 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES. RJ.
- Pinho, S. C.; Ratusznei, S. M.; Rodrigues, J. A. D.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2004). “Influence of the agitation rate on the treatment of partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch reactor biofilm reactor.” *Water research* **38**.(4117-4124)
- Pohland, F. G. e Kim, J. C. (1999). “In situ anaerobic treatment of leachate in landfill bioreactors.” *Water Science Technology*. **40**(8), 203 – 210.
- Qasim, S. R. e Chiang, W. (1994). *Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment*. CRC Press.
- Renou, S.; Givaudan, J.G.; Poulain, S.; Dirassouyan, F. e Moulin, P. (2008). “Landfill leachate treatment: Review and opportunity.” *Journal of Hazardous materials*. **150**. 468-493.
- Ripley, L.E.; Boyle, W.C.; Converse, J.C. (1986). Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digester of High-Strength Wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*, **58**(5): 406-411.
- Rita, F. (2002). *Desempenho de reator UASB em escala piloto para o tratamento anaeróbio de líquidos percolados de resíduos sólidos urbanos*. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Química. Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis. SC 96p.
- Rodrigues, J. A. D.; Ratusznei, S. M. e Zaiat, M. (2003). “Fed-batch and batch operating mode analysis of a stirred anaerobic sequencing reactor with self-immobilized biomass treating low-strength wastewater.” *Jornal of environmental management*. **69**. 193-200.
- Santos, A. F. M. S.; Kato, M. T. e Florêncio, L. (2003). “Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia e do tratamento de chorume através de reator UASB em escala experimental.” XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Joinville. Santa Catarina. ABES - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental.
- Sarti, A.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2005). “Desempenho de reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais (escala piloto) no tratamento de esgoto sanitário.” *Semina: Ciências Exatas e Tecnológicas, Londrina*, **26**(2).
- Schmidell, W.; Lima, V. A.; Aquarone, E. e Borzai, W. (2001). *Biotechnology Industrial*. V 2; Ed. Edgard Blucher Ltda. São Paulo, SP.

- Shin, A. S.; Han, S. K.; Song, Y. C. e Lee, C. Y. (2001). "Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase aerobic digestion of food waste." *Water Research* **35** (14), 3441 – 3447.
- Silva, A. C. (2002), *Tratamento do Percolado de Aterro Sanitário e Avaliação da Toxicidade*. Rio de Janeiro. (COPPE/UFRJ). Tese de Doutorado. Universidade Federal de Rio e Janeiro. Departamento de Engenharia Civil. Rio de Janeiro, RJ. 126p.
- Speece, R. E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Archae Press, Nashville, Tennessee, USA.
- Srinivasan, B. e Bonvin, D. (2007). "Controllability and stability of repetitive batch processes" *Journal of Process Control. Elsevier*. (17), 285-295.
- Tapahuasco, W. C. (2007). Proposta para desenvolvimento de um modelo de previsão de recalques considerando a parcela de biodegradação. *Exame de Qualificação de Doutorado*, Programa de Pós-Graduação em Geotecnia, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília. Novembro, 52 p.
- Timur, H. e Öztürk, I. (1997). "Anaerobic treatment of leachate using sequencing batch reactor and hybrid bed filter." *Water Science and technology*, **36**(6-7), 501-508.
- Timur, H. e Öztürk, I. (1999). "Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate." *Water Research*, **33**(15), 3225-3230.
- USEPA. (1995). *Manual ground-water and leachate treatment systems*. USEPA/R-94/005
- Van Hanandel, A. C e Lettinga, G. (1994). "Tratamento anaeróbico de esgotos – Um manual para regiões de clima quente.
- Vazoller, R. F. (1995). *Avaliação do ecossistema microbiano de um biodigestor anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo, operando com vinhaça sob condições termofílicas*. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. EESC/USP SP.
- Vela, J. F. (2006). *Tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbico operando em batelada Seqüenciais e periodicamente aerado*. Tese de Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento. EESC/USP SP. 159p.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J. A. D.; Ratusznei, S. M.; de Camargo E. F. M. e Borzani, W. (2001). "Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatmet: a developing technology." *Appl Microbiol Biotechnol* **55**. 29-35.
- Zimmer, T. R. (2006). *Influência da carga orgânica e do tempo de enchimento sobre o desempenho do reator anaeróbico em batelada seqüencial com biomassa granulada tratando soro de queijo*. Dissertação de Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento. EESC/USP SP. 160p.
- Zinder, S. H. (1993). *Physiological ecology of methanogens*. In: Ferry, J. G. Ed. Chapman & Hall, New York. p: 128 – 206.

APÊNDICES

Apêndice A - Valores das variáveis físico-químicas durante a primeira etapa de operação ($n = 27$)

