

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

**EFEITO DA ADIÇÃO DE LODO AO INÓCULO DE REATOR
ANAERÓBIO HÍBRIDO SÓLIDO-LÍQUIDO TRATANDO FRAÇÃO
ORGÂNICA DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS**

Pedro Henrique Carneiro

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento).

ORIENTADOR: Prof. Titular Jurandyr Povinelli

São Carlos
2005

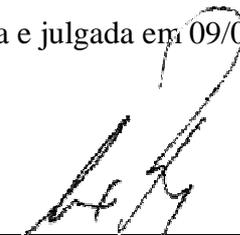
Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca - EESC/USP

C289e	<p>Carneiro, Pedro Henrique Efeito da adição de lodo ao inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando fração orgânica de resíduos sólidos urbanos / Pedro Henrique Carneiro. -- São Carlos, 2005.</p>
	<p>Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo, 2005. Área: Hidráulica e Saneamento. Orientador: Prof. Tit. Jurandyr Povinelli.</p>
	<p>1. Fração orgânica de resíduos sólidos urbanos. 2. Lodo. 3. Lixiviado. 4. Reator anaeróbio híbrido. I. Título.</p>

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro Civil **PEDRO HENRIQUE CARNEIRO**

Dissertação defendida e julgada em 09/06/2005 perante a Comissão Julgadora:



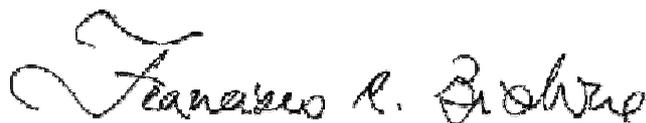
Prof. Titular **JURANDYR POVINELLI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo)

Aprovado



Profa. Titular **MARIA DO CÂRMO CALJURI**
(Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo)

Aprovado



Prof. Dr. **FRANCISCO RICARDO ANDRADE BIDONE**
(Universidade Federal do Rio Grande do Sul)

Aprovado



Profa. Titular **MARIA DO CÂRMO CALJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em
Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

*Aos meus pais, amigos e familiares, pelos
momentos de convívio subtraídos.*

AGRADECIMENTOS

Aos professores das escolas por onde passei: Externato Santa Dorotéia, Colégio Maranhense "Irmãos Maristas", Centro Educacional Montessoriano, Universidade Federal do Paraná, Universidade Federal do Ceará e Universidade de São Paulo; pelo conhecimento repassado e lições de vida aprendidas.

Ao meu orientador, Prof. Jurandyr Povinelli, por conciliar entre tantas atividades, sua empolgação com a pesquisa. Pela sugestão do tema da pesquisa, e por incentivar e acreditar no trabalho em equipe.

Aos amigos "bosias" por toda convivência, companheirismo, amizade, diversão, trabalho, estudo, desde nosso encontro em São Carlos e que durará o resto de nossas vidas: Alexandre Lopes, Gabriel Souto ("Robin"), Glauce Pereira e Thiago Maziero ("Xaby"). Aos amigos e colegas da República Rapadura, presentes em todos os momentos, pelo incentivo constante e pela alegria do convívio.

À minha namorada, Raphaella Fialho Abdala, por esforçar-se em ser compreensiva, suportar os 1 070 km que nos separaram entre São Luís e Fortaleza, e os 2 732 km que atualmente nos separam entre São Luís e São Carlos, apoiando-me e estimulando-me na jornada de busca pelo saber e atualização constante, que molda minha vida.

Ao meu pai, Eng. Pedro Aurelio Carneiro, por, desde cedo, estimular-me a trilhar o caminho da engenharia, especialmente do saneamento, pelas oportunidades concedidas e conhecimento dado, não só técnico, mas de vida. Por estimular-me a seguir no mestrado, desde a prova de seleção, por sempre acreditar no meu potencial e mostrá-lo para mim. Por simplesmente ser meu pai e fornecer todos os subsídios para minha formação.

À minha mãe, Simara Eliana Carneiro, pela educação fornecida, carinho e preocupação constante, pela liberdade dada, ensinando-me os valores de respeito e responsabilidade. Por todo amor que só uma mãe pode ter por um filho. Por confiarem em mim e por toda educação dada, minha eterna dívida com meus pais.

Às minhas irmãs, Ana Lídia e Laura Regina, hoje mulheres adultas, mas para mim as crianças com quem sempre brinquei e continuarei a brincar, eternamente com saudades da nossa infância, que nos moldou como adultos que somos hoje. Minhas desculpas por cedo me ausentar de casa, e não estar presente em muitos momentos de suas vidas, em

que a minha presença certamente amenizaria a dor, ou aumentaria a alegria. Meu agradecimento por sempre me estimularem, serem atenciosas, pacientes e carinhosas comigo. Amo vocês.

Aos meus avós maternos, Aramys e Nathália Polowski, pelo carinho constante e por estarem presentes em todas as etapas da minha vida, vibrando a cada vitória, estimulando-me ao aprendizado com as derrotas.

Aos meus avós paternos, Adail e Elzira Carneiro, já falecidos, por serem parte importante das lembranças de infância e por toda alegria que me passaram enquanto vivos, e que me passam ainda hoje, quando lembro o que já passou.

Aos colegas do Programa de Pós-Graduação em Hidráulica e Saneamento da EESC-USP, pelo convívio durante estes anos e por manterem o ambiente propício à pesquisa.

Aos amigos que deixei, mas que continuo tendo, em cada lugar que passei. Uma amizade nunca acaba, renova-se a cada encontro. Veremos-nos em breve, ao longo dessa vida que ainda tem muito a nos ensinar.

Aos meus parentes, primos e tios, pelo relacionamento, reconhecimento e lembranças de sempre bons momentos de convivência, desde a infância até hoje.

Aos professores do SHS-EESC-USP: Luiz Daniel, pela orientação no Programa de Aperfeiçoamento de Ensino (PAE) durante o ano de 2004 e pelas sugestões na primeira qualificação; Maria Bernadete Varesche pelas indagações e opiniões sobre a pesquisa nas duas qualificações; Maria do Carmo Calijuri, por permitir o uso do microscópio óptico de contraste de fase e de fluorescência do Laboratório de Biotoxicologia em Águas Continentais e Efluentes (BIOTACE) e pelas contribuições na defesa; e Marcelo Zaiat, pela ajuda na proposta e no ajuste de um modelo cinético. Ao Dr. Erich Kellner (Serviço Autônomo de Águas e Esgotos de São Carlos), pelas sugestões e participação na segunda qualificação. Ao prof. Francisco Bidone (Universidade Federal do Rio Grande do Sul) pela distinta participação na defesa, engrandecendo a discussão do tema "resíduos sólidos".

Thanks to Pratap Pullammanappallil (Murdoch University, Australia), Hai Lou Xu (Singapore Polytechnic, Singapore), Osman Nuri Ağdağ (Doluz Eylül Üniversitesi, Turkey) and Gabriella Uhlar Heffner (Seattle Public Utilities, USA), for providing additional information about their researches, and for discussions and suggestions about this research.

A Aurélio Picanço e Monique Salgado, por tornarem meu caminho menos trabalhoso. A Arthur Silva, por se prontificar no fornecimento do lixiviado do aterro sanitário de Jaboticabal. A Fernando Passig, por fornecer o lodo do reator *UASB* de sua pesquisa. A Marcia Damianovic, pelo auxílio na interpretação dos resultados durante a operação dos reatores. A Marcelo Dillenburg por ser prestativo e pelo interesse na pesquisa.

Aos funcionários do Laboratório de Saneamento, Paulo, Júlio, Cidinha e Juliana, pelo ensino das técnicas laboratoriais e auxílio nas análises.

Às funcionárias do Laboratório de Processos Biológicos, Beth, Janja e Eloísa, por permitirem fazer análises "emergenciais" no momento de greve da USP (maio-jul. 2004) e análises cromatográficas ao longo de todo o experimento.

Às funcionárias do Departamento de Hidráulica e Saneamento, Sá, Pavi, Rose, Vanessa, Flávia e Fernanda, pela atenção e compreensão em vários momentos.

Aos funcionários do Restaurante da USP-São Carlos, Cláudia, Valdemir ("Zé"), Gilmar e Abraão, por fornecerem o resíduo orgânico separado na fonte e auxiliarem no trabalho de coleta no restaurante.

A João Pedro Teixeira, da Biblioteca da EESC-USP, e aos funcionários da Digital Color, pela rapidez, perfeição e profissionalismo no fornecimento de fotocópias de materiais bibliográficos que possibilitaram o desenvolvimento desta pesquisa. Ao Sr. Adão, do Serviço Gráfico da EESC-USP, pela rapidez e competência no desempenho de sua atividade.

À Universidade de São Paulo, por fornecer infra-estrutura para o desenvolvimento de pesquisas, aprendizado e lazer, e por ser meu "lar" durante este tempo.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), por financiar a linha de pesquisa Digestão Anaeróbia de Resíduos Sólidos (processo 02/00967-4), na qual esta pesquisa está inserida.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) por conceder auxílio financeiro a mim (processo 130336/2003-3) e a milhares de colegas em todo o mundo, possibilitando a formação de mão-de-obra altamente qualificada, esforçando-se em colocar e manter o Brasil como gerador e desenvolvedor de ciência e tecnologia, um dos passos rumo ao desenvolvimento e reconhecimento da nossa nação.

RESUMO

Carneiro, Pedro Henrique. Efeito da adição de lodo ao inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando fração orgânica de resíduos sólidos urbanos. Dissertação [Mestrado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

O tratamento de resíduos sólidos orgânicos, como lodos de estação de tratamento de esgotos e a fração orgânica de resíduos sólidos urbanos, são desafios atuais da engenharia sanitária e ambiental. Os processos biológicos são os mais apropriados para o tratamento desses resíduos. Acordos recentes como o Protocolo de Kyoto e os mecanismos de desenvolvimento limpo (MDL) estão contribuindo para o crescimento da digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos em todo o mundo. Nesta pesquisa foi investigado o efeito da adição de lodo anaeróbio ao lixiviado de aterro sanitário empregado como inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando a fração orgânica de resíduos sólidos urbanos. Foi verificado que a adição de lodo melhorou a digestão anaeróbia, acelerando a degradação de ácidos graxos voláteis, antecipando a geração de biogás, aumentando a composição percentual de metano e promovendo maior variabilidade e presença de microrganismos. A adição de lodo também aumentou a eficiência de conversão de sólidos totais e sólidos totais voláteis.

Palavras-chave: fração orgânica de resíduos sólidos urbanos, lodo, lixiviado, reator anaeróbio híbrido

ABSTRACT

Carneiro, Pedro Henrique. Effects of sludge addition to seed in hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor treating organic fraction of municipal solid wastes. Thesis [Master's Degree in Civil Engineering (Hydraulics and Sanitation)] - School of Engineering at São Carlos, University of São Paulo, São Carlos, 2005.

Treatment of organic solid wastes like wastewater treatment plant sludges and organic fraction of municipal solid wastes are current issues in environmental engineering. Biological processes are more appropriate to treat these wastes. Recent trends like Kyoto protocol and clean development mechanisms (CDM) are improving anaerobic digestion of organic solid wastes. It was investigated the effect of adding anaerobic sludge to bioreactor landfill leachate applied like seed in hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor treating organic fraction of municipal solid wastes. It was verified that sludge addition improved anaerobic digestion, accelerating volatile fatty acids degradation, anticipating biogas generation, increasing methane percentile composition and promoting more variability and presence of microorganisms. Sludge addition also increased total solids and total volatile solids conversion.

Keywords: organic fraction of municipal solid wastes, sludge, leachate, hybrid anaerobic bioreactor

SUMÁRIO

1. Introdução.....	1
2. Objetivos	5
2.1. Gerais.....	5
2.2. Específicos.....	5
3. Revisão bibliográfica	7
3.1. Fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos	7
3.1.1. Características.....	7
3.1.2. Situação na Comunidade Européia	8
3.1.3. Situação no Brasil	9
3.2. Digestão anaeróbia	10
3.2.1. Microbiologia	10
3.2.2. Bioquímica	11
3.2.3. Modelagem.....	13
3.3. Tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos.....	14
3.3.1. Fundamentos.....	14
3.3.2. Modelagem.....	16
3.3.3. Sistemas experimentais	22
3.3.4. Sistemas comerciais	28
3.3.5. Aplicações	39
3.3.6. Créditos de carbono	41
4. Materiais e métodos.....	43
4.1. Materiais	43
4.1.1. Fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos.....	43
4.1.2. Lixiviado de aterro sanitário.....	45
4.1.3. Lodo anaeróbio	47
4.1.4. Mistura de lixiviado de aterro sanitário e lodo anaeróbio.....	48
4.1.5. Reatores.....	49
4.2. Métodos	58
4.2.1. Análises físico-químicas	58
4.2.2. Exames microbiológicos	61
5. Resultados e discussões	67

5.1. Caracterização do substrato	67
5.1.1. Fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos	67
5.1.2. Inóculos	68
5.2. Monitoramento dos reatores.....	69
5.2.1. Amostra líquida.....	69
5.2.2. Amostra gasosa.....	85
5.2.3. Amostra sólida	87
5.2.4. Microrganismos no meio suporte da fase líquida	89
5.3. Estudo cinético	91
5.4. Interações entre parâmetros físico-químicos e microbiológicos.....	97
6. Conclusões e recomendações	105
Referências bibliográficas.....	109
Índice analítico	115

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1. Variação da energia livre de Gibbs (ΔG°) para as reações da digestão anaeróbia, a 298 K, 1 atm e pH = 7 (organizado por Ecke & Lagerkvist, 2000).	12
Tabela 3.2. Estequiometria das etapas que compõem a fermentação anaeróbia do estado sólido (Kalyuzhnyi <i>et al.</i> , 2000).....	20
Tabela 3.3. Dados de alguns estudos sobre digestão anaeróbia de resíduos sólidos.	23
Tabela 3.4. Avaliação de algumas características dos sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos (Nichols, 2004).	31
Tabela 3.5. Características dos sistemas comerciais com maior quantidade de estações em funcionamento (originado de Nichols, 2004).....	32
Tabela 4.1. Composição proposta e elaborada da FOPRSU	44
Tabela 4.2. Determinação da massa e volume de inóculo a serem adicionados aos reatores de fase sólida.....	52
Tabela 4.3. Determinação da duração diária do funcionamento das bombas de recirculação	57
Tabela 4.4. Parâmetros analisados, métodos empregados e locais de realização.	59
Tabela 4.5. Exames realizados, equipamentos e métodos empregados.	61
Tabela 5.1. Caracterização físico-química da FOPRSU.	67
Tabela 5.2. Características físico-químicas do lixiviado e da mistura lixiviado + lodo utilizados como inóculos.	68
Tabela 5.3. Concentrações de PO_4^{3-} e NH_4^+ no fundo dos reatores de fase líquida.....	77
Tabela 5.4. Eficiência de conversão de DQO_{ms} , ST e STV na matéria sólida.	87
Tabela 5.5. Eficiência de conversão de C, H, N e S na matéria sólida.	88
Tabela 5.6. Parâmetros obtidos para modelo cinético aplicado.....	97

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1. Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia — modificado de Barlaz (1996, 1997) e Chernicharo (1997).	11
Figura 3.2. Processos bioquímicos implementados no modelo de digestão anaeróbia <i>IWA ADM1</i> (Batstone <i>et al.</i> , 2002).	14
Figura 3.3. Etapas da digestão anaeróbia de matéria orgânica particulada em resíduos de frutas e verduras (Bouallagui <i>et al.</i> , 2005).	15
Figura 3.4. Modelo cinético aprimorado por Carneiro <i>et al.</i> (2005a,b).	18
Figura 3.5. Modelo conceitual da fermentação anaeróbia do estado sólido em duas partículas (Kalyuzhnyi <i>et al.</i> , 2000).	19
Figura 3.6. Ilustrações de alguns sistemas de digestão anaeróbia de resíduos sólidos investigados.....	25
Figura 3.7. Evolução das pesquisas em tratamento de RSU na EESC-USP e a presente pesquisa no contexto	28
Figura 3.8. Linha do tempo da história recente da digestão anaeróbia de resíduos sólidos na Europa (originado de Nichols, 2004).....	29
Figura 3.9. Divisão dos sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos quanto às suas características (Ecke & Lagerkvist, 2000).	33
Figura 3.10. Diferentes tipos de digestores empregados em sistemas secos: (a) Dranco, (b) Kompogas e BRV, e (c) Valorga (Lissens <i>et al.</i> , 2001).....	36
Figura 3.11. Configuração dos padrões de recirculação de lixiviado em diferentes sistemas descontínuos: (a) um estágio, (b) batelada seqüencial e (c) híbrido batelada- <i>UASB</i> (Lissens <i>et al.</i> , 2001).	38
Figura 3.12. Etapas básicas das tecnologias de digestão anaeróbia de resíduos sólidos (originado de Uhlar Heffner, 2003).....	40
Figura 4.1. Composição elaborada da FOPRSU.....	45
Figura 4.2. (a) Momento da devolução da bandeja no restaurante universitário. (b) Componentes da FOPRSU cominuídos e misturados.	45
Figura 4.3. (a) Localização geográfica de Jaboticabal (SP). (b) e (c) Aspecto do aterro sanitário. (d) e (e) Coleta do lixiviado no poço de infiltração. (f) Poço coletor de lixiviado.	46
Figura 4.4. (a) Reator <i>UASB</i> da ETE USP-São Carlos. (b) Válvulas de descarga de lodo. (c) Coleta do lodo. (d) Armazenamento do lodo em recipiente.....	47
Figura 4.5. (a) Adição de 500 mL de lixiviado ao recipiente. (b) Agitação de 1 L de mistura. (c) Armazenamento de 1 L de inóculo.....	48
Figura 4.6. (a) Dreno de lixiviado no reator de fase sólida. (b) Entrada de lixiviado tratado no reator e saída de biogás.	49

Figura 4.7. (a) Vista lateral do reator de fase líquida. (b) Vista frontal do reator de fase líquida. (c) Emprego de eletrodutos de PEAD como leito fixo do reator. (d) Fechamento do reator com tampa de PVC. (e) Detalhe do selo hídrico na saída do reator. (f) Detalhe do registro de entrada de lixiviado no reator.....	51
Figura 4.8. (a) Pesagem da FOPRSU. (b) Abastecimento do reator com FOPRSU. (c) Passagem do inóculo do recipiente de 20 L para béquero de 2 L. (d) Medição do volume de inóculo em proveta de 1 L. (e) Abastecimento do reator com inóculo. (f) Agitação do meio de reação após adição de inóculo. (g) Aspecto do meio de reação após inoculação.	54
Figura 4.9. (a) Dispositivo para abastecer o reator de fase líquida com lixiviado. (b) Detalhe da conexão do dispositivo no registro de entrada do reator.....	55
Figura 4.10. (a) Visor do termostato indicando a temperatura no interior da câmara. (b) Instalação elétrica do termostato. (c) e (d) Localização dos aquecedores e das bombas no interior da câmara. (e) Os dois reatores de fase líquida em funcionamento. (f) Temporizador para funcionamento da bomba.	56
Figura 4.11. Alternância do regime de escoamento durante o dia, nos reatores de fase líquida.	57
Figura 4.12. Operação dos dois sistemas de reatores anaeróbios híbridos sólido-líquidos: controle e experimental.....	58
Figura 4.13. Algumas morfologias microbianas e formas de agrupamento monitoradas durante o experimento.	63
Figura 5.1. Variação de DQO_t , DQO_{md} e da relação DQO_{md}/DQO_t durante o experimento.....	70
Figura 5.2. Variação da taxa de carregamento (DQO_t e DQO_{md}) durante o experimento e relação entre eficiência de remoção e taxa de carregamento.....	71
Figura 5.3. Variação do pH durante o experimento.	72
Figura 5.4. Variação de ácidos voláteis durante o experimento.	72
Figura 5.5. Variação de HAc, HPr e HBU durante o experimento.....	73
Figura 5.6. Variação da alcalinidade total durante o experimento.....	74
Figura 5.7. Variação de NTK, $N-NH_3$, N_{org} e da relação $N-NH_3/NTK$ durante o experimento.....	76
Figura 5.8. Variação de $P-PO_4^{3-}_t$ durante o experimento.....	77
Figura 5.9. Variação da taxa de carregamento ($N-NH_3$ e $P-PO_4^{3-}_t$) durante o experimento.....	79
Figura 5.10. Variação de ST, STV e da relação STV/ST durante o experimento.	80
Figura 5.11. Variação de SST, SSV e da relação SSV/SST durante o experimento.....	81
Figura 5.12. Variação da taxa de carregamento (STV e SSV) durante o experimento e relação entre eficiência de remoção e taxa de carregamento.....	82
Figura 5.13. Variação de SDV durante o experimento.....	82
Figura 5.14. Variação das frequências de presença das morfologias nos reatores de fase sólida.....	83

Figura 5.15. Variação das frequências de presença das morfologias nos reatores de fase líquida.....	84
Figura 5.16. Variação da composição percentual de CH ₄ e CO ₂ durante o experimento.....	85
Figura 5.17. Aspecto do resíduo digerido após 95 d. (a) Flutuação da camada de folhas. (b) Aspecto do meio de reação após agitação.....	87
Figura 5.18. Variação de DQO _{ms} , ST e STV no resíduo sólido, entre o início e o fim do experimento.....	88
Figura 5.19. Variação de C, H, N e S no resíduo sólido, entre o início e o fim do experimento.....	89
Figura 5.20. (a) Abertura dos reatores de fase líquida. (b) Aspecto do meio suporte do reator de fase líquida. (c) Ampliação do aspecto do meio suporte.	90
Figura 5.21. Aspecto da adesão e ocupação do meio suporte por microrganismos no RCFL.	90
Figura 5.22. Aspecto da adesão e ocupação do meio suporte por microrganismos no REFL.	91
Figura 5.23. Aplicação de modelo cinético aos dados de DQO _t	92
Figura 5.24. Aplicação de modelo cinético aos dados de DQO _{md}	93
Figura 5.25. Aplicação do modelo cinético aprimorado aos dados de DQO _t dos reatores controle (RC) e experimental (RE).	96
Figura 5.26. Aplicação do modelo cinético aprimorado aos dados de DQO _{md} dos reatores controle (RC) e experimental (RE).	96
Figura 5.27. Matriz de interações físico-químicas nos reatores de fase sólida.....	98
Figura 5.28. Matriz de interações físico-químicas nos reatores de fase líquida.	98
Figura 5.29. Matriz de interações físico-químicas nos reatores controle.	99
Figura 5.30. Matriz de interações físico-químicas nos reatores experimentais.	99
Figura 5.31. Matriz de interações físico-químicas nos reatores.....	100
Figura 5.32. Matriz de interações microbiológicas nos reatores de fase sólida.....	101
Figura 5.33. Matriz de interações microbiológicas nos reatores de fase líquida.	101
Figura 5.34. Matriz de interações microbiológicas nos reatores controle.	102
Figura 5.35. Matriz de interações microbiológicas nos reatores experimentais.	102
Figura 5.36. Matriz de interações microbiológicas nos reatores.	103

1. INTRODUÇÃO

Comece fazendo o que é necessário, depois o que é possível, e de repente você estará fazendo o impossível.

São Francisco de Assis (italiano, 1181-1226)

Ao longo dos séculos a humanidade tem se deparado com um problema que lhe causa mal-estar e afeta a saúde pública: a geração de resíduos sólidos. Esses resíduos sólidos são provenientes das próprias atividades humanas, que ao transformarem uma matéria-prima em produto, geram subprodutos, os resíduos. O resíduo pode, também, se constituir do próprio produto, que deixou de ter interesse para o consumidor ou atingiu a sua vida útil. Exemplos de resíduos sólidos são restos de comida, podas de árvores, embalagens de papel, plástico, metal, vidro, dentre muitos outros.

Com a evolução da sociedade e dos processos industriais, o consumo de produtos foi crescendo de forma exorbitante, levando consigo a geração de resíduos sólidos, que inicialmente eram dispostos longe dos centros urbanos. No entanto, o custo desse transporte passou a ser muito oneroso, ao passo que as cidades foram crescendo e absorvendo áreas antes usadas como depósitos desses resíduos. A forma como os resíduos eram dispostos causava problemas de saúde pública — devido à intensa presença de vetores de doenças contagiosas — e danos ao meio ambiente. Assim, surgiu a técnica do aterro sanitário, uma forma segura de se dispor o resíduo, quer seja do ponto de vista ambiental, de saúde pública ou de engenharia. Entretanto, os elevados custos de aterramento aliados ao crescimento da geração de resíduos conduziu a sociedade à reflexão sobre o seu papel na problemática. Assim, foram desenvolvidos programas de minimização de resíduos na fonte geradora, de reutilização de produtos, principalmente embalagens, e de reciclagem de materiais como papel, plásticos, metais e vidros. Surgiram, também,

outras tecnologias para tratar a fração orgânica dos resíduos, como a compostagem aeróbia e a digestão anaeróbia (Tchobanoglous *et al.*, 1993).

Como exemplo, no processo de compostagem, a matéria orgânica é convertida em composto — empregado como condicionador de solos —, H_2O e CO_2 pela ação de bactérias e fungos que demandam O_2 (d'Almeida & Vilhena, 2000). Já a digestão anaeróbia transforma a matéria orgânica em complexos hidrolisados de baixo peso molecular que servem de substrato para os microrganismos anaeróbios (arqueas e bactérias). Esses microrganismos liberam H_2O , CO_2 , NH_3 , H_2S e CH_4 através do seu metabolismo (Palmisano & Barlaz, 1996). A importância deste processo está justamente no último componente, o metano, um gás com elevado poder calorífico que pode ser usado para aquecimento e até mesmo geração de energia elétrica, através da sua queima e/ou da movimentação de turbinas.

De forma geral, os resíduos sólidos urbanos (RSU) apresentam seus componentes misturados. Quando se pretende aproveitar cada um dos materiais em separado, a segregação constitui-se em atividade que inviabiliza o seu aproveitamento, tanto pela quantidade de material a ser segregado, quanto pelos custos da segregação. Este fato mostra a importância de existirem programas de coleta seletiva de RSU no ambiente urbano. Uma vez que os materiais de importância econômica sejam segregados na fonte geradora de resíduo, o trabalho de segregação em estações de triagem é diminuído, tornando o aproveitamento dos materiais viável financeiramente.

Segundo Mata Alvarez *et al.* (2000), em países desenvolvidos, como os da Comunidade Européia, existem recomendações para se diminuir o número de aterros sanitários, devido ao impacto ambiental que causam. Nesses locais, como proposta para tratamento da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos (FORSU), vem se tornando comum a adoção da digestão anaeróbia (Lissens *et al.*, 2001), financeiramente viável quando se considera a recuperação de energia proporcionada pela elevada produção de CH_4 . O aproveitamento energético do CH_4 , em lugar da sua emissão direta à atmosfera, gera divisas no mercado mundial de créditos de carbono (el Khalili, 2003).

Diante dessa visão, as pesquisas voltam-se para a investigação de como produzir CH_4 de forma mais acelerada e ao menor custo em digestores de FORSU. A proposta desta pesquisa busca justamente contribuir para essa investigação, adotando-se um resíduo de

composição física e química conhecida (fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos, FOPRSU) proposto por Pinto (2000). A adoção desse substrato visa superar a grande variação entre resultados obtidos em diferentes pesquisas que empregam diferentes substratos, impedindo uma comparação direta entre os experimentos. O emprego da FOPRSU neste experimento possibilitou a comparação direta com outros experimentos já concluídos (Salgado, 2003; Picanço, 2004; Souto, 2005) no Departamento de Hidráulica e Saneamento (SHS) da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) da Universidade de São Paulo (USP).

2. OBJETIVOS

Obstáculos são aquelas coisas horríveis que a gente enxerga quando tira os olhos do alvo.

Autoria desconhecida

2.1. GERAIS

A pesquisa teve por objetivo investigar o efeito da adição de lodo anaeróbio, proveniente de reator *UASB* (*upflow anaerobic sludge blanket*, reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo), ao inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando fração orgânica de resíduos sólidos urbanos.

2.2. ESPECÍFICOS

- (a) Construir, operar e monitorar sistemas de reatores anaeróbios híbridos sólido-líquidos;
- (b) Verificar e discutir as interações entre os parâmetros físico-químicos monitorados;
- (c) Registrar a sucessão de morfologias microbianas e relacioná-la com parâmetros físico-químicos relevantes;
- (d) Verificar a eficiência da fase líquida mediante a aplicação de diferentes taxas de carregamento;
- (e) Estimar coeficientes cinéticos da conversão de matéria orgânica e geração de biogás.
- (f) Apontar as vantagens e desvantagens da adição de lodo anaeróbio ao inóculo do reator estudado.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Quando nada parece dar certo, vou ver o cortador de pedras martelando sua rocha talvez cem vezes, sem que uma única rachadura apareça. Mas na centésima primeira martelada a pedra se abre em duas, e eu sei que não foi aquela que conseguiu isso, mas todas as que vieram antes.

Jacob Riis (fotógrafo dinamarquês, 1849-1914)

Neste capítulo serão apresentadas informações sobre a fração orgânica dos resíduos sólidos, a digestão anaeróbia e o tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos. Tais informações servirão de subsídio para a discussão dos resultados obtidos na pesquisa.

3.1. FRAÇÃO ORGÂNICA DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

3.1.1. Características

Para Tchobanoglous *et al.* (1993), excluindo-se componentes como plástico, borracha e couro, a fração orgânica da maior parte dos RSU pode ser classificada em: (a) constituintes solúveis em água (como açúcar, amido, aminoácidos e vários ácidos orgânicos); (b) hemicelulose (produto da condensação de açúcares de 5 e 6 carbonos); (c) celulose (produto da condensação da glicose, açúcar de 6 carbonos); (d) gorduras, óleos e graxas (ésteres de álcool e ácidos graxos de cadeia longa); (e) lignina (material polimérico contendo anéis aromáticos com grupos metoxila — $-OCH_3$ — cuja natureza química ainda não se conhece e que está presente em alguns produtos como papel jornal e papelão); (f) ligninocelulose (combinação de lignina e celulose); e (g) proteínas (compostas por cadeias de aminoácidos). Os autores ainda comentam que a característica mais importante da FORSU é que quase todos os constituintes podem ser convertidos

biologicamente em gases e sólidos orgânicos e inorgânicos relativamente inertes. A desvantagem da degradação da FORSU reside na geração de odores e atração de moscas.

Com vistas a superar o problema da variabilidade do substrato (FORSU) em experimentos de digestão anaeróbia de resíduos sólidos, Pinto (2000) estabeleceu um substrato, característico de três amostragens feitas na cidade de São Carlos (SP) entre 02 e 07 ago. 1997, e o designou FOPRSU (fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos). Os constituintes foram caracterizados, separados e pesados. A análise de sólidos da FOPRSU apontou ST (sólidos totais) = 40,0 %, STV (sólidos totais voláteis) = 34,4 % e STF (sólidos totais fixos) = 5,60 %. A análise química elementar indicou C = 44,36 %, H = 4,68 %, N = 1,37 % e S = 0,29 %. Essa análise permitiu calcular os coeficientes estequiométricos da FOPRSU, simbolizando-a quimicamente pela molécula $C_{407}H_{514}O_{284}N_{11}S$ (considerando o oxigênio por diferença) ou $C_{38}H_{48}O_{26}N$ (considerando o oxigênio por diferença e desconsiderando o enxofre).

3.1.2. Situação na Comunidade Européia

Heermann (2003) comenta que a diretiva européia para aterros sanitários estabelece tratamento prévio a todo resíduo aterrado, a menos que ele seja inerte. O tratamento a ser aplicado deverá atender os preceitos da diretiva européia em diminuir a quantidade de resíduo ou perigo à saúde humana ou ambiental. Segundo Luning *et al.* (2003), essa diretiva exige que os países membros diminuam paulatinamente a quantidade de resíduo sólido biodegradável destinado aos aterros. A exigência é que até 2006, 2009 e 2016, a massa de resíduo biodegradável aterrada seja diminuída a 75, 50 e 35 % das massas desse mesmo resíduo aterradas no país em 1995. A diretiva considera resíduo biodegradável qualquer resíduo passível de decomposição anaeróbia ou aeróbia, como resíduo de alimentação e de jardim, papel e papelão. Sendo o produto do tratamento biológico um material estabilizado (por compostagem ou digestão), ele deixa de ser classificado como biodegradável, podendo ser disposto em aterro.

Levando em consideração a diversidade na infra-estrutura para tratamento de resíduo na Europa, foi concedida uma prorrogação de quatro anos para os prazos estabelecidos (Heermann, 2003). Essa prorrogação foi concedida a países que aterraram mais de 80 %

de seus resíduos em 1995, incluindo Reino Unido, Grécia, Espanha e Irlanda. Em contraste, os países com maior infra-estrutura de tratamento de resíduos já estabeleceram metas ainda mais restritivas ou anteciparam os prazos através de suas próprias legislações ambientais. A extinção de aterros já foi introduzida na Dinamarca, Alemanha, Holanda, Suécia e Suíça. Esse cenário tem motivado a busca por alternativas à incineração tradicional, alavancando o desenvolvimento de sistemas de tratamento mecânico-biológicos e processos de digestão anaeróbia, bem como a exploração de novas tecnologias de tratamento térmico (gaseificação e pirólise).

Na opinião de Heermann (2003), todo sistema de tratamento mecânico-biológico produz certa quantidade de rejeito de ambos os estágios de tratamento e das unidades de tratamento de efluentes líquidos e gasosos, que precisam ser dispostos de alguma forma. Assim, o tratamento mecânico-biológico deve ser corretamente caracterizado como um processo de diminuição de resíduos, e não como um processo de eliminação completa de resíduos. Luning *et al.* (2003) comentam que na Alemanha há legislação específica sobre tratamento mecânico-biológico de resíduos sólidos, impondo padrões para instalações e produtos.

3.1.3. Situação no Brasil

No Brasil, entre 1989 e 2000, a produção diária de resíduos sólidos aumentou de 96 287 para 228 413 t. Em 2000, somente 40,5 % desses resíduos eram tratados ou dispostos adequadamente. No mesmo período, o tratamento de esgoto sanitário aumentou de 2 124 925 para 5 137 171 m³ (IBGE, 2004). O gerenciamento e tratamento dos 60 % de resíduos sólidos restantes, não tratados e/ou dispostos inadequadamente, além do lodo produzido em estações de tratamento de esgoto são desafios atuais para a engenharia sanitária e ambiental brasileira. Em países de baixa renda *per capita*, como o Brasil, a fração orgânica, facilmente biodegradável, corresponde a 60 % dos resíduos sólidos urbanos (com base na massa úmida) (Pinto *et al.*, 2000). Esse cenário habilita os processos biológicos para tratamento dessa fração dos resíduos sólidos.

Eleutério (2005) comenta que o tema resíduo sólido já foi objeto de mais de 70 projetos de lei no Congresso Nacional. Diante da mudança de paradigma do projeto da Política Nacional de Resíduos Sólidos, motivada por discussões mais intensas com a socie-

dade ao longo de 2004, o projeto passará a se intitular Política Nacional de Resíduos. O projeto atual (abr. 2005) passou a ser mais abrangente e simples. A maior preocupação é com a diminuição da geração de resíduos, e de forma secundária, com o tratamento e disposição final. Para isso, as diretrizes principais englobam aspectos de inclusão social, criação de incentivos fiscais, além de promover a responsabilidade pós-consumo. O encaminhamento do projeto de lei ao Congresso Nacional deve se dar até maio 2005.

3.2. DIGESTÃO ANAERÓBIA

McCarty (2001) cita que foi Alessandro Volta^a, em 1776, quem primeiro observou que o processo biológico anaeróbio resultava na conversão de matéria orgânica em CH₄. Volta mostrou que "ar combustível" era formado nos sedimentos de lagos, lagoas e córregos, concluindo que o CH₄ foi derivado da matéria vegetal no sedimento.

3.2.1. Microbiologia

Veeken *et al.* (2000) comentam que 4 estágios metabólicos podem ser distinguidos na digestão anaeróbia do resíduo biológico: (a) hidrólise (a matéria orgânica complexa insolúvel é solubilizada por enzimas produzidas por microrganismos hidrolíticos); (b) acidogênese (os componentes orgânicos solúveis, incluindo os produtos de hidrólise, são convertidos em ácidos orgânicos, álcoois, H₂ e CO₂); (c) acetogênese (os produtos da acidogênese são convertidos em ácido acético, H₂ e CO₂); e (d) metanogênese (o CH₄ é produzido tanto do ácido acético, H₂ e CO₂, quanto diretamente de outros substratos, dos quais ácido fórmico e metanol são os mais importantes). O encadeamento dos estágios citados é ilustrado na fig. 3.1, mostrando a forma como os vários grupos de microrganismos atuam associados na conversão de matéria orgânica complexa, culminando com a produção de CH₄ e CO₂.

^a Alessandro Giuseppe Antonio Anastasio Volta (físico italiano, 1745-1827)

Tabela 3.1. Variação da energia livre de Gibbs (ΔG°) para as reações da digestão anaeróbia, a 298 K, 1 atm e pH = 7 (organizado por Ecke & Lagerkvist, 2000).

Etapa	Substratos	Produtos	ΔG° (kJ)
Fermentação	$C_6H_{12}O_6 + 4 H_2O \rightarrow$	$2 CH_3COO^- + 2 HCO_3^- + 4 H^+ + 4 H_2$	-207
	$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \rightarrow$	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2 HCO_3^- + 3 H^+ + 2 H_2$	-135
	$3 C_6H_{12}O_6 \rightarrow$	$4 CH_3CH_2COO^- + 2 CH_3COO^- + 2 CO_2 + 2 H_2O + 2 H^+ + H_2$	-922
Acetogênese	$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow$	$CH_3COO^- + H^+ + 2 H_2$	+10
	$CH_3CH_2COO^- + 3 H_2O \rightarrow$	$CH_3COO^- + H^+ + 3 H_2 + HCO_3^-$	+76
	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2 H_2O \rightarrow$	$2 CH_3COO^- + H^+ + 2 H_2$	+48
	$2 HCO_3^- + 4 H_2 + H^+ \rightarrow$	$CH_3COO^- + 4 H_2O$	-105
Metanogênese	$CO_2 + 4 H_2 \rightarrow$	$CH_4 + 2 H_2O$	-130
	$4 HCOO^- + 4 H^+ \rightarrow$	$CH_4 + 3 CO_2 + 2 H_2O$	-120
	$4 CO + 2 H_2O \rightarrow$	$CH_4 + 3 CO_2$	-186
	$CH_3COO^- + H^+ \rightarrow$	$CH_4 + CO_2$	-33
	$4 CH_3OH \rightarrow$	$3 CH_4 + CO_2 + 2 H_2O$	-309
	$4 CH_3CH_2CH_2NH^+ + 6 H_2O \rightarrow$	$9 CH_4 + 3 CO_2 + 4 NH_4^+$	-666
Desnitrificação	$12 NO_3^- + C_6H_{12}O_6 \rightarrow$	$12 NO_2^- + 6 CO_2 + 6 H_2O$	-1 946
	$8 NO_2^- + C_6H_{12}O_6 \rightarrow$	$4 N_2O + 6 CO_2 + 6 H_2O$	-632
	$12 N_2O + C_6H_{12}O_6 \rightarrow$	$12 N_2 + 6 CO_2 + 6 H_2O$	-134
Redução de sulfato	$4 H_2 + SO_4^{2-} + H^+ \rightarrow$	$4 H_2O + HS^-$	-152
	$CH_3COO^- + SO_4^{2-} \rightarrow$	$2 HCO_3^- + HS^-$	-48
	$4 CH_3CH_2COO^- + 3 SO_4^{2-} \rightarrow$	$4 CH_3COO^- + 4 HCO_3^- + H^+$	-151

Ecke & Lagerkvist (2000) explicam que a acetogênese faz a ligação entre ácidos graxos com três ou mais carbonos e o acetato. As ligações carbono-carbono são quebradas por microrganismos acetogênicos redutores de prótons até que sejam formados os principais produtos-finais, acetato e hidrogênio. No entanto, sob condições padrão (298 K e $1,013 \cdot 10^5$ Pa) essas reações só passam a ser exergônicas ($\Delta G^\circ < 0$) se o hidrogênio for removido e sua pressão parcial for mantida em níveis baixos, entre 6-400 Pa. Para que essas reações ocorram, é necessário o crescimento de bactérias redutoras de prótons, além de depender do consumo de hidrogênio por outros microrganismos. Essa relação sintrófica é chamada transferência de hidrogênio interespecies (Dolfing, 1988). Há três grupos de microrganismos hidrogenotróficos que apóiam a transferência de hidrogênio interespecie. Os homoacetogênicos crescem com CO_2 e H_2 , ou com compostos com vários carbonos, onde o CO_2 é consumido em uma etapa intermediária. Os outros dois grupos são consumidores de H_2 não acetogênicos: bactérias redutoras de sulfato e ar-

queas metanogênicas. Estas últimas realizam a etapa metabólica final da digestão anaeróbia.

Em um processo de digestão anaeróbia bem balanceado, todos os produtos de uma etapa metabólica anterior são convertidos para a etapa seguinte, sem acúmulo significativo de produtos intermediários. Em geral, a hidrólise é a etapa limitante se o substrato se apresentar na forma particulada (Veeken *et al.*, 2000). Os autores ainda comentam que o resultado geral do processo é uma conversão quase completa da matéria orgânica biodegradável anaerobiamente em produtos finais como CH_4 , CO_2 , H_2S e NH_3 .

3.2.3. Modelagem

Batstone *et al.* (2002) apresentaram o resultado dos esforços iniciados em 1997 por um grupo de pesquisa criado pela *International Water Association (IWA)*. A meta foi desenvolver um modelo genérico de digestão anaeróbia, intitulado *ADMI (Anaerobic Digestion Model No 1)*. O modelo estruturado abrange múltiplas etapas que descrevem processos físico-químicos e bioquímicos implementados como equações algébricas e diferenciais, cujos coeficientes e velocidades cinéticas são dispostos na forma de uma matriz de Peterson. As reações bioquímicas são normalmente catalisadas por enzimas intra ou extracelulares que agem sobre a matéria orgânica disponível (fig. 3.2). A desintegração de compostos a constituintes particulados e a subsequente hidrólise enzimática desses a monômeros solúveis ocorre fora das células. A degradação de material solubilizado é feita no interior das células dos microrganismos e resulta no crescimento e subsequente decaimento de biomassa. As reações físico-químicas não são mediadas por microrganismos e abrangem associação/dissociação iônica, transferência gás-líquido e reações de precipitação, sendo que esta última não foi contemplada no *IWA ADMI*.

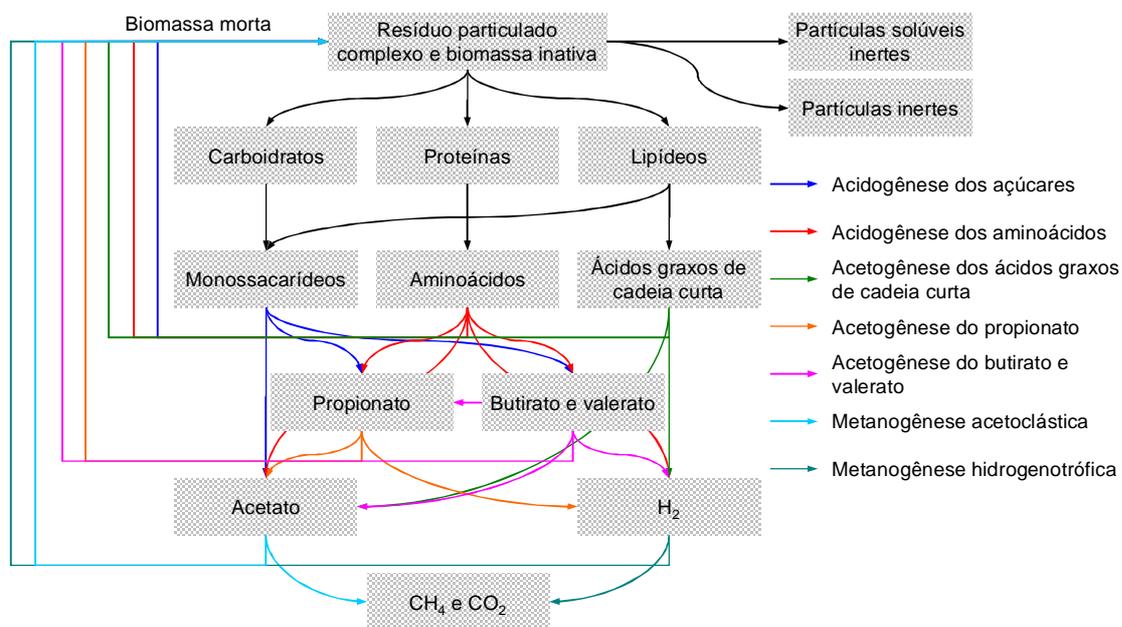


Figura 3.2. Processos bioquímicos implementados no modelo de digestão anaeróbia IWA ADMI (Batstone *et al.*, 2002).

3.3. TRATAMENTO ANAERÓBIO DE RESÍDUOS SÓLIDOS ORGÂNICOS

3.3.1. Fundamentos

O tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos tem sua base na bioquímica e microbiologia da digestão anaeróbia. Devido às peculiaridades do substrato, quando comparado a águas residuárias, como maior tamanho das partículas, maior teor de ST e excesso de matéria orgânica, o tratamento de resíduos sólidos tem evoluído de forma independente, porém sempre agregando as novas descobertas e desenvolvimentos da digestão anaeróbia.

Bouallagui *et al.* (2005) apresentam a esquematização das reações para digestão anaeróbia de material orgânico particulado de resíduos de frutas e verduras, além de indicar as etapas agrupadas por sistemas de um e dois estágios (fig. 3.3).