Concentração de N (mg/L)		Concentração de N-NH ₄ ⁺ .d		pH		Alcal. Parcial (mgCaCO ₃ /L)		Alcal. Intermediária (mgCaCO ₃ /L)		Alcal. Total (mgCaCO ₃ /L)		Ácidos Voláteis (mgAGV/L)		DQO Bruta (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)	
Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl
815	1155	994	1409	8,7	7,9	836	1380	393	252	1229	1380	350	73	2090	1420	1830	
447	732	545	893	9,1	8	906	1249	302	161	1208	1249	363	67	2270	1390	1520	1030
532	622	649	759	7,8	7,3	101	906	332	181	433	906	405	47	1860	800	1820	700
413	532	504	649	7,7	7,3	191	564	322	161	514	564	474	40	2090	830	1630	470
351	547	428	668	8,9	7,4	846	816	634	312	1480	816	646	27	2090	570	1940	270
652	391	795	477	8,6	7,8	816	1138	423	252	1239	1138	161	81	3080	890	2010	720
668	401	815	489	8,7	7,6	896	1037	493	423	1390	1037	795	53	2520	750	2100	570
315	233	385	284	8,5	7,4	866	1208	373	363	1239	1208	415	75	2300	1120	1860	830
282	750	344	915	8,5	7,8	785	1259	524	352	1309	1259	571	96	2280	1010	1900	770
401	93	489	114	8,8	7,7	775	1098	514	181	1289	1098	620	47	2180	1070	2000	720
47	76	57	93	8,9	7,7	715	1027	292	201	1007	1027	191	52	2200	1160	2100	780
59	40	72	48	8,9	7,9	655	1239	302	191	957	1239	192	93	2130	640	1890	450
116	119	141	146	8,1	7,5	201	705	403	101	604	705	473	26	1620	700	1490	480
55	112	67	136	8,3	7,5	312	725	514	211	826	725	496	38	2330	740	2000	450
172	193	209	236	8,1	7,5	352	796	383	131	735	796	413	26	2400	530	2110	410
270	185	329	226	8,2	7,5	262	735	383	272	644	735	469	26	2170	440	2110	354
65	60	79	73	7,9	7,3	272	745	332	121	604	745	376	26	3940	430	2110	272
81	133	99	162	8	7,3	352	725	373	171	725	725	496	27	2060	220	2020	281
65	142	79	173	7,9	7,4	302	846	493	131	796	846	576	37	2190	390	2080	278
141	171	172	209	7,9	7,3	302	725	463	222	765	725	431	28	2240	376	1830	272
104	98	127	120	7,5	7,4	181	816	624	131	806	816	519	25	2030	390	2020	293
110	42	134	51	7,7	7,4	302	675	302	161	604	675	376	24	1540	442	1390	319
200	107	244	131	7,9	7,3	403	725	383	282	785	725	647	37	2220	420	2040	240

Continuação: Apêndice A - Valores das variáveis físico-químicas durante a primeira etapa de operação

	Concentração de N (mg/L)		Concentração de N-NH ₄ ⁺ .d		pH		Alcal. Parcial (mgCaCO ₃ /L)		Alcal. Intermediária (mgCaCO ₃ /L)		Alcal. Total (mgCaCO ₃ /L)		Ácidos Voláteis (mgAGV/L)		DQO Bruta (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)	
	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl
	209	198	255	241	8,2	7,7	554	846	403	232	957	846	587	40	2440	584	1640	584
	163	248	199	302	8,1	7,5	986	1183	405	339	1279	1183	461	39	2490	623	2040	623
	88	136	108	165	8,1	7,7	964	1424	493	164	1339	1424	590	64	2370	696	2000	518
	171	272	208	332	8,3	7,6	1095	1456	810	548	1752	1456	854	116	2360	780	2060	740
Média	259	288	316	352	8,3	7,5	564	965	432	231	982	965	480	49	2277	719	1909	539
Mínimo	47	40	57	48	7,5	7,3	101	564	292	101	433	564	161	24	1540	220	1390	240
Máximo	815	1155	994	1409	9,1	8,0	1095	1456	810	548	1752	1456	854	116	3940	1420	2110	1120
Desvio Padrão	212	272	259	332	0,4	0,2	308	262	120	104	342	262	163	25	438	314	207	243

Apêndice B- Valores das variáveis físico-químicas durante a segunda etapa de operação ($n = 10$).

Concentração de N (mg/L)	Concentração de N-NH ₄ ⁺ .d		pH		Alcal. Parcial (mgCaCO ₃ /L)	Alcal. Intermediária (mgCaCO ₃ /L)		Alcal. Total (mgCaCO ₃ /L)		Ácidos Voláteis (mg/L)	DQO Bruta (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)					
	Afl	Efl	Afl	Efl		Afl	Efl	Afl	Efl		Afl	Efl	Afl	Efl	Afl	Efl		
17	233	143	284	9	8	1084	284	504	449	1460	1551	423	396	2230	1430	1940	1320	
45	94	55	114	8	8	1139	1128	537	569	1541	1561	563	396	1950	1350	1770	1270	
66	162	81	197	8	8	1139	1259	526	537	1531	1652	473	338	2230	1650	1930	1550	
175	208	214	254	8	8	1040	1303	569	460	1480	1621	509	372	2430	1900	1940	1610	
133	138	162	168	8	8	997	1270	515	340	1390	1480	369	333	2060	1240	1480	1090	
172	235	209	287	8	8	1018	1226	537	449	1430	1541	551	412	1900	1330	1710	1290	
229	251	280	306	8	8	986	1205	482	438	1349	1511	579	486	1920	1510	1500	1120	
177	234	216	286	8	8	1161	1205	482	449	1511	1521	660	482	2340	1460	1710	1320	
177	209	215	255	8	8	953	1270	449	438	1289	1571	427	370	2330	1380	1580	129	
131	184	160	224	8	8	986	1128	438	471	1309	1470	461	367	2450	1320	1370	1150	
132	195	174	238	8,2	7,8	1050	1128	504	460	1429	1548	502	395	2184	1457	1693	1301	
Média	17	94	55	114	7,9	7,5	953	284	438	340	1289	1470	369	333	1900	1240	1370	1090
Mínimo	229	251	280	306	8,6	8,1	1161	1303	569	569	1541	1652	660	486	2450	1900	1940	1610
Máximo	68	50	68	62	0,2	0,2	75	302	41	61	91	57	88	53	211	193	207	170
Desvio Padrão																		