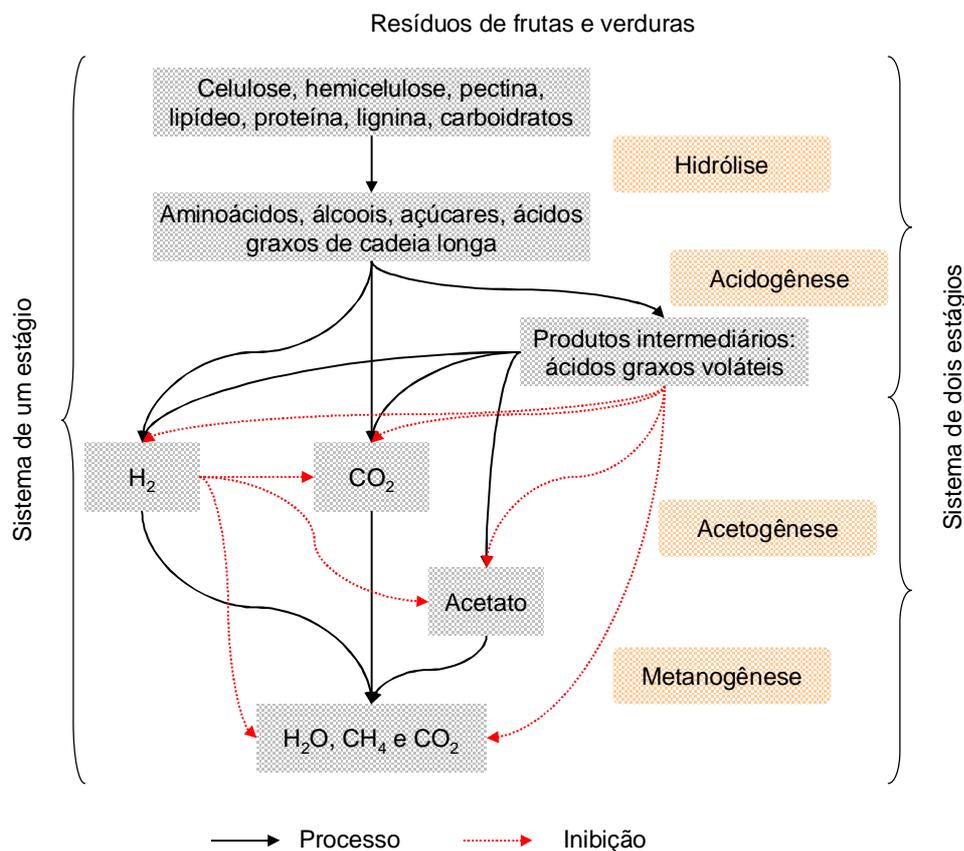


Figura 3.3. Etapas da digestão anaeróbia de matéria orgânica particulada em resíduos de frutas e verduras (Bouallagui *et al.*, 2005).

Parkin & Owen (1986) explicam que muitas substâncias estimulam as reações em baixas concentrações, no entanto, com o aumento da concentração o efeito se torna inibitório. Como exemplo, concentrações de N-NH_3 entre $200\text{-}1\ 000\ \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ são consideradas estimulativas, uma vez que o N é um nutriente essencial. Já concentrações entre $1\ 500\text{-}3\ 000\ \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ são consideradas moderadamente inibitórias, e as superiores a $3\ 000\ \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ são registradas como sendo fortemente inibitórias. Outro comentário interessante é que a substância precisa ser solúvel para ser tóxica, uma propriedade que pode ser utilizada para diminuir a toxicidade de substâncias como metais pesados. A desintoxicação pode ser feita por elutriação, precipitação química ou complexação, arraste, adsorção ou adição de substância química antagonista, que anula o efeito do tóxico.

Vavilin *et al.* (2002) concluíram que a baixa taxa de transferência de massa [difusão ou advecção de AV (ácidos voláteis)] inicial diminui o período de latência no início da digestão, enquanto as altas taxas de transferência de massa em estágios posteriores do

processo aceleram a digestão de resíduos sólidos. Para Vavilin *et al.* (2003), a operacionalização dessas propostas em reatores pode ser feita com o aumento progressivo da vazão de recirculação do lixiviado^a.

Na atualidade, sabe-se que somente dois gêneros de arqueas metanogênicas conseguem produzir metano do acetato. Em elevadas concentrações de acetato a *Methanosarcina* spp. tem vantagem competitiva na conversão sobre a *Methanosaeta* spp. Huang *et al.* (2002) verificaram através de ferramentas de biologia molecular que em um aterro com recirculação, cujo afluente apresentou concentração de AV = 14 g·L⁻¹, não houve presença de *Methanosaeta* spp. O microrganismo responsável por diminuir a concentração de AV no efluente para 300 mg·L⁻¹ foi *Methanosarcina* spp. Outros gêneros identificados foram *Methanoculleus*, *Methanocorpusculum*, *Methanospirillum* e *Methanogenium*, todos do reino *Euryarchaeota*.

Calli *et al.* (2003) investigaram o tratamento de lixiviado com DQO = 12-48 g·L⁻¹ e N-NH₃ = 1,5-2,7 g·L⁻¹ em reator *UASB* e de leito híbrido. Fazendo uso de técnicas de biologia molecular, foi verificada a presença abundante de *Methanosaeta* spp. e em menor quantidade, de *Methanobacteriaceae* spp., nos reatores. Notou-se que durante períodos de inibição da digestão anaeróbia por NH₃, a eficiência de remoção de DQO caiu para 42-48 % nos dois reatores. Além disso, foi verificado que as *Methanosaeta* spp. partiram-se em filamentos menores e perderam a propriedade de agregação após sucessivos períodos de inibição por NH₃. Ainda assim, as populações de *Methanosaeta* spp. predominaram sobre as demais. Para os autores da pesquisa, a predominância pode ser explicada pela enorme população desse gênero antes dos períodos de inibição e pela curta duração destes períodos.

3.3.2. Modelagem

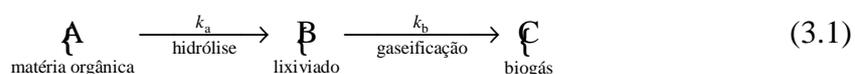
Nesta seção serão apresentados três modelos propostos para simular o tratamento anaeróbio de resíduos sólidos. Um modelo cinético mais simples foi empregado por Pin-

^a No presente trabalho, optou-se por utilizar o termo lixiviado, em lugar de percolado, como já vinha sendo tradicional nesta linha de pesquisa, para uniformizar com a terminologia atualmente empregada nas publicações brasileiras, como as do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB).

to (2000) e Picanço (2004), baseado em uma formulação de da Silveira (1996). Carneiro *et al.* (2005a,b) propuseram um aprimoramento dessa abordagem. Já um modelo mais complexo foi proposto por Kalyuzhnyi *et al.* (2000) e abrange o comportamento físico, químico e biológico.

3.3.2.1. Modelo cinético simplificado

Pinto (2000) e Picanço (2004) empregaram modelo cinético simplificado para a análise da digestão anaeróbia da FORSU. Eles aplicaram a caracterização matemática de reações de ordem 1, em série, com um produto intermediário, na forma da eq. (3.1) apresentada por da Silveira (1996). Pinto (2000) fez analogia do componente A com a matéria orgânica, de B com o lixiviado, e de C com o biogás. Assim, o coeficiente k_a representaria a hidrólise e k_b , a gaseificação^a.



Vale lembrar que essa é uma simplificação, uma vez que a digestão anaeróbia é bem mais complexa, envolvendo vários estágios, produtos intermediários e fases diferentes ocorrendo em paralelo e em série.

As velocidades de conversão dos componentes A, B e C são obtidas pelas equações diferenciais (3.2), (3.3) e (3.4). Para as condições em que $C_{B,i} = C_{C,i} = 0$, a resolução analítica é obtida pelas eqs. (3.5), (3.6) e (3.7).

$$(-r_A) = -\frac{dC_A}{dt} = k_a C_A \quad (3.2)$$

$$(r_B) = \frac{dC_B}{dt} = k_a C_A - k_b C_B \quad (3.3)$$

$$(r_C) = \frac{dC_C}{dt} = k_b C_B \quad (3.4)$$

^a A gaseificação abrange de forma genérica as etapas de produção de biogás, dentre elas a representada pela metanogênese.

$$C_A = C_{A,i} \cdot \exp(-k_a t) \quad (3.5)$$

$$C_B = \frac{C_{A,i} \cdot k_a}{k_b - k_a} [\exp(-k_a t) - \exp(-k_b t)] \quad (3.6)$$

$$C_C = C_{A,i} + \frac{k_a C_{A,i} \exp(-k_b t) - k_b C_{A,i} \exp(-k_a t)}{k_b - k_a} \quad (3.7)$$

3.3.2.2. Modelo cinético aprimorado

Tendo em vista que o modelo cinético simplificado parte de uma concentração (*e. g.*, DQO_t ou DQO_{md}) nula no lixiviado e essa condição não é coerente com os reatores operados, Carneiro *et al.* (2005a,b) propuseram aprimoramentos no modelo cinético empregado por Pinto (2000) e Picanço (2004). Outra observação foi a limitação da cinética de ordem 1. O comportamento de sistemas biológicos é melhor modelado com a cinética de Monod. Outra implementação foi a conversão de resíduo sólido para biogás ($A \rightarrow C$), uma vez que em certas situações a conversão $A \rightarrow B \rightarrow C$ pode ser mais rápida que o incremento de tempo da modelagem, não ocorrendo registro dessa passagem. Assim, foi feita essa modificação para retratar essas situações. O modelo cinético de conversão de resíduos sólidos é apresentado na fig. 3.4. O conjunto das equações diferenciais (3.8), (3.9) e (3.10) modela as reações em série e em paralelo de conversão de resíduo sólido, lixiviado e biogás, respectivamente. A conservação de massa é modelada pela eq. (3.11)

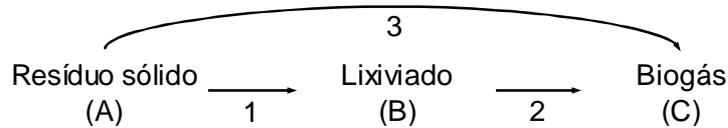


Figura 3.4. Modelo cinético aprimorado por Carneiro *et al.* (2005a,b).

$$(-r_A) = -\frac{dA}{dt} = r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} + r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \quad (3.8)$$

$$(r_B) = \frac{dB}{dt} = r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} - r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} \quad (3.9)$$

$$(r_c) = \frac{dC}{dt} = r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} + r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \quad (3.10)$$

$$A_0 + B_0 + C_0 = A + B + C \quad (3.11)$$

3.3.2.3. Modelo de fermentação anaeróbia do estado sólido em duas partículas

Kalyuzhnyi *et al.* (2000) propuseram um modelo matemático teórico para aplicação em cenários de operação de reatores tratando FORSU. O modelo conceitual (fig. 3.5) parte do pressuposto que as partículas de resíduo têm elevada biodegradabilidade e baixa atividade metanogênica. Daí a necessidade do inóculo que, segundo a proposta, tem baixa biodegradabilidade e elevada atividade metanogênica. Ou seja, a digestão ocorre da sinergia das características do resíduo e do inóculo.

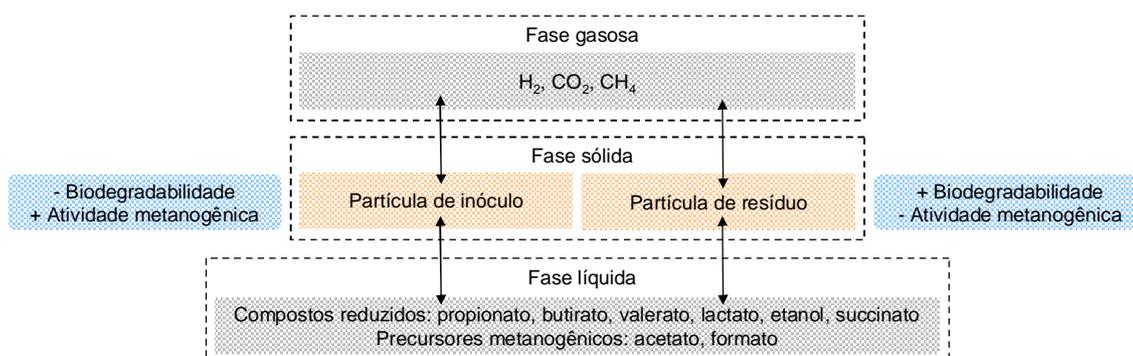


Figura 3.5. Modelo conceitual da fermentação anaeróbia do estado sólido em duas partículas (Kalyuzhnyi *et al.*, 2000).

O modelo foi desenvolvido para um meio formado por 60 % de carboidrato (representado pela fórmula $C_6H_{12}O_6$) e 40 % de proteína (representada pela fórmula C_4H_6ON). A combinação das duas fórmulas resulta no monômero hipotético $C_{5,2}H_{9,6}O_{4,0}N_{0,4}$, que representa a matéria particulada biodegradável. A partir de estudos prévios, verificou-se que os principais produtos da fermentação do monômero são: acetato, propionato, butirato e valerato. A relação entre eles é estimada em: 0,51:0,21:0,22:0,06 (expressa em g DQO·L⁻¹). Essa relação foi usada para o desenvolvimento estequiométrico da etapa de acidogênese, negligenciando-se outros produtos formados em menor quantidade (lactato, etanol, metanol, formato *etc.*), de forma a evitar complexidade excessiva no modelo. São consideradas, ainda, etapas acetogênicas e

metanogênicas, sendo que há uma equação para modelar a homoacetogênese. A seqüência geral das reações que transformam o monômero hipotético pelos diferentes microrganismos anaeróbios é apresentada nas eqs. (a) a (h) da tab. 3.2.

Tabela 3.2. Estequiometria das etapas que compõem a fermentação anaeróbia do estado sólido (Kalyuzhnyi *et al.*, 2000).

Etapa	Reagentes	Produtos	ΔG° (kJ)	Eq.
Hidrólise	$(C_{5,2}H_{7,6}O_{3,0}N_{0,4})_n + n H_2O$	$\rightarrow n C_{5,2}H_{9,6}O_{4,0}N_{0,4}$		(a)
Acidogênese	$C_{5,2}H_{9,6}O_{4,0}N_{0,4} + 1,152 H_2O$	$\rightarrow 4 NH_4^+ + 1,331 CH_3COO^- + 0,312 C_2H_5COO^- + 0,229 C_3H_7COO^- + 0,05 C_4H_9COO^- + 0,436 HCO_3^- + 0,304 H_2 + 1,958 H^+$		(b)
Acetogênese	$C_4H_9COO^- + 2 H_2O$	$\rightarrow CH_3COO^- + C_2H_5COO^- + 2 H_2 + H^+$	+48,1	(c)
	$C_3H_7COO^- + 2 H_2O$	$\rightarrow 2 CH_3COO^- + 2 H_2 + H^+$	+48,1	(d)
	$C_2H_5COO^- + 3 H_2O$	$\rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + 3 H_2 + H^+$	+76,1	(e)
	$H_2 + 0,5 HCO_3^- + 0,25 H^+$	$\rightarrow 0,25 CH_3COO^- + H_2O$	-26,1	(f)
Metanogênese	$CH_3COO^- + H_2O$	$\rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	-31,0	(g)
	$H_2 + 0,25 HCO_3^- + 0,25 H^+$	$\rightarrow 0,25 CH_4 + 0,75 H_2O$	-33,9	(h)
Formação de biomassa	$C_{5,2}H_{9,6}O_{4,0}N_{0,4} + 0,64 NH_3$	$\rightarrow 1,04 C_5H_9O_3N + 0,88 H_2O + 0,2 H_2$		(i)
	$C_4H_9COOH + NH_3 + H_2O$	$\rightarrow C_5H_9O_3N + 3 H_2$		(j)
	$C_3H_7COOH + NH_3 + CO_2$	$\rightarrow C_5H_9O_3N + H_2O$		(k)
	$C_2H_5COOH + 0,666 NH_3 + 0,333 CO_2$	$\rightarrow 0,666 C_5H_9O_3N + 0,666 H_2O + 0,333 H_2$		(l)
	$H_2 + 0,5 CO_2 + 0,1 NH_3$	$\rightarrow 0,1 C_5H_9O_3N + 0,7 H_2O$		(m)
	$CH_3COOH + 0,4 NH_3$	$\rightarrow 0,4 C_5H_9O_3N + 0,8 H_2O$		(n)
	$H_2 + 0,5 CO_2 + 0,1 NH_3$	$\rightarrow 0,1 C_5H_9O_3N + 0,7 H_2O$		(o)
Hidrólise de biomassa morta	$C_5H_9O_3N + 0,984 H_2O$	$\rightarrow 0,94 C_{5,2}H_{9,6}O_{4,0}N_{0,4} + 0,624 NH_3 + 0,112 CO_2 + 0,072 H_2$		(p)

Os diversos processos de conversão consistem em uma etapa enzimática (a) e 7 biológicas (b-h), mediadas por 6 grupos de microrganismos. As bactérias fermentativas são responsáveis pela reação (b). As bactérias acetogênicas degradadoras de valerato e butirato realizam o processo (c) e (d). As bactérias acetogênicas degradadoras de propionato realizam a etapa (e). As bactérias homoacetogênicas fazem a mediação da etapa (f). A etapa (g) é realizada pelas arqueas metanogênicas acetoclásticas, ao passo que a etapa (h) é feita pelas arqueas metanogênicas hidrogenotróficas. A biomassa anaeróbia é representada pela fórmula empírica $C_5H_9O_3N$. As eqs. (i) até (o) representam a estequio-

metria de formação dessa biomassa a partir de vários substratos. O modelo considera que a biomassa morta é hidrolisada e convertida em matéria particulada biodegradável além de outros subprodutos, conforme ilustrado na eq. (p).

Quanto à cinética do processo, a hidrólise segue ordem 1, cujo coeficiente k , expresso em d^{-1} , é obtido pela eq. (3.12). O crescimento de biomassa é modelado pela eq. (3.13), baseada na cinética de Monod e acrescida de termos de inibição (derivada da lei de ação das massas) e de efeito do pH, em que m_j é a taxa de crescimento do microrganismo j , $m_{\max,j}$ é a taxa máxima de crescimento do microrganismo j , K_i é a constante de meia saturação para o substrato i , S_i é a concentração do substrato i , P é a massa de outros componentes que causam inibição, $\Delta G^{\circ'}$ é a variação da energia livre de Gibbs para a reação que forma o inibidor, R é a constante universal dos gases, T é a temperatura absoluta, pK_a e pK_b são os valores mais alto e mais baixo de pH para a taxa de crescimento.

$$k = 0,012 \cdot \text{pH} - 0,042 \quad (3.12)$$

$$m_j = m_{\max,j} \left[\frac{S_i - \frac{P_1 \cdot P_2 \cdot K \cdot P_n}{\exp\left(\frac{-\Delta G^{\circ'}}{RT}\right)}}{K_i + S_i + \frac{P_1 \cdot P_2 \cdot K \cdot P_n}{\exp\left(\frac{-\Delta G^{\circ'}}{RT}\right)}} \right] \frac{1 + 2 \cdot 10^{0,5(pK_b - pK_a)}}{1 + 10^{(pH - pK_a)} + 10^{(pK_b - pH)}} \quad (3.13)$$

efeito do pH em m_j

inibição

O balanço de massa é feito supondo mistura completa das partículas de inóculo e de resíduo, tanto para os substratos na fase líquida [eq. (3.14)] quanto na fase gasosa [eq. (3.15)] de reator descontínuo. Nessas eqs., $S_{i,(i+r)}$ é a concentração do substrato i na mistura de inóculo e resíduo ($i+r$), t é o tempo, b_j é a taxa de morte dos microrganismos j , X_j é a concentração de microrganismos j , Y_j é o coeficiente de rendimento do microrganismo j , D_i é o coeficiente de difusão do substrato i nas partículas, $S_{i,i}$ é a concentração do substrato i nas partículas de inóculo (i), $S_{i,r}$ é a concentração do substrato i nas partículas de resíduo (r), L_i é o comprimento característico das partículas de inóculo (i), L_r é o comprimento característico das partículas de resíduo (r), k_1a é o coeficiente de transferência de massa da fase líquida para a fase gasosa, p_i é a pressão parcial do substrato

gasoso i na fase gasosa e H_i é o coeficiente da lei de Henry para o substrato gasoso i na fase gasosa.

$$\frac{dS_{i,(i+r)}}{dt} = \frac{(m_j - b_j) X_j}{1 + \frac{Y}{K_s}} + \frac{2D_i(S_{i,i} - S_{i,r})}{1 + \frac{L^2}{K_s} + \frac{L^2}{K_s}} \quad (3.14)$$

cinética de Monod
transf. de massa entre partículas por difusão

$$\frac{dS_{i,(i+r)}}{dt} = \frac{(m_j - b_j) X_j}{1 + \frac{Y}{K_s}} + \frac{2D_i(S_{i,i} - S_{i,r})}{1 + \frac{L^2}{K_s} + \frac{L^2}{K_s}} - k_1 a \left(S_{i,(i+r)} - \frac{p_i}{H_i} \right) \quad (3.15)$$

cinética de Monod
transf. de massa entre partículas por difusão
transf. de massa na fase gasosa

A principal constatação de Kalyuzhnyi *et al.* (2000) foi a necessidade de se prevenir a acumulação de ácidos voláteis em partículas de inóculo, em quantidades superiores à capacidade assimilativa metanogênica. Assim, algumas medidas mostraram-se eficientes quando implementadas no modelo: (a) diminuir a biodegradabilidade do resíduo, misturando-o com inertes, (b) diminuir o transporte de ácidos voláteis do resíduo para o inóculo, separando os dois tipos de partículas, e (c) empregar reator de fluxo tubular com alimentação semi-contínua.

3.3.3. Sistemas experimentais

Os sistemas investigados para tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos podem ser classificados quanto ao tipo de substrato, ao inóculo empregado, à umidade do meio de reação, à temperatura operacional, ao número de estágios no processo, ao grau de mistura (agitação), ao escoamento no reator (mistura completa, fluxo tubular), à forma de alimentação (contínua, descontínua, semi-contínua), ao tempo de detenção ou de reação, à taxa de carregamento aplicada, à eficiência do processo, dentre outras. Um resumo dos dados de alguns sistemas experimentais investigados e disponíveis na literatura científica é apresentado na tab. 3.3 e fig. 3.6 (p. 23-25).

Tabela 3.3. Dados de alguns estudos sobre digestão anaeróbia de resíduos sólidos.

Autoria	Resíduo	Inóculo	ST (%)	T _o (°C)	Estágios	Alimentação ou escoamento	t _d ou t _r (d)	L _r (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	E (%)
Cecchi <i>et al.</i> (1993)	FORSU	Nenhum	20	37-55	1	Contínua	13,5-14,5	6-7,5 (STV)	10-50 (DQO) 24-34 (STV)
Miz. Viturtia <i>et al.</i> (1995)	Frutas e verduras	Esterco bovino e suíno	6	35	2	Contínua	4,5-18	3-12,5 (STV)	27-72 (STV)
Sans <i>et al.</i> (1995a)	FORSU	Nenhum	20-30	37	1	Contínua	2-6	34-85 (STV)	15 (DQO)
Sans <i>et al.</i> (1995b)	FORSU	Resíduo de digestor anaeróbio termofílico	25	55	1	Contínua	2-6	22-47 (STV)	7 (DQO)
Torres									
Castillo <i>et al.</i> (1995)	Cevada	Esterco bovino e suíno	26-30	25 e 35	1	Descontínua	110-240	2,6-3,0 (STV)	45-86 (STV)
Raynal <i>et al.</i> (1998)	Frutas e verduras	Lodo de lagoa anaeróbia	8-38	35	2	Semi-contínua	17-20	1,8-3,7 (DQO)	86-93 (DQO)
del Borghi <i>et al.</i> (1999)	Resíduo de cozinha triturado	Lodo primário e secundário	1-4	55	2	Descontínua	12	0,6-3,8 (DQO)	58-61 (DQO) 56-63 (STV)
Pavan <i>et al.</i> (1999a)	Frutas e verduras	Nenhum	8	35-56	2	Semi-contínua	8-14	3,5-9 (STV)	67-84 (STV)
Pavan <i>et al.</i> (1999b)	FORSU	Nenhum	10-25	55-56	1	Semi-contínua	11-12	6-13 (STV)	35-80 (DQO) 37-82 (STV)
Viéitez & Ghosh (1999)	RSU simulado da Índia	Efluente de digestor anaeróbio	16	25-35	1 e 2	Descontínua	295	0,2-4,5 (DQO)	92 (DQO)
Stroot <i>et al.</i> (2001)	FORSU + lodo primário + lodo ativado descartado	Esterco bovino e lodo de digestor anaeróbio	8-21	37	1	Semi-contínua	4-20	3,5-9,4 (STV)	43-68 (STV)

Tabela 3.3. Dados de alguns estudos sobre digestão anaeróbia de resíduos sólidos.

(cont.).

Autoria	Resíduo	Inóculo	ST (%)	T _o (°C)	Estágios	Alimentação ou escoamento	t _d ou t _r (d)	L _r (kg·m ⁻³ ·d ⁻¹)	E (%)
Belli Filho <i>et al.</i> (2002a,b)	RSO	Lodo de tanque séptico e lodo de reator UASB	14	26	2	Descontínua	150	8 (DQO)	65 (DQO) 76 (STV)
Xu <i>et al.</i> (2002)	Alimentos	Lodo de digestor e de reator UASB	10	35	2	Descontínua	16	1,6-10 (DQO)	97 (DQO) 60 (STV)
Bolzonella <i>et al.</i> (2003)	FORSU	Nenhum	20	37→55	1	Contínua	11-15	7→10 (STV)	-
Mace <i>et al.</i> (2003)	FORSU	Lodo de digestor anaeróbio industrial mesofílico	11	35	1	Semi-contínua	8-15	4,7-7,9 (STV)	43-45 (STV)
Mace <i>et al.</i> (2003)	FORSU	Lodo de digestor anaeróbio industrial mesofílico	11	55	1	Semi-contínua	8-20	4,7-12 (STV)	50-53 (STV)
Wang <i>et al.</i> (2003)	Alimentos	Lodo de digestor e de reator UASB	10	35	2	Semi-contínua	36	< 10 (DQO)	85 (DQO) 78 (STV)
la Cour Jansen <i>et al.</i> (2004)	RSO	Lodo de reator anaeróbio	4-32	35 e 55	1	Contínua	10-15	2,8 (STV)	-
Bouallagui <i>et al.</i> (2004a)	Frutas e verduras	Lodo de digestor	4, 6, 8 e 10	20, 35 e 55	1	Semi-contínua	20	2-5 (ST)	54-87 (STV)
Bouallagui <i>et al.</i> (2004c)	Frutas e verduras	Lodo de reator anaeróbio de leite fixo	10	35	2	Descontínua	1	0,7-1,6 (DQO)	68-93 (DQO)

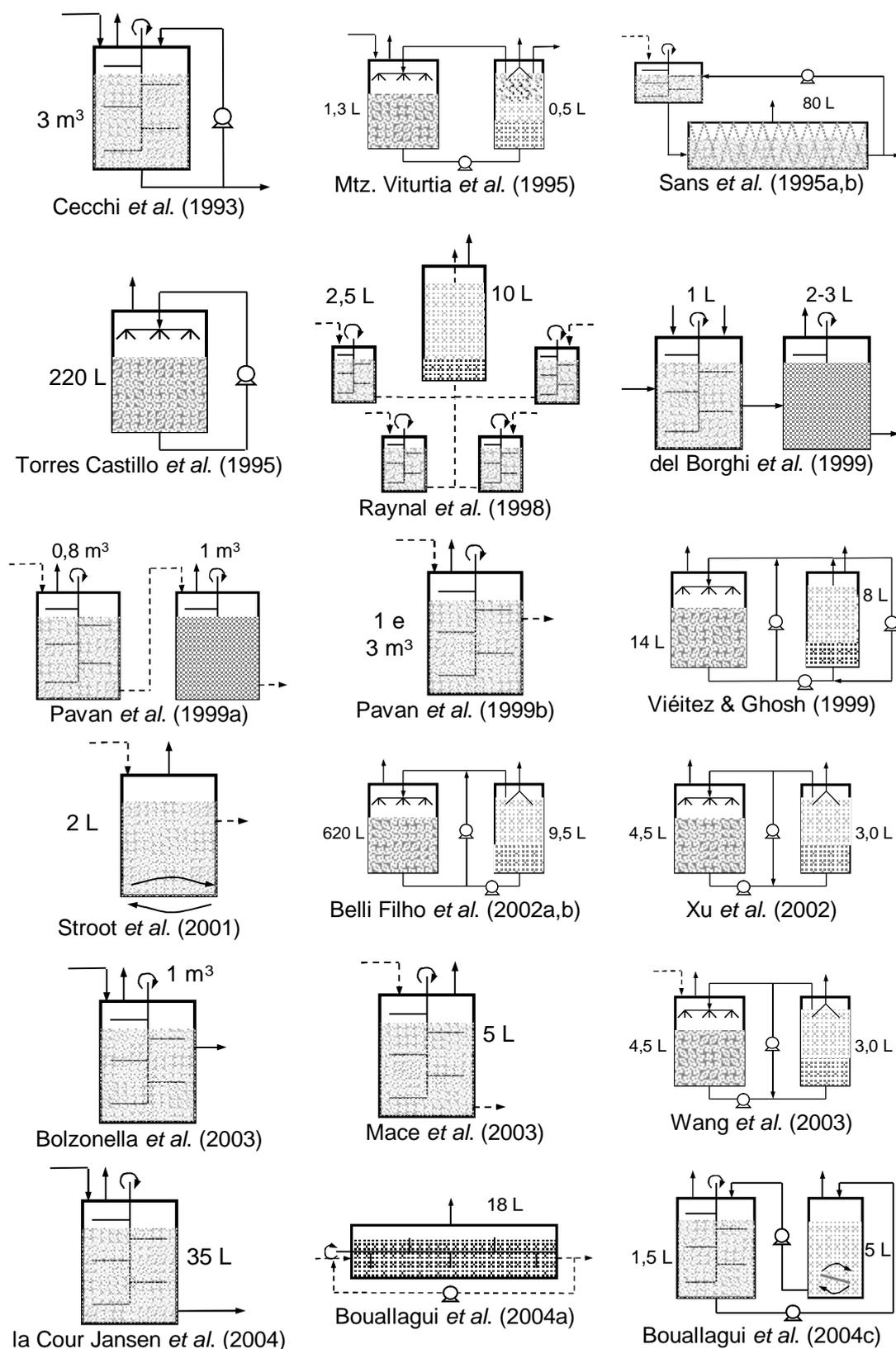


Figura 3.6. Ilustrações de alguns sistemas de digestão anaeróbia de resíduos sólidos investigados.

Para controlar o efeito inibitório de altas concentrações de AV e baixo pH na etapa de hidrólise da digestão de RSU, principalmente durante a recirculação de lixiviado, Veecken *et al.* (2000) desenvolveram um reator experimental de 25 L que corrigia o pH para níveis adequados através de controle automático da adição de ácido (HCl) ou base (NaOH + KOH). A concentração de AV foi corrigida pela adição de um líquido de reposição (diluição) com composição similar à solução de sais encontrados no substrato.

Stroot *et al.* (2001) chegaram a uma interessante constatação: em sistemas de um estágio com alimentação semi-contínua de resíduo sólido orgânico e com elevadas taxas de carregamento, a agitação mecânica contínua foi inibitória, passando o reator a apresentar desempenho instável. Em muitos casos, a simples diminuição da agitação estabilizou o processo. Tome-se como exemplo quando o substrato tinha ST = 21 % e empregou-se $L_r = 9,4 \text{ kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Eles observaram que em reatores com pouca mistura a digestão foi bem estável, sem acúmulo de propionato e com pouca alteração do pH, ao contrário do que aconteceu com reator semelhante operado sob agitação contínua, em que houve acumulação de propionato e o pH oscilou bastante entre 6-8.

Mace *et al.* (2003) investigaram a digestão de FORSU em sistemas de um estágio com alimentação semi-contínua e operados com $L_r = 7,9 \text{ kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $t_{dh} = 12 \text{ d}$ em duas temperaturas, 35 e 55 °C. Foi verificado que a produtividade de metano em condição termofílica [$0,245 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot (\text{kg STV})^{-1}$] foi somente 9 % superior à obtida em condição mesofílica [$0,224 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot (\text{kg STV})^{-1}$]. Dessa forma, o custo para manter os reatores a uma temperatura ainda mais elevada que 35 °C pode não compensar se o objetivo for apenas aumento de produtividade de metano. Já se o objetivo for produzir um resíduo digerido higienizado, a condição termofílica prevalece, dada a impossibilidade de ocorrer a higienização em condição mesofílica, havendo a necessidade de pós-tratamento térmico.

Salgado *et al.* (2003) investigaram taxas e frequências de recirculação ótimas para digestores (3,45 L) de FOPRSU tamponados e inoculados com lixiviado de aterro sanitário com menos de 1 ano de operação (Jaboticabal, SP). O teor de ST foi o recomendado por Pinto (2000), 13 %. Para o sistema de um estágio, o estudo apontou a taxa de 10 % de recirculação do volume do inóculo a cada 48 h como sendo a de digestão mais

estável, e que produzia o maior percentual de CH₄ (máximo de 63 %), com o experimento conduzido em faixas mesofílicas (~ 35 °C).

Picanço *et al.* (2003) pesquisaram a digestão anaeróbia da FOPRSU em dois estágios (sólido e líquido). Os autores utilizaram reatores de 3,45 L (fase sólida) com FOPRSU e inóculo [lixiviado do aterro sanitário da cidade de Jaboticabal (SP), com menos de 1 ano de operação] formando um meio de reação com ST de 13 %, sem tamponamento. A fase líquida era constituída por um reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo (filtro anaeróbio) de 28,8 L. O objetivo do estudo foi determinar a melhor taxa de recirculação na biodegradação dos resíduos pela diminuição da DQO e pela produção de CH₄. Uma vez ocorrendo a recirculação, utilizou-se a alcalinidade produzida na fase líquida para tamponar a fase sólida. Esse experimento foi mantido em faixas mesofílicas (35 ± 1 °C), de forma a poder ser comparado com trabalhos anteriores (Pinto, 2000; Salgado *et al.*, 2003). O sistema com taxa de recirculação de 20 % do volume do inóculo a cada 48 h alcançou a maior composição de CH₄ no biogás (77 %). Com 100 dias de experimento a DQO era 40 g·L⁻¹, enquanto no reator de controle (sem recirculação) a DQO era 125 g·L⁻¹. Ao término do experimento (200 dias) a DQO no reator de controle era 50 g·L⁻¹, duas vezes superior ao do reator com melhor desempenho (25 g·L⁻¹).

Em outra linha de pesquisa, a do PROSAB 3 (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico 3), Libânio *et al.* (2003) avaliaram a influência da recirculação e do tratamento do lixiviado na digestão anaeróbia de RSU da cidade de Belo Horizonte (MG). No experimento, foram operados três reatores de 700 L durante 450 dias, o primeiro sem recirculação, o segundo com recirculação de lixiviado bruto, e o terceiro com recirculação de lixiviado tratado. Não houve inoculação de nenhum dos reatores de RSU. O terceiro reator foi associado a um reator *UASB* de 30 L, inoculado com lodo proveniente de outro reator *UASB* tratando esgoto sanitário. Nesse experimento, os autores puderam comparar a digestão anaeróbia sem recirculação, com recirculação em uma fase e com recirculação em duas fases. No segundo reator a taxa de recirculação foi mantida constante em 9,5 L·d⁻¹·m⁻³ de RSU, enquanto no terceiro reator a taxa variou, para atender aos critérios operacionais do reator *UASB*, atingindo cerca de 17,1 L·d⁻¹·m⁻³ de RSU após 140 dias de experimento. A produção acumulada de CH₄ no terceiro reator foi de 4 m³ em 140 dias, enquanto no primeiro reator esse valor só foi alcançado com 360 dias, e no

segundo, esse valor nem foi alcançado no período do experimento. Já a DQO filtrada do lixiviado dos três reatores foi de $10 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ ao término do experimento.

O trabalho ora proposto se insere em linha de pesquisa da EESC-USP com mais de 20 anos, e que progressivamente tem dado contribuições para o conhecimento e operacionalização do processo de tratamento anaeróbico de RSU. O encadeamento racional, seguindo uma evolução dentro da linha de pesquisa, é apresentado na fig. 3.7.

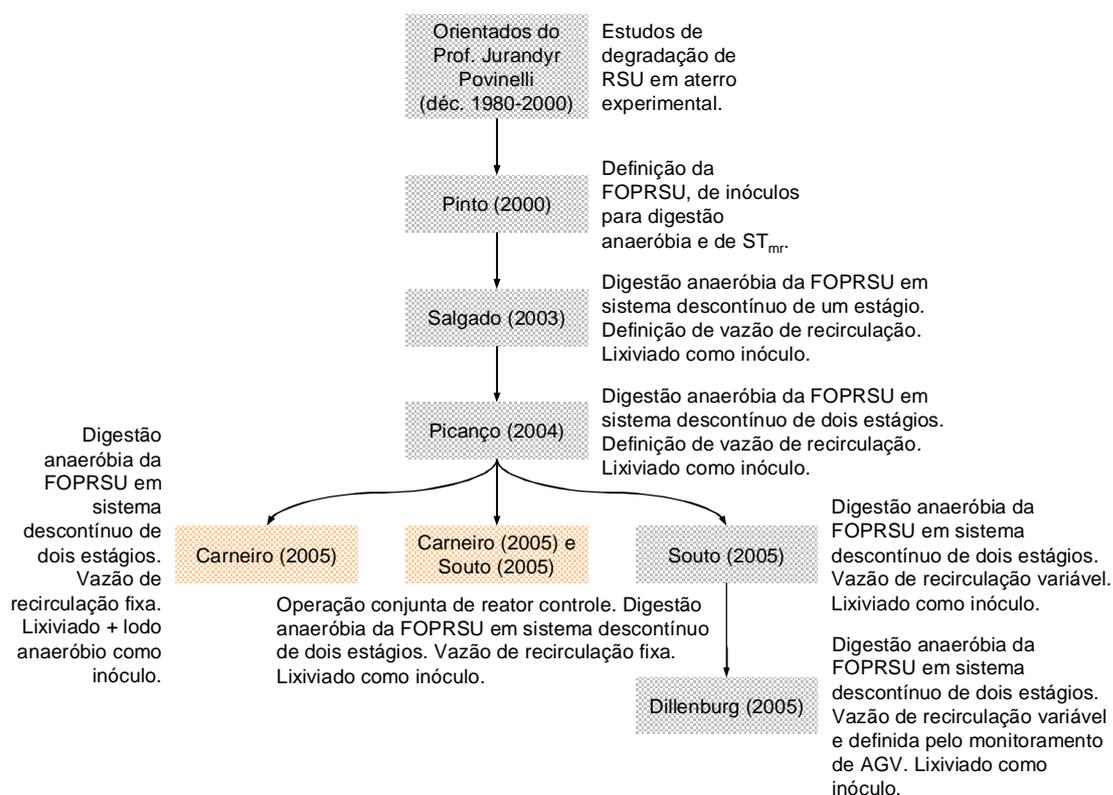


Figura 3.7. Evolução das pesquisas em tratamento de RSU na EESC-USP e a presente pesquisa no contexto

3.3.4. Sistemas comerciais

Nichols (2004) divide a história recente da digestão anaeróbica de resíduos sólidos na Europa em três fases, ilustradas na fig. 3.8. O autor comenta ainda, que o desenvolvimento da digestão anaeróbica na Europa se deve à capacidade limitada nos aterros, às restrições ambientais crescentes e à recente introdução de leis promovendo e incentivando a energia renovável. Na Europa, a maioria das estações atinge a capacidade de projeto em 1 ou 2 anos, e algumas superam a capacidade inicial, demonstrando viabili-

dade e flexibilidade em resposta às demandas locais. Uhlar Heffner (2003) informa que até o final de 2002, havia 67 usinas de tratamento de digestão anaeróbia em operação na Europa, com capacidade para tratar $1\,648\,000\text{ t}\cdot\text{a}^{-1}$, correspondendo a uma capacidade média de tratamento nas usinas, de $25\,000\text{ t}\cdot\text{a}^{-1}$.

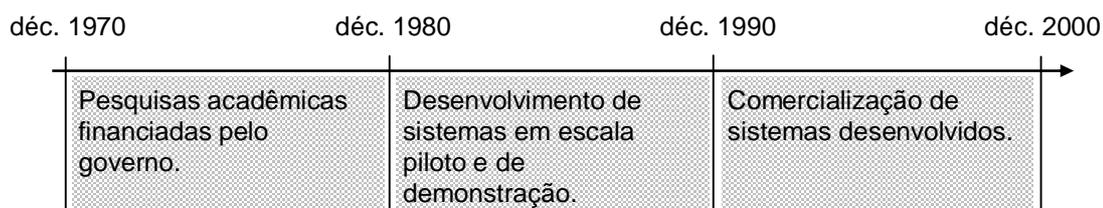


Figura 3.8. Linha do tempo da história recente da digestão anaeróbia de resíduos sólidos na Europa (originado de Nichols, 2004).

Grommen & Verstraete (2002) comentam que até o início da década de 1990 a biotecnologia havia perdido a sua função no tratamento de resíduos sólidos. Naquela ocasião a compostagem aeróbia tinha que lidar com a grande contaminação por materiais não-biodegradáveis, o que gerava um produto final de baixa qualidade, sendo muito desvalorizado. Atualmente, a biotecnologia passou a mostrar o seu potencial e eficiência. A base para essa mudança foi a coleta de resíduos com separação na fonte. A separação de resíduos orgânicos úmidos na residência permite um tratamento conveniente a esta fração. Alguns desenvolvimentos recentes são a criação de composteiras domésticas otimizadas (com substratos e inóculos adequados), o aprimoramento de tecnologias simples para digestão anaeróbia visando a obtenção de produto final com elevado poder calorífico em países subdesenvolvidos e a integração da digestão anaeróbia com o tratamento por plasma, englobando toda a produção de resíduos.

Segundo Weiland (2000), a aplicação de processos de digestão anaeróbia para tratamento de resíduos sólidos e semi-sólidos aumentou na Alemanha nos últimos anos. Isso foi devido a uma importante meta governamental de diminuir a disposição de resíduos orgânicos e de promover sua reciclagem e utilização como fonte de energia renovável. A legislação ambiental alemã foi estabelecida para aumentar a relevância das tecnologias de tratamento anaeróbio de resíduos orgânicos como a mais apropriada para resíduos úmidos. A produção de biogás como fonte de energia renovável também é fortemente apoiada pelo governo alemão, de forma a diminuir as emissões de carbono, respeitando

o Protocolo de Kyoto. Weiland (2000) comenta que o objetivo do governo alemão é duplicar a produção de energia renovável até 2010. Isso significa que a geração de energia de resíduo orgânico e biomassa deverá ser aumentada em 3-4 vezes.

De acordo com Bergan (2003), Dinamarca e Alemanha se tornaram líderes mundiais na indústria de energia renovável devido a severas metas de produção de energia renovável e de incentivos fiscais que refletem os custos ambientais de produção de energia.

Como exemplo, Weiland (2000) cita que em abr. 2000 um ato governamental alemão apoiou a produção de eletricidade a partir da biomassa. Há uma garantia de pagamento fixo de US\$ 0,41·kWh⁻¹ produzido em usina com capacidade de até 5 MW e de US\$ 0,37·kWh⁻¹, em usinas com capacidade superior a 5 MW. Espera-se que o elevado valor do pagamento resulte na construção de centenas de novas usinas de biogás a cada ano, que deverão operar principalmente com resíduo orgânico, mas, também, com a adição de grãos cultivados.

Várias tecnologias anaeróbias encontram aplicações que diferem quanto ao material, condição de reação e sistemas de reatores. A co-digestão de grãos com resíduos torna necessário um novo conceito de digestão, pois o grau de biodegradação precisa ser melhorado e os efeitos sinérgicos da fermentação combinada devem ser mais bem utilizados (Weiland, 2000).

Para Nichols (2004), os sistemas comerciais podem ser classificados quanto às seguintes características: (a) número de estágios (1 ou 2), (b) ST do substrato (úmido, < 20 % ou seco, > 20 %), (c) temperatura operacional (mesofílico, 34-37 °C ou termofílico, 55-60 °C), (d) agitação (injeção de gás, mistura com componentes mecânicos internos ou recirculação/bombeamento), (e) geometria do reator (vertical ou horizontal), (f) escoamento (contínuo ou descontínuo) e (g) hidrodinâmica do reator (mistura perfeita ou fluxo tubular). Nichols (2004) avaliou vantagens e desvantagens de certas características dos sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos (tab. 3.4). As características técnicas dos sistemas comerciais disponíveis atualmente no mercado europeu, com maior quantidade de estações em funcionamento, são apresentadas na tab. 3.5. Ecke & Lagerkvist (2000) apresentam os sistemas comerciais disponíveis para um conjunto de características (fig. 3.9).

Tabela 3.4. Avaliação de algumas características dos sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos (Nichols, 2004).

Parâmetros do processo		Vantagens	Desvantagens
Número de estágios	Um	Baseado em processo conhecido. Menor custo do processo: menor quantidade de equipamentos e baixo custo do sistema de controle. Menores custos de manutenção e reparo. Baixo custo de investimento.	Baixa produtividade de biogás. Baixo desempenho. Baixa composição de metano.
	Dois	Melhoria de desempenho por condições ambientes otimizadas para etapa de hidrólise e de metanização. Maior produtividade de biogás. Maior composição de metano. Mais aplicável para resíduos orgânicos separados na fonte com pouca celulose.	Maiores custos operacionais: maior número de equipamentos e maior custo do sistema de controle. Aumento da suscetibilidade de equipamentos, particularmente equipamentos para transporte devido a areia e pedras. Maiores custos de manutenção e reparo.
Concentração de ST	Úmido	Maior homogeneidade dos resíduos. Possibilidade de separação dos contaminantes: matéria flutuante e sedimentada.	Maior tamanho do reator. Maior fluxo de materiais a serem transportados, tratados e aquecidos. Maior custo de abastecimento de água e deságüe.
	Seco	Produtividade de biogás sensivelmente maior, desde que inertes pesados nem camada de espuma sejam removidos antes ou durante a digestão. Reator de menor tamanho. Menor fluxo de materiais a serem transportados, tratados e aquecidos. Menor custo para abastecimento de água e deságüe.	Menor homogeneidade dos resíduos. Transporte e mistura dos materiais é mais difícil. Não há separação de material flutuante e sedimentado.
Temperatura operacional	Mesofílica	Maior viabilidade operacional se os microrganismos nesta faixa de temperatura reagem menos sensivelmente à temperatura e variações de concentração. Menor exigência de energia para pré-aquecimento dos resíduos. Maior composição de metano no biogás.	Maior tempo de detenção ou maior tamanho do reator para um mesmo desempenho no tratamento. Higienização não é suficiente, o que demanda pós-compostagem termofílica ou outro método de higienização para produzir adubo de alta qualidade.
	Termofílica	Menor tempo de detenção ou menor tamanho do reator para um mesmo desempenho no tratamento. Faixa de temperatura garante higienização necessária. Maiores taxas de produção de biogás, mas com maior composição de CO ₂ .	Maior sensibilidade a variações de temperatura e concentração. Menor composição de metano no biogás.
Processo descontínuo		Tecnologia simples. Robusto. Baixo custo, aplicável em países subdesenvolvidos. Baixo consumo de água. Tempo de detenção homogêneo para o conteúdo do reator.	Entupimento. Risco de explosão durante o esvaziamento dos reatores. Baixa produtividade de biogás. Necessidade de áreas maiores. Variação na produção de biogás.

Tabela 3.5. Características dos sistemas comerciais com maior quantidade de estações em funcionamento (originado de Nichols, 2004).

Sistema	BTA	DRANCO	Kompogas	Linde-KCA-BRV	Valorga	WAASA
Empresa	 Biotechnische Abfallverwertung	 Organic Waste Systems	 Kompogas	 Linde KCA Dresden e Linde BRV Biowaste Technologies	 Valorga International	 CITEC
País	Alemanha	Bélgica	Suíça	Alemanha	França	Finlândia
Estações em funcionamento	20	9	15	8	12	10
Capacidade (t.a ⁻¹)	2 500-120 000	10 000-50 000	5 000-24 000	15 000-150 000	10 000-210 000	3 000-230 000
Núm. de estágios	1 ou 2	1	1	1 ou 2	1	1
Conc. de ST	Úmido	Seco	Seco	Seco ou úmido	Seco	Úmido
Temperatura operacional	Mesofílica ou termofílica	Termofílica	Termofílica	Mesofílica ou termofílica	Mesofílica ou termofílica	Mesofílica ou termofílica
Prod. de biogás (m ³ .t ⁻¹)	80-120	100-200	~130	> 100	80-160	100-150
Ano	1990	1992	1992	1994	déc. 1980	2000
Local	Elsinore	-	Rümlang	-	La Buisse e Amies	Groningen
País	Dinamarca	-	Suíça	-	França	Holanda
Resíduo	-	Resíduo sólido orgânico + resíduo de papel	-	Resíduo sólido orgânico separado na fonte + poda	RSU com pré-tratamento mecânico	FORSU
Capacidade (t.a ⁻¹)	20 000	20 000	-	18 000	-	92 000

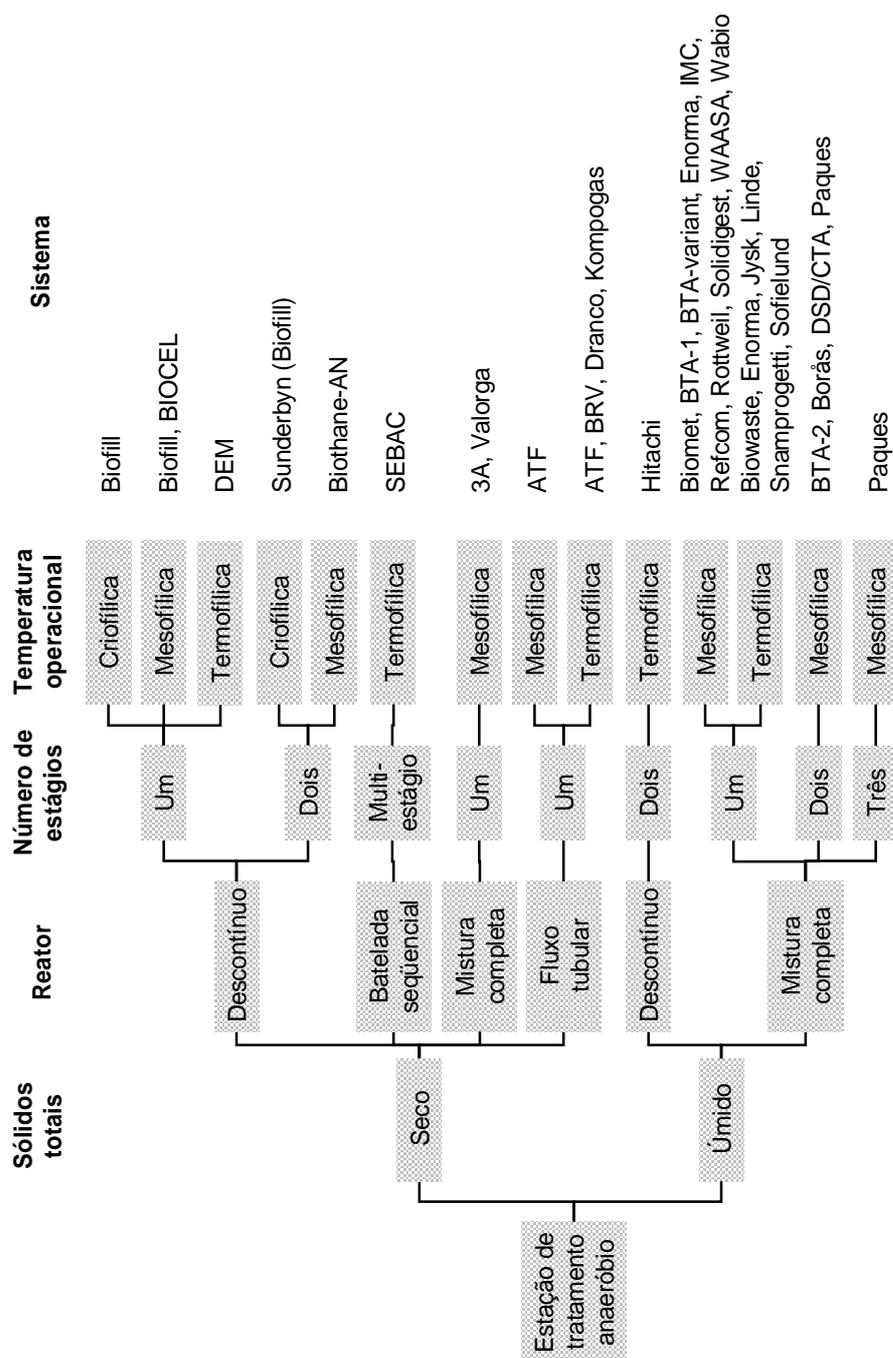


Figura 3.9. Divisão dos sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos quanto às suas características (Ecke & Lagerkvist, 2000).

Nichols (2004) considera um sistema multi-estágio quando é feita separação da pasta em fase sólida e fase líquida usando um desaguador. O líquido contendo matéria orgânica dissolvida é bombeado para um reator metanogênico, enquanto o sólido desaguado,

ainda contendo matéria orgânica não-dissolvida é misturado novamente com água e alimenta o reator hidrolítico.

Para o processo biológico ocorrer de forma eficiente, são necessárias etapas de pré-tratamento que podem incluir separação magnética, cominuição em tambor rotativo ou triturador, peneiramento, geração de pasta, separação por gravidade (separação seca) e pasteurização. Como etapa de pós-tratamento do resíduo digerido, pode-se empregar deságüe mecânico, maturação aeróbia, tratamento de lixiviado, deságüe biológico ou separação mecânica úmida, que possibilitam a recuperação de vários produtos (Lissens *et al.*, 2001).

Para Lissens *et al.* (2001), os dois principais parâmetros que classificam um tipo de sistema de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos são: o número de estágios e a concentração de ST no reator. Esses dois parâmetros têm grande influência no custo, desempenho e viabilidade do processo. Assim, os sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos são divididos em: sistemas de um estágio (úmido de mistura completa ou seco), sistemas de dois estágios (sem retenção de biomassa ou com retenção de biomassa) e sistemas em batelada (um estágio, seqüencial ou híbrido).

3.3.4.1. Sistemas de um estágio

Nos sistemas de um estágio, todas as reações da digestão anaeróbia ocorrem simultaneamente em um único reator, enquanto nos sistemas de dois estágios ou multi-estágios, as reações ocorrem seqüencialmente em pelo menos dois reatores.

Segundo Lissens *et al.* (2001), cerca de 90 % das estações em escala real em operação na Europa são de um estágio, igualmente distribuídas entre condições úmidas e secas. Provavelmente isso se deve ao custo mais baixo dos sistemas de um estágio, quando comparados aos sistemas de dois estágios.

3.3.4.1.1. Úmido de mistura completa

Nos sistemas úmidos de mistura completa, o resíduo orgânico é diluído com água, formando uma pasta atingindo $ST < 15\%$. Uma das primeiras estações em escala real

para tratamento de resíduos orgânicos, construída em Waasa (Finlândia) em 1989 é baseada neste princípio.

Lissens *et al.* (2001) comentam que as etapas de pré-tratamento resultam, inevitavelmente, na perda de 15-25 % de STV, com uma conseqüente queda na produtividade de biogás, na mesma proporção. Como as partículas pesadas danificam as bombas, elas devem ser removidas o máximo possível antes de entrar no reator.

A ocorrência de curto-circuito neste tipo de reator tem como conseqüência menor produção de biogás e menor remoção de organismos patogênicos. Os parâmetros utilizados para avaliar o desempenho biológico são: (a) produtividade de biogás, que mede a eficiência de conversão ou a taxa de formação do produto e é expressa em $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$; (b) taxa máxima de carregamento orgânico, que mede a capacidade de degradação do sistema e é expressa em $\text{kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$; e (c) tempo de detenção. De forma geral, a produtividade do biogás depende mais da composição do resíduo do que do desempenho do processo.

Para um mesmo resíduo sólido processado, a produtividade de um sistema seco será maior que a de um sistema úmido devido à perda de material biodegradável durante a remoção de materiais grosseiros, pesados e da camada de espuma, o que se constitui em uma desvantagem deste processo. Além disso, a elevada demanda de água para diluição do resíduo é encarada como uma forte desvantagem. As taxas máximas de carregamento orgânico em sistemas úmidos de um estágio estão no intervalo 5-10 $\text{kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.

Luning *et al.* (2003) compararam dois processos de digestão anaeróbia em escala real: um seco (Valorga, em La Coruña, Espanha, com capacidade para 145 000 $\text{t} \cdot \text{a}^{-1}$) e outro úmido (Vagron, em Groningen, Holanda, cuja capacidade era de 92 000 $\text{t} \cdot \text{a}^{-1}$). Constatou-se que a produção de efluente líquida era maior no processo úmido, o que era compensado por uma menor quantidade de resíduo digerido a ser disposto.

3.3.4.1.2. Seco

Lissens *et al.* (2001) informam que pesquisas na déc. 1980 demonstraram que a produtividade de biogás é maior em sistemas secos que em sistemas úmidos. O grande desafio nesses sistemas não é a manutenção das reações bioquímicas em elevado ST, mas

o transporte, bombeamento e mistura do material afluente. Em sistemas secos, o substrato dentro do reator é mantido em uma faixa de ST entre 20-40 %, assim, somente substratos muito secos ($ST > 60 \%$) precisam ser diluídos com água de processo.

O transporte dos resíduos é feito em esteiras, bombas parafusos e bombas mais potentes especialmente projetadas para materiais de elevada viscosidade. Esses tipos de equipamentos são muito mais caros que as bombas centrífugas empregadas em sistemas úmidos. No entanto, esses equipamentos são muito mais robustos e flexíveis pois resíduos com $ST = 20-50 \%$ podem ser transportados e impurezas como pedras, vidros ou madeiras não causam nenhum problema mecânico.

O pré-tratamento é mais simples que de processos úmidos, pois só envolve a remoção de impurezas maiores que 4 cm. Devido à elevada viscosidade, os resíduos digeridos movem-se por fluxo tubular dentro do reator, o que é uma vantagem devido à simplicidade técnica, pois não é preciso a instalação de nenhum mecanismo no interior do reator. Pelo menos três tipos de reatores têm se demonstrado eficientes na mistura adequada de resíduos em escala real (fig. 3.10).

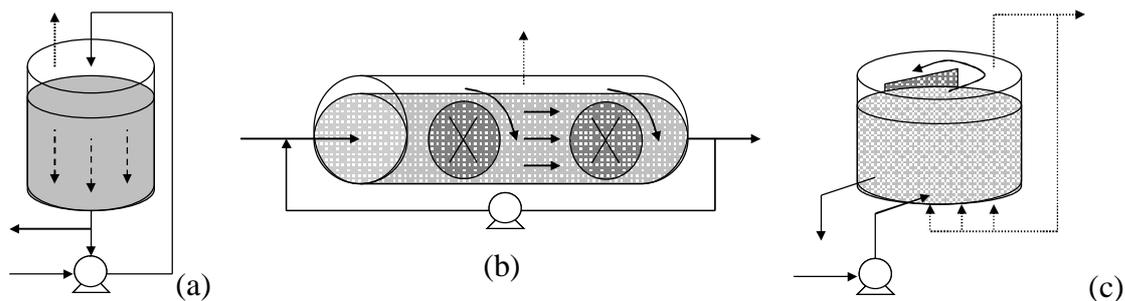


Figura 3.10. Diferentes tipos de digestores empregados em sistemas secos: (a) Dranco, (b) Kompogas e BRV, e (c) Valorga (Lissens *et al.*, 2001).

No sistema Dranco, a mistura ocorre pela recirculação dos resíduos retirados do fundo, misturando-os com resíduos frescos e bombeando-os para o topo do reator. A razão comumente empregada na recirculação é de 1/7 de resíduo fresco para 6/7 de resíduo digerido. Esse sistema simples tem se mostrado eficiente no tratamento de resíduos na faixa de $ST = 20-50 \%$.

O sistema Kompogas opera de forma similar, exceto que o fluxo tubular ocorre na horizontal em reatores cilíndricos. Esse sistema requer que o substrato seja corrigido

para $ST = 23 \%$, pois valores superiores impõem resistência excessiva ao fluxo e valores inferiores fazem a areia e vidro sedimentarem e acumularem. O volume do reator é fixo por restrições mecânicas. Assim, a capacidade da usina é aumentada construindo outros reatores em paralelo, cada um com capacidade entre $15\ 000\text{-}25\ 000\ \text{t}\cdot\text{a}^{-1}$.

O sistema Valorga é um pouco diferente, pois o fluxo tubular é circular em um reator cilíndrico e a mistura é feita por injeção de biogás a alta pressão no fundo do reator. Essa injeção é feita a cada 15 min através de uma rede de injetores. Possíveis desvantagens deste sistema são entupimentos dos injetores de gás e a manutenção geral.

3.3.4.2. Sistemas de dois estágios

O objetivo dos sistemas de dois estágios e multi-estágios é otimizar as reações de conversão de FORSU em biogás, separadamente em diferentes estágios ou reatores, para levar a uma maior produtividade de biogás. Normalmente, o sistema em dois estágios é composto por um compartimento inicial de liquefação-acidificação com degradação limitada pela hidrólise de complexos lignino-celulósicos. O segundo estágio é constituído por um compartimento limitado pelas baixas taxas de crescimento de arqueas metanogênicas. Com essas duas etapas ocorrendo em reatores distintos é possível aumentar a metanogênese projetando o segundo reator com dispositivos de retenção de biomassa. No entanto, a principal vantagem do sistema de dois estágios não é a maior produtividade de biogás, mas a estabilidade para resíduos com desempenho instável em sistemas de um estágio (resíduos com pouca celulose, com relações C:N inferiores a 10). A digestão de resíduos como frutas e verduras, rapidamente degradáveis, é mais aplicável em sistemas de dois estágios devido à maior estabilidade biológica.

Os sistemas de dois estágios com retenção de biomassa oferecem maior resistência a substâncias químicas inibidoras. Além disso, pode-se aplicar uma taxa de carregamento orgânico maior no reator metanogênico, entre $10\text{-}15\ \text{kg}\ \text{STV}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$.

3.3.4.3. Sistemas em batelada

Nos sistemas em batelada, os digestores são abastecidos uma única vez com resíduos frescos, com ou sem adição de inóculo. Assim, são dadas condições para ocorrerem as

etapas da digestão, tanto em sistema úmido ($ST < 15\%$), quanto em sistema seco ($ST = 30-40\%$).

Quando comparado a aterros sanitários, devido à certa similaridade, os reatores em batelada apresentam produtividade de biogás 50-100 vezes superior, principalmente devido ao maior controle da mistura, da temperatura e da dispersão do inóculo, nutrientes e ácidos. Os sistemas em batelada são tecnicamente mais simples, e os custos de investimento são 40% mais baixos que os de sistemas alimentados continuamente. Os custos operacionais são equivalentes aos demais sistemas, sendo que a produtividade de biogás corresponde a 60% da obtida em sistemas contínuos de um estágio. As taxas de carregamento comumente aplicadas variam entre $3,6-5,1 \text{ kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Devido a essa simplicidade operacional, menor custo e relativa eficiência, os sistemas em batelada são mais indicados a serem empregados em países em desenvolvimento. Há três tipos mais comuns de reatores em batelada: de um estágio com recirculação, em batelada seqüencial e híbrido (fig. 3.11).

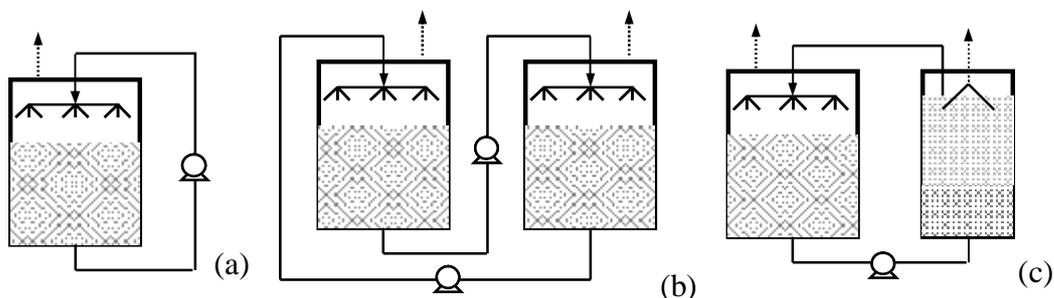


Figura 3.11. Configuração dos padrões de recirculação de lixiviado em diferentes sistemas descontínuos: (a) um estágio, (b) batelada seqüencial e (c) híbrido batelada-UASB (Lissens *et al.*, 2001).

No sistema em batelada seqüencial, o lixiviado de um reator abastecido com resíduo fresco, contendo alta concentração de ácidos orgânicos, é recirculado para um outro reator com resíduo mais maduro, onde ocorre a metanogênese. O lixiviado do reator com resíduo mais maduro, com poucos ácidos e com boa capacidade tamponante, é bombeado para o reator com resíduo fresco.

O sistema híbrido batelada-UASB é uma evolução do sistema batelada seqüencial, pois há substituição do reator de resíduo maduro por um reator UASB, onde os microrganismos anaeróbios se acumulam na forma de grânulos, tendo bom desempenho no

tratamento de efluente líquido com altas concentrações de ácidos orgânicos com elevadas taxas de carregamento.

O sistema idealizado e investigado por Xu *et al.* (2002) foi chamado reator anaeróbio híbrido sólido-líquido, cujo reator de fase líquida era um *UASB*. Nesta pesquisa foi usado um sistema parecido com o investigado por Xu *et al.* (2002), sendo que o reator de fase líquida foi um reator de leito fixo e filme fixo (filtro anaeróbio).

3.3.5. Aplicações

Uhlar Heffner (2003) expõe que o Serviço de Infra-estrutura Pública de Seattle (EU-A) conduziu um estudo de viabilidade da digestão anaeróbia como tecnologia para processar resíduos sólidos orgânicos (fig. 3.12) de áreas comerciais e residenciais, cuja geração é da ordem de $46\ 000\ \text{t}\cdot\text{a}^{-1}$. Verificou-se que o sistema mais viável de ser aplicado às condições locais foi o BTA, que já vem sendo empregado de forma pioneira no continente americano em Toronto e Newmarket (Ontario, Canadá) desde set. 2002, em duas usinas com capacidade de tratamento de $25\ 000$ e $150\ 000\ \text{t}\cdot\text{a}^{-1}$. Nesse estudo, foi estimado que o retorno financeiro pela venda da energia gerada pelo biogás é da ordem de $\text{US\$ } 250\ 000\cdot\text{a}^{-1}$. Incluindo os custos de implantação e operação e os lucros obtidos com a venda da energia, o custo para processamento do resíduo em Seattle foi estimado entre $\text{US\$ } 58\text{-}66\cdot\text{t}^{-1}$. Para as condições de Seattle, o custo (incluindo transporte) da compostagem aeróbia deste mesmo resíduo foi estimado entre $\text{US\$ } 54\text{-}62\cdot\text{t}^{-1}$. Recentemente, Uhlar Heffner (2005) informou que o sistema escolhido e atualmente em operação em Seattle é a compostagem aeróbia, ficando clara a escolha feita pelo poder público municipal pelo sistema de menor custo global. Há de se notar que a faixa de valores é bem próxima, indicando que dependendo das condições locais, a digestão anaeróbia pode apresentar menor custo.

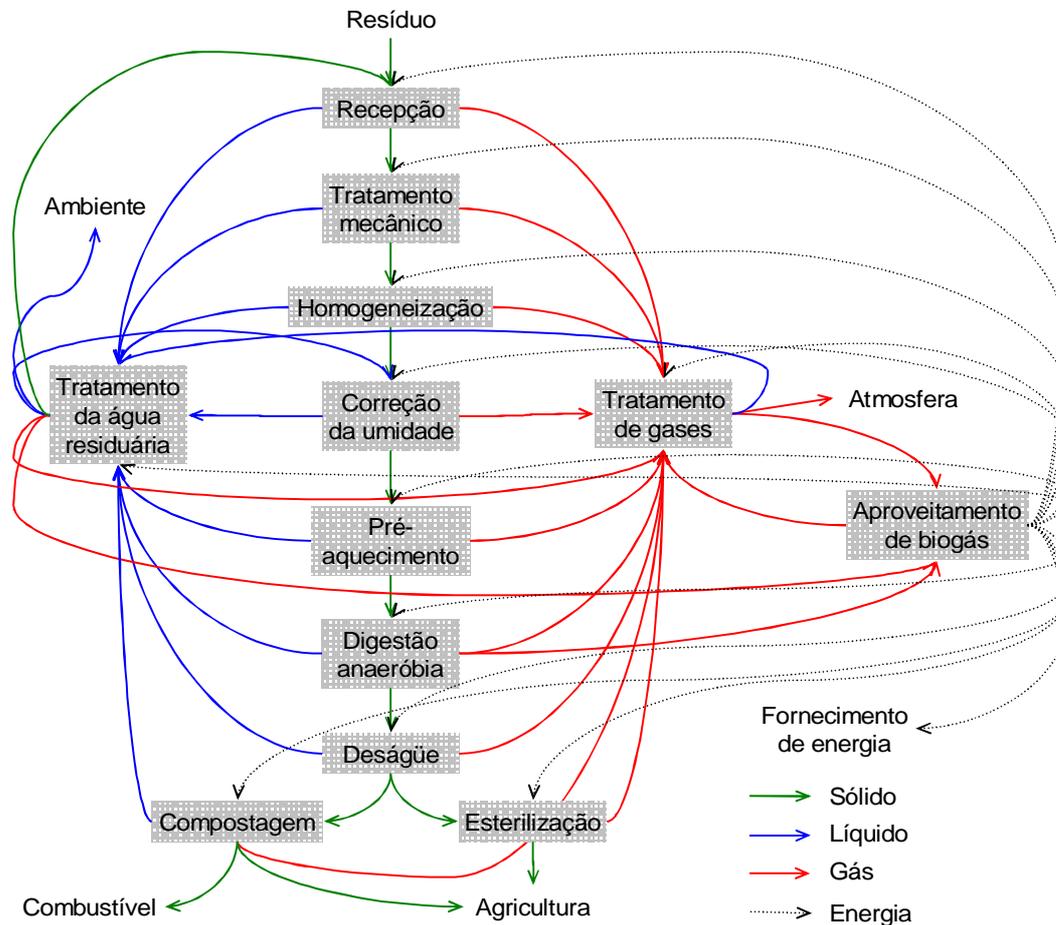


Figura 3.12. Etapas básicas das tecnologias de digestão anaeróbia de resíduos sólidos (originado de Uhlar Heffner, 2003).

Verstraete & Vandevivere (1999) discutem que o produto final da digestão anaeróbia de resíduos sólidos precisa sofrer tratamentos adequados para ser valorizado. Como exemplos, eles citam que o resíduo processado pode ser aplicado na biorremediação de solos, agindo como fonte de inóculo e nutrientes para a degradação de compostos xenobióticos; ou ainda para promover o crescimento de plantas, adicionando microrganismos benéficos como fixadores de N.

Luning *et al.* (2003) fazem uma interessante abordagem de como a legislação ambiental influencia na escolha do melhor processo de digestão anaeróbia de resíduo sólido: se o úmido ou o seco. O objetivo da legislação alemã é evitar que materiais combustíveis com elevado poder calorífico sejam aterrados, ficando claro que somente materiais orgânicos estabilizados de forma eficiente podem ser aterrados. Para isso, a legislação impõe padrão de estabilidade orgânica [$\leq 5 \text{ g O}_2 \cdot (\text{kg ST})^{-1}$], de carbono orgânico total (\leq

18 %, *m/m*) e de capacidade calorífica ($\leq 6 \text{ MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$) para o resíduo estabilizado (Alemanha, 2001, p. 12). Como no sistema Valorga há grande presença de inertes, não havendo separação prévia, o padrão é facilmente alcançado se o resíduo digerido for diluído com materiais inertes. Já em sistemas como o Vagron, que têm uma etapa preliminar para separar os materiais inertes para reciclagem, é bem mais difícil alcançar o padrão para o resíduo digerido. Após a digestão úmida, a fração de areia e inertes pode ser adicionada à matéria digerida para atender ao padrão da legislação. No entanto, fica claro que a opção pela reciclagem fica sacrificada puramente para atender um padrão, sem melhoria para a qualidade da matéria orgânica. Para evitar esse tipo de deturpação, os novos padrões para tratamento de matéria orgânica, da Comunidade Européia, definirão os critérios de estabilidade com base no teor de STV em contraste com o critério de teor de ST como foi feito na Alemanha.

O sistema BIOCEL vem sendo continuamente estudado por ten Brummeler (1999). O sistema é caracterizado por reatores descontínuos, secos, operando na faixa mesofílica. A primeira instalação em escala real teve sua operação iniciada em Lelystad (Holanda), em set. 1997, com uma capacidade de tratamento de FORSU da ordem de $50\,000 \text{ t}\cdot\text{a}^{-1}$. Ele explica que o mecanismo que causa a inativação de organismos patogênicos no sistema BIOCEL não está completamente entendido, mas que a concentração relativamente alta de AV nas duas primeiras semanas do processo de digestão deve ser um fator importante. Alguns dos organismos patogênicos removidos com eficiência superior a 99,99 % do resíduo digerido após 21 d de tratamento são *Enterobacteriaceae* spp., *Salmonella typhimurium*, *Pseudomonas solanacearum* e *Fusarium oxysporum*. Para o caso dos três últimos foi observada remoção também no lixiviado do processo.

3.3.6. Créditos de carbono

Nos últimos anos têm se tornado freqüentes as discussões sobre o aquecimento global e como as atividades humanas contribuem para a situação. O Protocolo de Kyoto estabelece que os países integrantes diminuam suas emissões de gases causadores do efeito estufa (CO_2 , CH_4 , N_2O , O_3 , entre outros) até 2008-2012, em 5 % do total de mas-

sa equivalente de carbono ($m_{\text{CO}_2,\text{eq}}^{\text{a}}$) emitido em 1990. Esses países integrantes do protocolo podem promover a diminuição fora dos seus territórios, causando menor impacto na produção industrial, o que é conhecido por mecanismo de desenvolvimento limpo (MDL). Os países pagam por emissões de carbono que deixam de ser feitas (ou seja, transformam-se em créditos) por outros países, atingindo suas metas de emissão (Gillenwater, 2002).

Por ser um gás que tem um potencial 21-23^b vezes maior de causar aquecimento global que o CO_2 , é importante (do ponto de vista ambiental) e interessante (do ponto de vista do mercado de créditos) tratar o CH_4 . Países como a Holanda pagam em leilões entre US\$ 4-5 por tonelada equivalente de carbono que deixa de ser emitido para a atmosfera (Riveras, 2002).

Carneiro & Carneiro (2005) verificaram através de simulações, que o biogás produzido ao longo de 40 anos (25 anos de operação) no aterro sanitário de Humberto de Campos (MA), cuja população de projeto inicial é de 9 000 habitantes, poderá gerar créditos de 180 000 t CO_2,eq se tratado de forma eficiente. Vale ressaltar, que além da vantagem financeira, o tratamento do biogás é uma questão de conscientização e responsabilidade ambiental, que deve ser seguida independente de incentivos financeiros.

^a A massa equivalente de carbono é obtida pela eq.: $m_{\text{CO}_2,\text{eq}} = \sum_{i=1}^j m_i \cdot \text{PAG}_{100\text{ a},i}$. Assim, uma emissão que contenha 1 073 t CO_2 ($\text{PAG}_{100\text{ a}} = 1$), 446 t CH_4 ($\text{PAG}_{100\text{ a}} = 21$) e 9 t N_2O ($\text{PAG}_{100\text{ a}} = 310$), corresponde a 13 229 t CO_2,eq .

^b Entre o segundo e terceiro relatório de avaliação, o Painel Intergovernamental sobre Mudança Climática (Intergovernmental Panel on Climate Change, IPCC) apresentou valores distintos para o potencial de aquecimento global em 100 anos ($\text{PAG}_{100\text{ a}}$) do CH_4 . No entanto, Gillenwater (2002) afirma que essa mudança de valor não causa efeito significante sobre as metas de emissão.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Nos campos da observação, o acaso favorece apenas as mentes preparadas.

Louis Pasteur (cientista francês, 1822-1895)

4.1. MATERIAIS

4.1.1. Fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos

Para evitar a variabilidade dos substratos utilizados em pesquisas sobre digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos e, conseqüentemente, a baixa reprodutibilidade dos dados obtidos, Pinto (2000) sugeriu uma composição padrão. Essa composição padrão foi denominada fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos (FOPRSU). A composição é apresentada na tab. 4.1.

Os componentes alimentícios foram fornecidos separadamente pelo restaurante universitário da USP-São Carlos. As cascas de laranja e de banana e os ossos foram coletados das bandejas devolvidas pelos usuários do mesmo restaurante [fig. 4.2(a)]. As folhas secas e verdes foram coletadas em regiões da USP-São Carlos com a ajuda dos funcionários da Prefeitura do *Campus* Administrativo de São Carlos (PCASC).

Após coletado material suficiente para compor cerca de 40 kg de FOPRSU, procedeu-se à cominuição dos componentes em liquidificadores e multiprocessadores domésticos. Na impossibilidade do emprego desses eletrodomésticos para cominuir alguns componentes, empregaram-se faca e martelo. Os componentes foram pesados individualmente em balança comercial com capacidade para 5 kg. O aspecto da FOPRSU após cominuição e mistura é ilustrado na fig. 4.2(b). Na dificuldade de compor a FOPRSU à

risca, elaborou-se a composição apresentada na tab. 4.1 e fig. 4.1, cujos itens estão em percentuais próximos aos da composição proposta.

Tabela 4.1. Composição proposta e elaborada da FOPRSU

Itens	Composição proposta		Composição elaborada		Δ (%)	
	(%)	(kg)	(%)	(kg)		
Frutas	Cascas e bagaços de laranja	17,8	6,96	18,2	7,11	0,4
	Cascas de banana	3,8	1,49	3,8	1,48	0,0
	Pedaços de tomate	4,6	1,80	3,3	1,29	-1,3
	Cascas de melancia	3,8	1,49	3,9	1,51	0,1
Legumes crus	Cascas de batata	5,5	2,15	4,5	1,76	-1,0
	Cascas e pedaços de cebola	2,3	0,90	2,1	0,82	-0,2
	Cascas de abobrinha	1,6	0,63	1,3	0,50	-0,3
	Cascas e pedaços de mandioca	1,6	0,63	1,6	0,65	0,0
Legumes cozidos	Cascas e pedaços de batata	1,3	0,51	1,4	0,55	0,1
	Pedaços de mandioca	2,7	1,06	2,9	1,15	0,2
Hortaliças	Alface	3,8	1,49	3,8	1,47	0,0
	Repolho	1,9	0,74	2,0	0,77	0,1
	Couve-flor	1,5	0,59	1,5	0,60	0,0
Pão e bolo		3,0	1,17	3,1	1,21	0,1
Carne	Peles e pedaços de carne de frango crua	1,3	0,51	1,4	0,55	0,1
	Pedaços de carne de boi crua	0,7	0,27	0,8	0,31	0,1
Café		3,5	1,37	3,6	1,42	0,1
Folhas	Secas	9,2	3,60	9,4	3,68	0,2
	Verdes	1,6	0,63	1,6	0,63	0,0
Queijo		0,4	0,16	0,4	0,16	0,0
Arroz		11,2	4,38	12,3	4,80	1,1
Feijão		4,7	1,84	4,8	1,88	0,1
Macarrão		2,2	0,86	2,3	0,89	0,1
Ossos		1,8	0,70	1,9	0,74	0,1
Outros	Papel úmido	5,0	1,95	5,1	2,00	0,1
	Casca de ovo	3,2	1,25	3,1	1,23	-0,1
Total		100,0	39,10	100,0	39,10	-

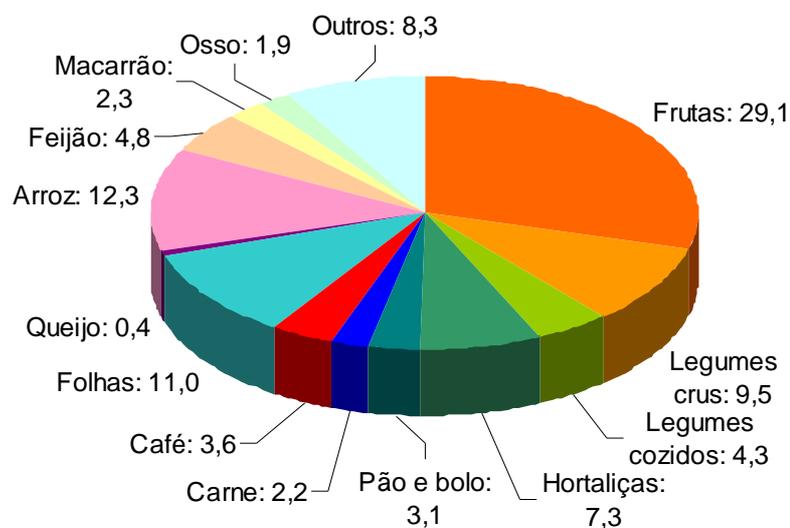


Figura 4.1. Composição elaborada da FOPRSU.

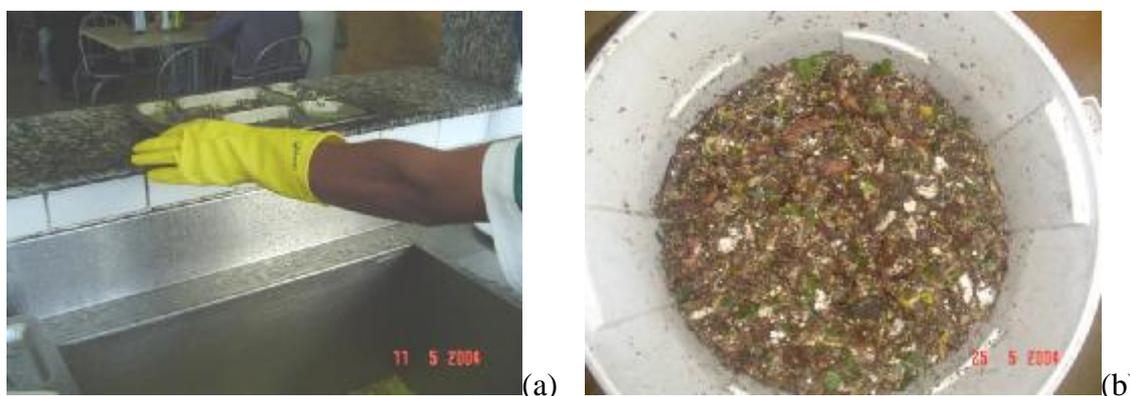


Figura 4.2. (a) Momento da devolução da bandeja no restaurante universitário. (b) Componentes da FOPRSU cominuídos e misturados.

4.1.2. Lixiviado de aterro sanitário

O lixiviado empregado como inóculo para o reator controle de fase sólida (RCFS), que abasteceu o reator controle de fase líquida (RCFL) e o reator experimental de fase líquida (REFL), além de compor o inóculo do reator experimental de fase sólida (REFS), foi coletado no aterro sanitário do Centro de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos da Prefeitura Municipal de Jaboticabal (SP). O município está localizado a 80 km a noroeste de São Carlos [fig. 4.3(a)]. A disposição e características dos reatores citados são ilustradas na fig. 4.12 (p. 58).



Figura 4.3. (a) Localização geográfica de Jaboticabal (SP). (b) e (c) Aspecto do aterro sanitário. (d) e (e) Coleta do lixiviado no poço de infiltração. (f) Poço coletor de lixiviado.

O aterro sanitário atende uma população inferior a 100 000 habitantes. Este destino se originou de um depósito irregular de lixo, que foi remediado e atualmente opera como aterro sanitário [figs. 4.3(b) e (c)], atendendo os critérios da Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB). O aterro sanitário é operado com a recirculação direta do lixiviado gerado, o que permitiu decomposição acelerada dos resíduos e antecipou características de aterros maduros ao lixiviado, como baixa demanda química

de oxigênio total (DQO_t) e elevada alcalinidade total (Alc_t) (tab. 5.2, p. 68). O lixiviado foi coletado na entrada do poço de infiltração da célula 2 [figs. 4.3(d) e (e)], para onde era bombeado, oriundo do poço coletor da mesma célula [fig. 4.3(f)]. Foram coletados cerca de 120 L de lixiviado, que foram armazenados em 6 recipientes de 20 L.

4.1.3. Lodo anaeróbio

O lodo de estação de tratamento de esgoto (ETE) por processo biológico anaeróbio empregado como componente do inóculo do reator experimental de fase sólida (REFS) foi coletado em um reator *UASB* em escala plena. O reator é uma unidade de tratamento da ETE USP-São Carlos [fig. 4.4(a)] e foi objeto de pesquisa de doutorado de Fernando Hermes Passig. O lodo foi coletado nas válvulas de descarga do lodo [fig. 4.4(b)], correspondente a 3 diferentes alturas da manta de lodo, em recipiente de 7 L. Coletou-se entre 5 e 6 L de cada válvula [fig. 4.4(c)], que foram armazenados em recipiente de 20 L [fig. 4.4(d)].



Figura 4.4. (a) Reator *UASB* da ETE USP-São Carlos. (b) Válvulas de descarga de lodo. (c) Coleta do lodo. (d) Armazenamento do lodo em recipiente.

4.1.4. Mistura de lixiviado de aterro sanitário e lodo anaeróbico

O lixiviado de aterro sanitário e o lodo anaeróbico foram misturados em volumes iguais. Essa mistura foi empregada como inóculo do reator experimental de fase sólida (REFS). Volumes de 500 mL de lixiviado e de lodo eram medidos individualmente em uma proveta, sendo a seguir colocados em um liquidificador doméstico (com recipiente de 1,5 L) [fig. 4.5(a)]. A agitação do liquidificador era acionada por 20 s, para oferecer condição adequada de mistura dos dois componentes [fig. 4.5(b)]. Em seguida, esse 1 L era armazenado em recipiente de 20 L [fig. 4.5(c)]. Prosseguiu-se com essa atividade até que se obteve cerca de 20 L de inóculo.



Figura 4.5. (a) Adição de 500 mL de lixiviado ao recipiente. (b) Agitação de 1 L de mistura. (c) Armazenamento de 1 L de inóculo.

A mistura produziu um inóculo de elevada DQO_t e baixa relação DQO_{md}/DQO_t . Comparado ao inóculo dos reatores controle (lixiviado), o inóculo do REFS apresentou NTK, N_{org} , $P-PO_4^{3-t}$, pH, AV, ST, STV e SSV superiores, enquanto $N-NH_3$ e Alc_t eram inferiores (tab. 5.2, p. 68).

4.1.5. Reatores

O sistema de tratamento em duas fases é composto por dois reatores: um de fase sólida, outro de fase líquida. O reator de fase sólida é abastecido com resíduo sólido orgânico de elevada umidade (substrato + inóculo). O reator de fase líquida é responsável pelo tratamento do lixiviado gerado no reator de fase sólida. Neste experimento, o líquido tratado no reator de fase líquida é recirculado para o reator de fase sólida, sem alimentação contínua de resíduo sólido na fase sólida, e sem a saída de lixiviado para o ambiente. Isso caracteriza um sistema de tratamento em fluxo descontínuo (batelada), que neste caso foi de longa duração (95 d). Já as unidades, de forma isolada, alternam escoamento contínuo e descontínuo, durante certo período do dia, conforme explicado no item 4.1.5.4 (p. 55).

4.1.5.1. Fase sólida

O reator de fase sólida constitui-se de recipiente para transporte de leite, confeccionado em poli(etileno) de alta densidade (PEAD) com proteção contra radiação ultravioleta. O recipiente, de 50 L de volume, tem 665 mm de altura, 360 mm de diâmetro (largura), com um bocal de 210 mm de diâmetro. Trata-se de um produto da linha Milkan, fabricado pela Unipac Indústria e Comércio Ltda.



Figura 4.6. (a) Dreno de lixiviado no reator de fase sólida. (b) Entrada de lixiviado tratado no reator e saída de biogás.

Na lateral do reator, a 100 mm de altura foi feito um furo para drenar o lixiviado. Colocou-se um adaptador com flange para caixa d'água de poli(cloreto de vinila) (PVC) [fig. 4.6(a)]. Na parte superior do reator, afluía o lixiviado tratado no reator de fase lí-

quida. Havia dois furos na tampa do reator: um para a entrada do lixiviado, outro que liberava o biogás produzido para um selo hídrico [fig. 4.6(b)].

4.1.5.2. Fase líquida

O reator de fase líquida é um reator anaeróbio de fluxo ascendente e filme fixo (filtro anaeróbio) e foi construído em PVC. O diâmetro do reator é de 150 mm. O reator é composto de dois compartimentos: inferior, uma zona para sedimentação de lodo, e superior, zona contendo leito fixo [figs. 4.7(a) e (b)]. A zona de sedimentação de lodo é um tê de dois diâmetros diferentes: 150 mm e 100 mm. Essa zona é separada da zona de leito fixo por uma grelha comercial de 150 mm de diâmetro (vendida comercialmente como ralo). O volume da zona de lodo é de 4,41 L [fig. 4.7(f)]. Adotou-se eletroduto corrugado de PEAD como leito para o reator [fig. 4.7(c)], uma vez que Andrade Neto *et al.* (2000a,b) verificaram a vantagem do seu emprego frente aos materiais convencionais: brita e tijolo. Os eletrodutos foram serrados transversalmente, formando cilindros de 40 mm de altura, aproximadamente. O diâmetro dos eletrodutos é de 25 mm. A zona de leito fixo ocupa um volume total de 18,18 L. Quando o leito é colocado dentro do reator, o volume útil passa a ser de 16,69 L. Dessa forma, a porosidade (n) é de 92,8 % [eq. (4.1)], encaixando-se dentro da faixa citada por Metcalf & Eddy (2003, p. 554) entre 90-95 %, para materiais suporte especialmente projetados para essa finalidade.

$$n = \frac{V_u}{V_{zlf}} = \frac{16,69}{18,18} = 92,8 \% \quad (4.1)$$

Acima da zona de leito fixo é mantido um espaço vago para o biogás, de 0,94 L [fig. 4.7(e)]. O reator recebe uma tampa na parte superior com orifícios para drenar o biogás produzido [fig. 4.7(d)], direcionando-o para um selo hídrico.

Uma estimativa da superfície específica (S_e) do leito fixo é apresentada na eq. (4.2), em que A_m é a área do material empregado (interna e externa); V_r , o volume do reator; r_m , o raio do material; L_m , o comprimento do material; r_r , o raio do reator; e h_r , a altura do reator. O material apresenta superfície específica superior à dos materiais citados por Metcalf & Eddy (2003, p. 898) como plásticos de elevada superfície específica, cujos valores variam entre 140-150 $m^2 \cdot m^{-3}$. Souto (2005) encontrou $S_e = 350 m^2 \cdot m^{-3}$ para o mesmo material e reator empregado nesta pesquisa.

$$S_e = \frac{A_m}{V_r} = \frac{2 \cdot (2 \cdot \pi \cdot r_m) \cdot L_m}{(\pi \cdot r_r^2) \cdot h_r} = \frac{2 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 0,0125 \cdot 22,5}{\pi \cdot (0,075)^2 \cdot 1,00} = 200 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3} \quad (4.2)$$

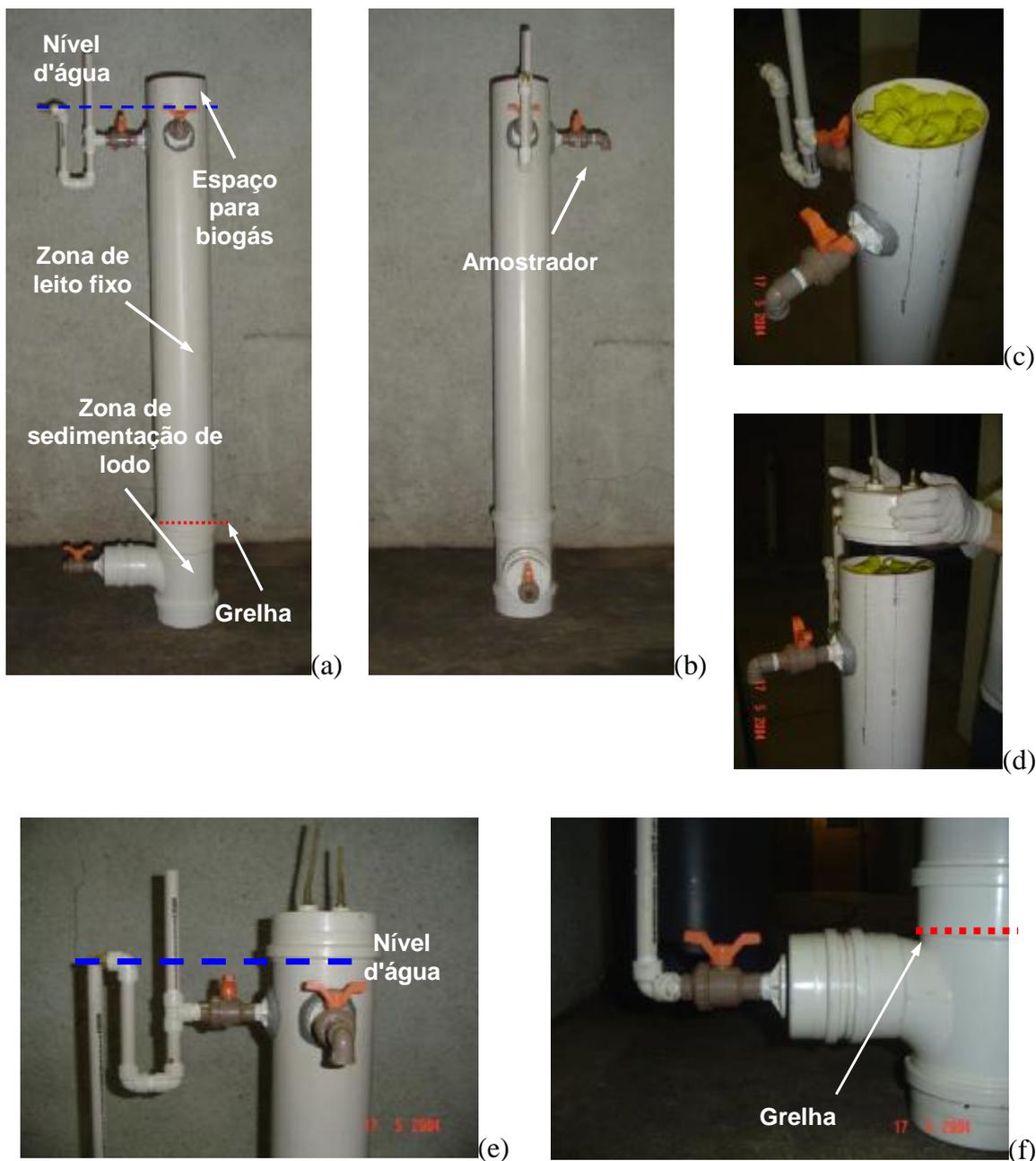


Figura 4.7. (a) Vista lateral do reator de fase líquida. (b) Vista frontal do reator de fase líquida. (c) Emprego de eletrodutos de PEAD como leito fixo do reator. (d) Fechamento do reator com tampa de *PVC*. (e) Detalhe do selo hídrico na saída do reator. (f) Detalhe do registro de entrada de lixiviado no reator.

4.1.5.3. Inoculação

A inoculação dos reatores de fase sólida foi feita de forma a deixar o meio de reação (inóculo + resíduo) com teor de ST da ordem de 13 %, conforme sugestão de Pinto (2000). Assim, procedeu-se à determinação de ST do resíduo (FOPRSU), do inóculo do RCFS (lixiviado) e do inóculo do REFS (lixiviado + resíduo). Os valores obtidos são apresentados na tab. 4.2. Cada reator foi abastecido com 10 kg de FOPRSU. Para determinar a massa de inóculo a ser adicionada à FOPRSU, de forma que o meio de reação apresentasse $ST = 13 \%$, utilizou-se a eq. (4.3), em que ST_{mr} é o teor de sólidos totais do meio de reação, ST_r é o teor de sólidos totais do resíduo, ST_i é o teor de sólidos totais do inóculo, m_r é a massa do resíduo e m_i é a massa do inóculo. As massas de inóculo calculadas foram de 14,5 kg para o RCFS e 17,0 kg para o REFS. No entanto, o abastecimento de inóculo com base na massa é pouco prático. Assim, mediu-se a massa específica (r) de cada inóculo, obtendo-se valores iguais para os dois inóculos, da ordem de $0,995 \text{ kg}\cdot\text{L}^{-1}$. Conhecida a massa específica, determinou-se o volume (V) a ser adicionado a cada reator [eq. (4.4)], conforme apresentado na tab. 4.2. Uma característica importante para efeito de comparação com outros experimentos é o conhecimento do fator de inóculo com base em ST ($f_{i,ST}$), que representa o percentual da massa de sólidos totais do inóculo na massa de sólidos totais do meio de reação (inóculo + resíduo), e é calculado pela eq. (4.5). O fator de inóculo com base em STV ($f_{i,STV}$) também é importante para efeito comparativo, e é determinado pela eq. (4.6).

Tabela 4.2. Determinação da massa e volume de inóculo a serem adicionados aos reatores de fase sólida

	RCFS			REFS		
	Resíduo	Inóculo	Meio de reação	Resíduo	Inóculo	Meio de reação
m (kg)	10,0	14,5	24,5	10,0	17,0	27,0
ST (%)	30	1,3	13	30	3,0	13
STV (%)	26	0,26	11	26	1,7	11
STF (%)	4,1	1,0	2,3	4,1	1,2	2,3
r ($\text{kg}\cdot\text{L}^{-1}$)	-	0,995	-	-	0,995	-
V (L)	-	14,6	-	-	17,1	-
$f_{i,ST}$ (%)	-	-	5,7	-	-	14
$f_{i,STV}$ (%)	-	-	1,4	-	-	10

$$\begin{aligned}
ST_{mr} &= \frac{ST_r \cdot m_r + ST_i \cdot m_i}{m_r + m_i} \therefore \\
\therefore ST_{mr} (m_r + m_i) &= ST_r \cdot m_r + ST_i \cdot m_i \therefore \\
\therefore ST_{mr} \cdot m_r + ST_{mr} \cdot m_i &= ST_r \cdot m_r + ST_i \cdot m_i \therefore \\
\therefore ST_{mr} \cdot m_i - ST_i \cdot m_i &= ST_r \cdot m_r - ST_{mr} \cdot m_r \therefore \\
\therefore m_i (ST_{mr} - ST_i) &= ST_r \cdot m_r - ST_{mr} \cdot m_r \therefore \\
\therefore m_i &= \frac{ST_r \cdot m_r - ST_{mr} \cdot m_r}{ST_{mr} - ST_i}
\end{aligned} \tag{4.3}$$

$$V = \frac{m}{r} \tag{4.4}$$

$$f_{i,ST} = \frac{m_{ST,i}}{m_{ST,i} + m_{ST,r}} = \frac{\overset{\text{amostra semi-sólida}}{ST_i \cdot m_i}}{\underset{\text{amostra semi-sólida}}{(ST_r \cdot m_r)} + \underset{\text{amostra semi-sólida}}{(ST_i \cdot m_i)}} \text{ ou } \frac{\overset{\text{amostra líquida}}{ST_i \cdot V_i}}{\underset{\text{amostra líquida}}{(ST_r \cdot V_r)} + \underset{\text{amostra semi-sólida}}{(ST_i \cdot m_i)}} \tag{4.5}$$

$$f_{i,STV} = \frac{m_{STV,i}}{m_{STV,i} + m_{STV,r}} = \frac{\overset{\text{amostra semi-sólida}}{STV_i \cdot m_i}}{\underset{\text{amostra semi-sólida}}{(STV_r \cdot m_r)} + \underset{\text{amostra semi-sólida}}{(STV_i \cdot m_i)}} \text{ ou } \frac{\overset{\text{amostra líquida}}{STV_i \cdot V_i}}{\underset{\text{amostra líquida}}{(STV_r \cdot V_r)} + \underset{\text{amostra semi-sólida}}{(STV_i \cdot m_i)}} \tag{4.6}$$

Pesou-se uma massa de 10 kg de FOPRSU em balança com capacidade para 5 kg [fig. 4.8(a)], abastecendo o reator [fig. 4.8(b)]. A seguir, passou-se o inóculo do recipiente de 20 L para um béquer de 2 L [fig. 4.8(c)]. Mediu-se o volume de inóculo a ser adicionado em proveta de 1 L [fig. 4.8(d)]. Em seguida, abasteceu-se o reator com inóculo [fig. 4.8(e)], sendo posteriormente agitado com uma haste [fig. 4.8(f)], de forma a oferecer condições adequadas de mistura entre a FOPRSU e o inóculo [fig. 4.8(g)]. Procedeu-se com essa rotina até que o RCFS foi abastecido com 14,6 L de inóculo (lixiviado) e o REFS, com 17,1 L (lixiviado + lodo).



Figura 4.8. (a) Pesagem da FOPRSU. (b) Abastecimento do reator com FOPRSU. (c) Passagem do inóculo do recipiente de 20 L para béquer de 2 L. (d) Medição do volume de inóculo em proveta de 1 L. (e) Abastecimento do reator com inóculo. (f) Agitação do meio de reação após adição de inóculo. (g) Aspecto do meio de reação após inoculação.

A inoculação dos reatores de fase líquida foi feita da mesma forma e com a mesma quantidade para os dois reatores (RCFL e REFL, controle e experimental, respectivamente). Após a colocação do recheio (leito fixo, com eletrodutos serrados) do reator, abasteceu-se a unidade de tratamento com lixiviado de aterro sanitário pela parte inferior, acoplando-se o dispositivo apresentado nas figs. 4.9(a) e (b). Pelo alto do dispositivo vertia-se lixiviado que ia completando o reator, até que vazasse pelo selo hídrico da

saída (parte superior do reator). Nesse momento havia 21,10 L de lixiviado no interior do reator.

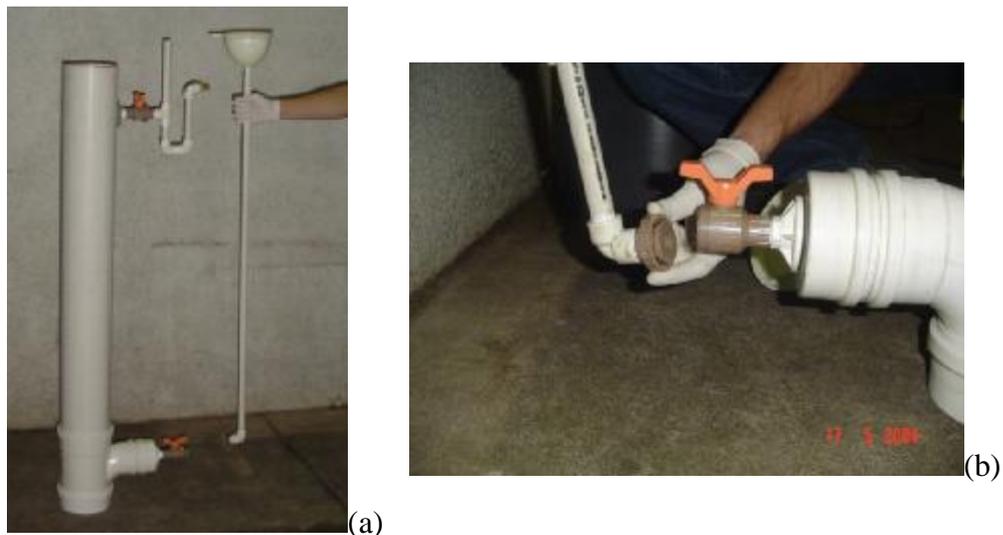


Figura 4.9. (a) Dispositivo para abastecer o reator de fase líquida com lixiviado. (b) Detalhe da conexão do dispositivo no registro de entrada do reator.

4.1.5.4. Operação

A batelada para tratamento da FOPRSU durou 95 d, em que os reatores foram mantidos em temperatura constante de 35 ± 1 °C [fig. 4.10(a)]. Dois aquecedores domésticos foram mantidos ligados durante o período [figs. 4.10(c) e (d)]. Um terceiro aquecedor estava ligado a um termostato [fig. 4.10(b)] que mantinha a corrente elétrica ligada quando a temperatura estava inferior a 35 °C e desligada quando estivesse acima de 35 °C.



Figura 4.10. (a) Visor do termostato indicando a temperatura no interior da câmara. (b) Instalação elétrica do termostato. (c) e (d) Localização dos aquecedores e das bombas no interior da câmara. (e) Os dois reatores de fase líquida em funcionamento. (f) Temporizador para funcionamento da bomba.

Picanço (2004) obteve melhor eficiência no tratamento da FOPRSU, em sistema de duas fases, com vazão de recirculação (Q_r) de 20 % do volume inicial de inóculo (V_i) por dia. Assim, recirculou-se diariamente 2,9 L no RCFL, e 3,4 L no REFL. As bombas foram ajustadas para que elas funcionassem com a mesma vazão ($Q_b = 34 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$), de forma a exercerem velocidades ascensionais (v_a) iguais nos dois reatores ($1,9 \text{ mm}\cdot\text{min}^{-1}$). Como o volume diário a ser recirculado era diferente nos dois reatores, a variável que podia ser alterada era o tempo de bombeamento (t_b). Utilizou-se para o RCFL um tempo de 86 min corridos a cada dia, e 100 min para o REFL (tab. 4.3, fig. 4.11). Dessa forma, durante o dia, a operação do sistema alternava-se entre escoamento contínuo e descontínuo.

Tabela 4.3. Determinação da duração diária do funcionamento das bombas de recirculação

	Sistema	
	Controle	Experimental
V_i (L)	14,6	17,1
Q_r ($\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$)	2,9	3,4
Q_b ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)	34	34
t_b ($\text{min}\cdot\text{d}^{-1}$)	86	100
v_a ($\text{mm}\cdot\text{min}^{-1}$)	1,9	1,9

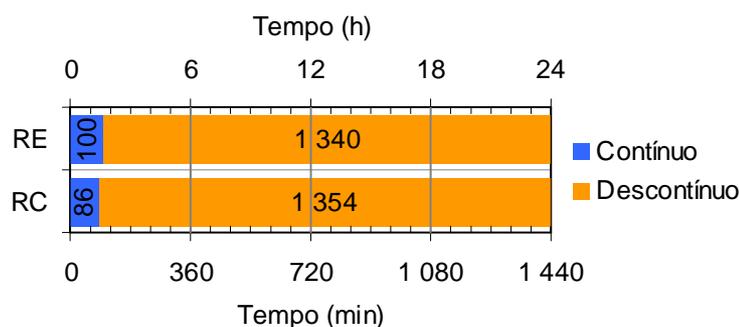


Figura 4.11. Alternância do regime de escoamento durante o dia, nos reatores de fase líquida.

Para regular os tempos de funcionamento das bombas, foram empregados temporizadores [fig. 4.10(f)]. Os horários de início e término de bombeamento foram programa-

dos para horários de movimento no laboratório, de forma que houvesse alguma intervenção quando necessário.

A coleta de amostras do lixiviado dos reatores de fase sólida foi feita desrosqueando-se a mangueira de entrada da bomba (sucção), deixando-se o lixiviado vazar por carga hidráulica [fig. 4.10(d)]. Já o reator de fase líquida foi concebido com um amostrador na sua saída (parte mais alta), dotado de um registro de esfera [fig. 4.10(e)].

Uma ilustração da operação dos dois sistemas de reatores (controle e experimental) é apresentada na fig. 4.12.

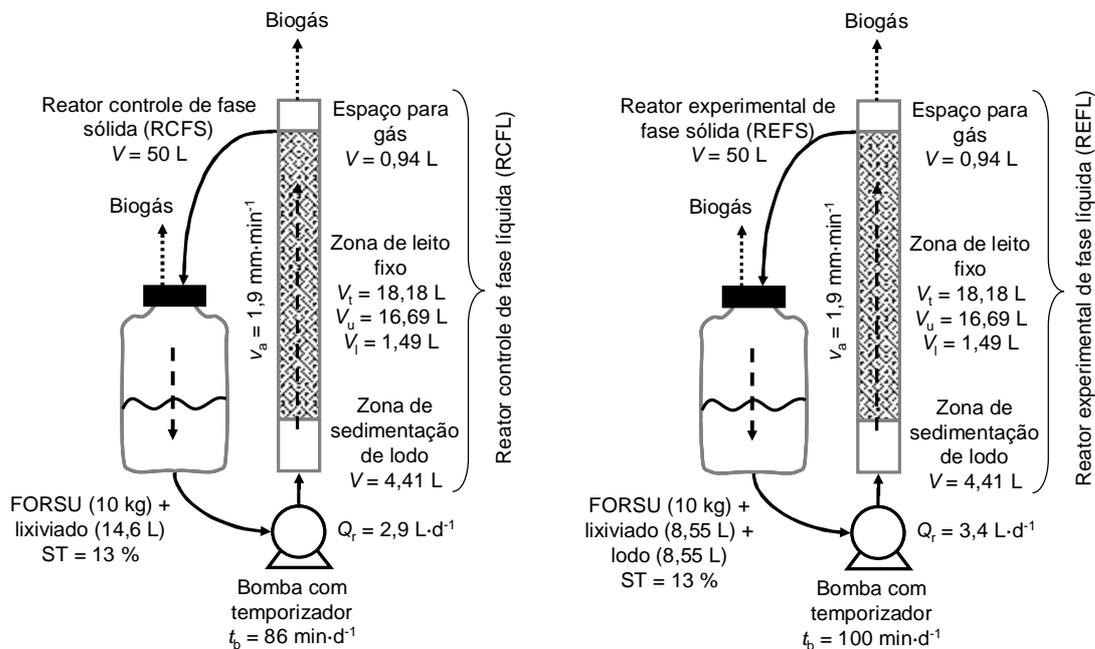


Figura 4.12. Operação dos dois sistemas de reatores anaeróbios híbridos sólido-líquidos: controle e experimental.

4.2. MÉTODOS

4.2.1. Análises físico-químicas

As análises físico-químicas foram realizadas em amostras líquidas, gasosas e sólidas. Maiores detalhes sobre os métodos utilizados são apresentados na tab. 4.4.

Tabela 4.4. Parâmetros analisados, métodos empregados e locais de realização.

Amostra	Análise / Parâmetro	Sigla	Unidade	Método	Local
	Demanda química de oxigênio total	DQO _t	mg O ₂ ·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 5220 D)	LPB
	Demanda química de oxigênio da matéria dissolvida	DQO _{md}	mg O ₂ ·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 D e 5220 D)	LS
	Nitrogênio total Kjeldahl	NTK	mg N·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 4500-N _{org} B)	LS
	Nitrogênio amoniacal	N-NH ₃	mg N·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 4500-NH ₃ B e C)	LS
	Nitrogênio orgânico	N _{org}	mg N·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 4500-N _{org} B, e NH ₃ B e C)	LS
	Fosfato total	P-PO ₄ ³⁻ _t	mg P·L ⁻¹	Menzel & Corwin (1965)	LS
	Potencial hidrogeniônico	pH	-	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 4500-H ⁺ B)	LTR
Líquida	Ácidos voláteis	AV	mg HAC _{eq} ·L ⁻¹	DiLallo & Albertson (1961)	LPB
	Ácido acético	HAC	mg HAC·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Ácido propiônico	HPr	mg HPr·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Ácido isobutírico	Hlbu	mg Hlbu·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Ácido butírico	HBu	mg HBu·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Ácido isovalérico	Hlva	mg Hlva·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Ácido valérico	HVa	mg HVa·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Ácido caproico	HCa	mg HCa·L ⁻¹	Moraes <i>et al.</i> (2000), cromatografia gasosa	LPB
	Alcalinidade total	Alc _t	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	Ripley <i>et al.</i> (1986)	LPB

LPB: Laboratório de Processos Biológicos (EESC-USP), LS: Laboratório de Saneamento (EESC-USP), LTR: Laboratório de Tratamento de Resíduos Orgânicos (EESC-USP) e CAQ: Central de Análises Químicas (IQSC-USP).

Tabela 4.4. Parâmetros analisados, métodos empregados e locais de realização. (cont.).

Amostra	Análise / Parâmetro	Sigla	Unidade	Método	Local
Líquida	Sólidos totais	ST	mg ST·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 B)	LS
	Sólidos totais voláteis	STV	mg STV·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 B e E)	LS
	Sólidos totais fixos	STF	mg STF·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 B e E)	LS
	Sólidos suspensos totais	SST	mg SST·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 D)	LS
	Sólidos suspensos voláteis	SSV	mg SSV·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 D e E)	LS
	Sólidos suspensos fixos	SSF	mg SSF·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 D e E)	LS
	Sólidos dissolvidos totais	SDT	mg SDT·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 B e D)	LS
	Sólidos dissolvidos voláteis	SDV	mg SDV·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 B, D e E)	LS
	Sólidos dissolvidos fixos	SDF	mg SDF·L ⁻¹	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 B, D e E)	LS
	Nitrogênio		N ₂	% (V/V)	Cromatografia gasosa
Gasosa	Metano	CH ₄	% (V/V)	Cromatografia gasosa	LPB
	Dióxido de carbono	CO ₂	% (V/V)	Cromatografia gasosa	LPB
Sólida	Demanda química de oxigênio da matéria sólida	DQO _{ms}	g O ₂ ·(kg ST) ⁻¹	Gomes (1989) e Clesceri <i>et al.</i> (1998, 5220 D)	LS
	Sólidos totais	ST	% (m/m)	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 G)	LS
	Sólidos totais voláteis	STV	% (m/m)	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 G)	LS
	Sólidos totais fixos	STF	% (m/m)	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 2540 G)	LS
	Carbono	C	% (m/m)	Análise elementar	CAQ
	Hidrogênio	H	% (m/m)	Análise elementar	CAQ
	Nitrogênio	N	% (m/m)	Análise elementar	CAQ
	Enxofre	S	% (m/m)	Análise elementar	CAQ

LPB: Laboratório de Processos Biológicos (EESC-USP), LS: Laboratório de Saneamento (EESC-USP), LTR: Laboratório de Tratamento de Resíduos Orgânicos (EESC-USP) e CAQ: Central de Análises Químicas (IQSC-USP).

Para fazer a análise da composição gasosa de amostras foi utilizado um cromatógrafo Gow Mac 150 com detector de condutividade térmica e coluna de aço inox (de 2,0 m × 0,25 in) revestida com Porapak Q (de 80-100 mesh), operado a 70 °C. O gás de arraste do sistema é H₂, com vazão de 60 mL·min⁻¹ e pressão de 45 kgf·cm⁻² (4,4 MPa). A amostra gasosa é injetada em uma seringa de 1,0 mL com trava para evitar fuga de gás, sendo obedecida a sua lavagem prévia. Os cromatogramas fornecem as áreas dos picos de N₂, CH₄ e CO₂. Essa área de cada pico é convertida por uma curva de calibração, para valores em mL. Sabendo-se o volume injetado (1,0 mL) e fazendo a razão entre esses valores, obtém-se o percentual (volumétrico) de cada gás para a amostra.

Na análise química elementar as amostras foram mantidas em estufa a 103-105 °C, por 24 h. Em seguida, as amostras foram cominuídas, pois foram inseridos apenas 2 mg de cada amostra no analisador elementar. O equipamento forneceu o percentual dos elementos C, H, N e S. Nas pesquisas sobre resíduos sólidos, normalmente, obtém-se o percentual de O por diferença, mas isso é uma aproximação, uma vez que existem muitos outros elementos presentes no resíduo, porém em quantidade bem inferior.

4.2.2. Exames microbiológicos

Os exames microbiológicos foram feitos em amostras líquidas (microscopia ótica) e no meio suporte do reator de fase líquida (microscopia de varredura). Maiores informações sobre os equipamentos e métodos empregados são apresentadas na tab. 4.5.

Tabela 4.5. Exames realizados, equipamentos e métodos empregados.

Amostra	Exame	Finalidade	Equipamento	Método	Local
Lixiviado	Microscopia ótica de contraste de fase e de fluorescência	Registro da frequência da presença de morfologias microbianas no lixiviado	Microscópio Olympus BX51	Clesceri <i>et al.</i> (1998, 9216 B) adaptado por Souto <i>et al.</i> (2005)	BIOTACE
Meio suporte de PEAD	Microscopia eletrônica de varredura	Registro da presença e aderência de morfologias microbianas ao meio suporte	Microscópio eletrônico Zeiss DSM-960	Nation (1983) adaptado por de Araújo (1995)	LME

BIOTACE: Laboratório de Biotoxicologia de Águas Continentais e Efluentes (EESC-USP), LME: Laboratório de Microscopia Eletrônica (IFSC-USP)

Faz-se necessário um breve comentário sobre a metodologia adaptada por Souto *et al.* (2005), uma vez que foi desenvolvida durante a realização deste trabalho. Foram retiradas amostras periódicas de lixiviado das duas fases dos reatores. Dessas amostras, foram coletados pequenos volumes para aplicar sobre uma lâmina com ágar. Após aplicação de uma lamínula sobre a amostra, esta era observada no microscópio ótico. Eram registradas imagens de 20 campos aleatórios observados com contraste de fase e com fluorescência, totalizando 40 imagens para cada amostra.

Ao término do experimento, foram identificadas as principais morfologias e formas de agrupamento encontradas em todas as amostras: **sarcinas, filamentos, cocos, diplococos, estreptococos, cocobacilos, cocobacilos em cadeia, aglomerados pequenos de cocobacilos, aglomerados grandes de cocobacilos, bacilos, bacilos em paliçada, bacilos em cadeia, aglomerados pequenos de bacilos, aglomerados grandes de bacilos, bacilos esporulando, víbrios, espirilos, esporos, máscara** [uma forma atípica observada, fig. 4.13, semelhante a *Methanobrevibacter ruminantium* (Madigan *et al.*, 2004, p. 430)], além de **ausência de morfologias**, pois a escolha dos campos era aleatória e poderia ocorrer, como de fato ocorreu, de não se visualizar morfologia microbiana alguma. Em seguida, cada imagem (com e sem fluorescência) foi verificada quanto à presença das morfologias citadas. Ao término da análise de 20 imagens sem fluorescência e de 20 com fluorescência, tinha-se um panorama da frequência da presença de morfologias microbianas para determinado reator, em determinado dia.

As morfologias com frequências de presença mais relevantes numericamente foram cocos, cocobacilos e bacilos (fig. 4.13). A variação da frequência da presença dessas morfologias em imagens fluorescentes e não-fluorescentes ao longo da duração do experimento e em cada reator pode ser verificada pelos gráficos das figs. 5.14 e 5.15 (p. 83 e 84).

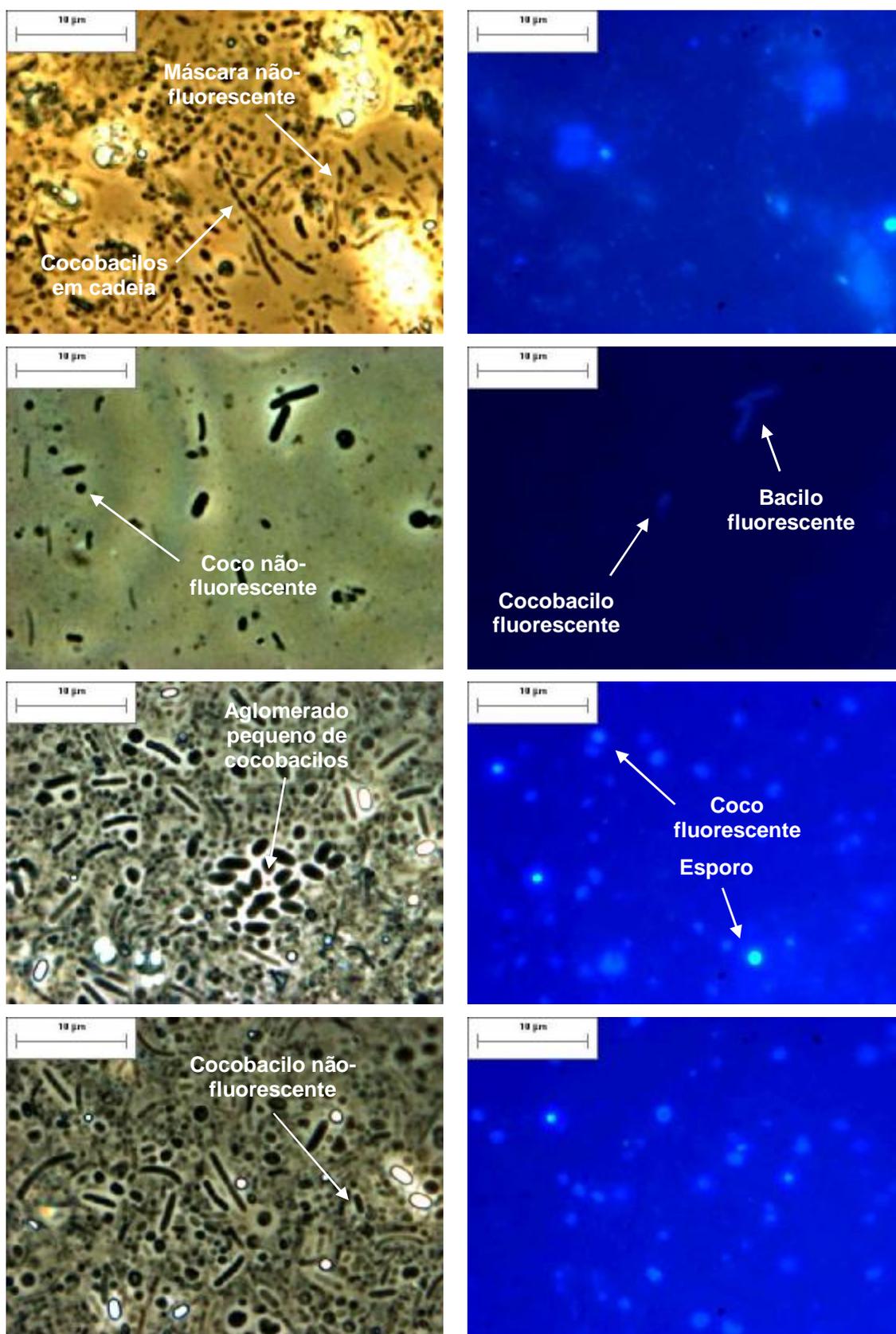


Figura 4.13. Algumas morfologias microbianas e formas de agrupamento monitoradas durante o experimento.

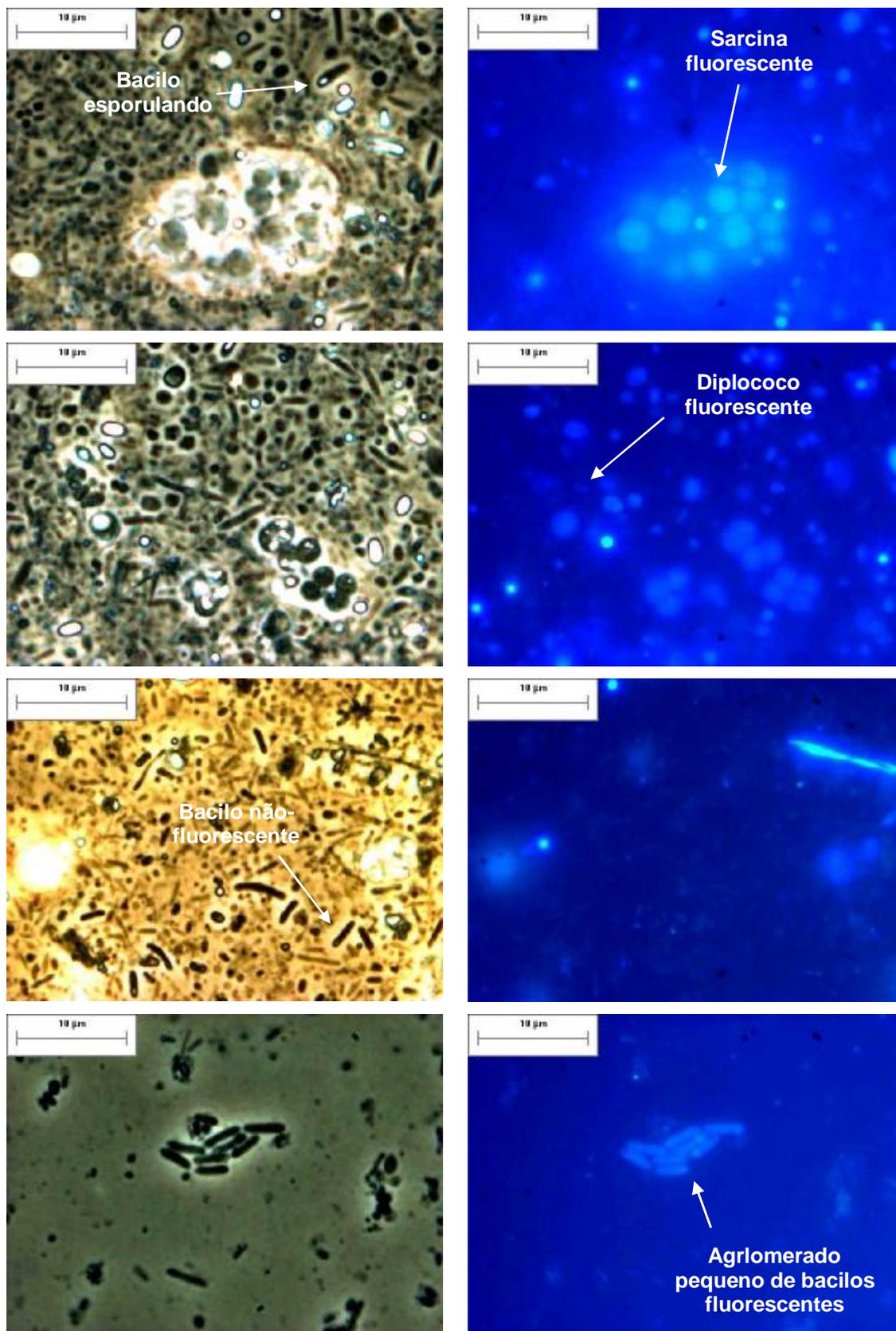


Figura 4.13. Algumas morfologias microbianas e formas de agrupamento monitoradas durante o experimento. (cont.).

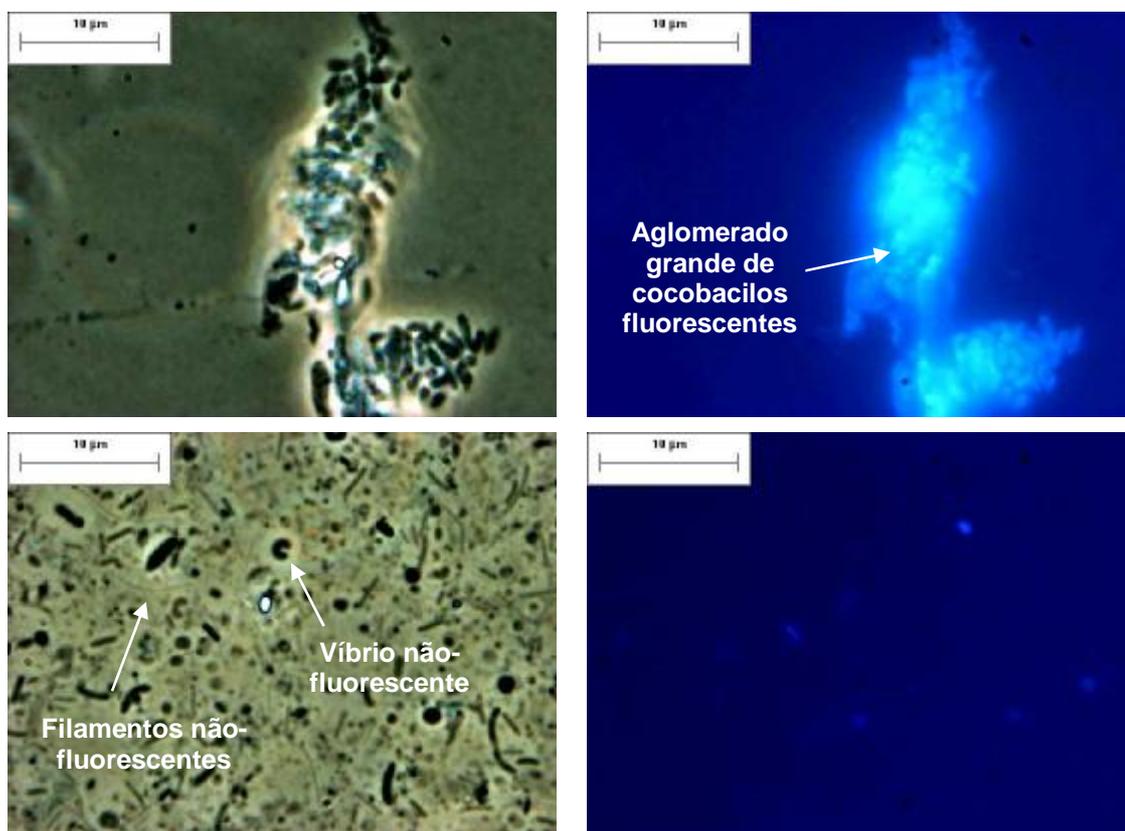


Figura 4.13. Algumas morfologias microbianas e formas de agrupamento monitoradas durante o experimento. (cont.).

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Não basta conquistar a sabedoria, é preciso usá-la.

Cícero (filósofo romano, c. 106-43 a.C.)

Nessa etapa serão apresentados os principais resultados obtidos pela atividade experimental. Será feita, também, discussão dos resultados entre os sistemas monitorados e entre outros experimentos publicados na literatura científica e abordados no item 3.

5.1. CARACTERIZAÇÃO DO SUBSTRATO

O primeiro passo da atividade experimental foi a caracterização físico-química do substrato e dos inóculos que foram empregados.

5.1.1. Fração orgânica padronizada dos resíduos sólidos urbanos

As características da FOPRSU preparada para o experimento são apresentadas na tab. 5.1. A composição obtida por análise elementar permite estimar a fórmula molecular da FOPRSU como sendo $C_{75}H_{123}O_{62}N_2S$ (considerando o valor do oxigênio obtido por diferença, 47,8 %) ou $C_{31}H_{50}O_{26}N$ (desconsiderando o enxofre e considerando a obtenção de oxigênio por diferença). Essa última fórmula é bem próxima da obtida por Pinto (2000), o que reforça a importância da reprodutibilidade do substrato em experimentos comparativos de digestão de resíduos com mesmo substrato. Encontrou-se relação C:N = 26.

Tabela 5.1. Caracterização físico-química da FOPRSU.

DQO _{ms} [g O ₂ ·(kg ST) ⁻¹]	ST (%)	STV (%)	STF (%)	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)
338	30	26	4,1	43,2	5,87	1,64	1,53

Percebe-se que o resíduo bruto já é passível de tratamento por digestão seca, dado que ST fica enquadrado dentro da faixa de operação de processos comerciais como Dranco, Kompogas e Valorga, além de estar na faixa de ST de alguns experimentos como os apresentados por Sans *et al.* (1995a), Torres Castillo *et al.* (1995), Raynal *et al.* (1998) e la Cour Jansen *et al.* (2004).

5.1.2. Inóculos

As características físico-químicas do inóculo do RCFS (lixiviado do aterro sanitário de Jaboticabal) e do inóculo do REFS (mistura do lixiviado com lodo de reator *UASB*), preparado segundo o item 4.1.4 (p. 48), são apresentadas na tab. 5.2.

Tabela 5.2. Características físico-químicas do lixiviado e da mistura lixiviado + lodo utilizados como inóculos.

Características	Lixiviado	Lixiviado + lodo
DQO _t (mg·L ⁻¹)	3 718	26 221
DQO _{md} (mg·L ⁻¹)	2 775	1 955
DQO _{md} /DQO _t	0,75	0,07
NTK (mg·L ⁻¹)	1 900	2 493
N-NH ₃ (mg·L ⁻¹)	1 552	1 039
N _{org} (mg·L ⁻¹)	348	1 454
N-NH ₃ /NTK	0,82	0,42
P-PO ₄ ³⁻ _t (mg·L ⁻¹)	44	115
pH	7,8	7,91
Alc _t (mg·L ⁻¹)	8 662	5 088
AV (mg·L ⁻¹)	721	760
ST (mg·L ⁻¹)	12 744	20 674
STV (mg·L ⁻¹)	2 766	11 334
STF (mg·L ⁻¹)	9 978	9 340
SST (mg·L ⁻¹)	294	16 420
SSV (mg·L ⁻¹)	186	10 520
SSF (mg·L ⁻¹)	108	5 900
SDT (mg·L ⁻¹)	12 450	4 254
SDV (mg·L ⁻¹)	2 580	814
SDF (mg·L ⁻¹)	9 870	3 440

É perceptível a elevada concentração de DQO_t na mistura. No entanto, somente 7 % correspondem a matéria dissolvida. Já o lixiviado possui 75 % de matéria dissolvida. Outra vantagem da mistura é com relação à concentração de SSV, que é 50 vezes supe-

rior à concentração no lixiviado, dando indicativos de maior concentração de microrganismos. A alcalinidade total de ambos os inóculos é da mesma ordem de grandeza, sendo a do lixiviado 70 % maior.

5.2. MONITORAMENTO DOS REATORES

Desde o início da atividade experimental, foi necessário o monitoramento físico-químico e microbiológico dos sistemas estudados. Trabalhou-se com amostras nas três fases (líquida, gasosa e sólida). Foi possível trabalhar com as fases líquida e gasosa durante todo o experimento, já com a fase sólida, as amostras só foram obtidas no início e no fim do experimento, dada a dificuldade de se coletar amostra sólida sem contaminar os reatores com oxigênio atmosférico.

5.2.1. Amostra líquida

5.2.1.1. Demanda química de oxigênio

O comportamento de DQO_t , DQO_{md} e da relação DQO_{md}/DQO_t nos efluentes dos reatores é apresentado na fig. 5.1.

Os efluentes dos reatores de fase sólida iniciaram com valores de DQO_t superiores a $40 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. O decaimento no reator experimental foi muito mais acelerado do que no reator controle, sendo que aos 35 d, a DQO_t já era da ordem de $5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. No reator controle, valores inferiores a este só foram alcançados após 49 d. Nos efluentes dos reatores de fase líquida, foram atingidos menores valores de DQO_t , o que aponta a eficiência da unidade de tratamento (filtro anaeróbio). No reator experimental, o valor máximo obtido foi da ordem de $15 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e se manteve na faixa de $5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ desde os 35 d. Enquanto isso, o efluente do reator controle atingiu valor máximo próximo de $40 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, só vindo a atingir valores inferiores a $10 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, após 49 d de experimento.

Nos estudos de Xu *et al.* (2002), a DQO_t do efluente do reator acidogênico variou entre $1\text{-}16 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, e o efluente do reator metanogênico, entre $0,5\text{-}2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Já nos estudos de Wang *et al.* (2003), o afluente ao reator metanogênico variou entre $1\text{-}17 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, e o efluente da mesma unidade variou entre $0,5\text{-}3,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Esses valores foram obtidos com um

reator *UASB* operado como reator metanogênico. Comparado aos valores obtidos nesta pesquisa com um filtro anaeróbio, observa-se o melhor desempenho do reator *UASB*.

Observou-se que o comportamento da DQO_{md} nos efluentes de todos os reatores foi semelhante ao encontrado no comportamento da DQO_t , indicando o melhor desempenho do sistema experimental. O percentual de substrato orgânico dissolvido, representado pela DQO_{md} , afluente ao reator metanogênico, manteve-se superior a 57 % durante boa parte do experimento no sistema controle, e a 47 %, no sistema experimental.

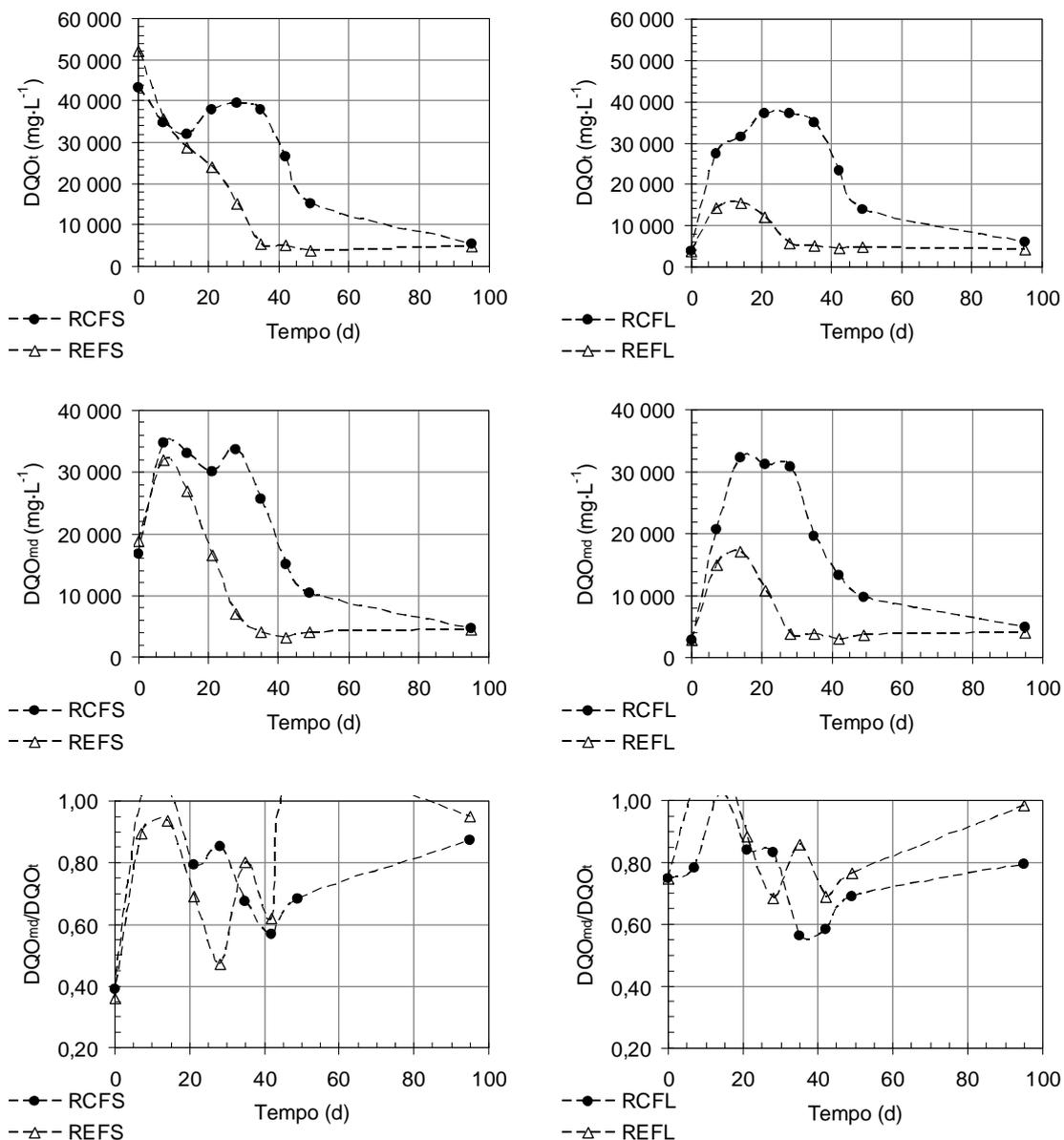


Figura 5.1. Variação de DQO_t , DQO_{md} e da relação DQO_{md}/DQO_t durante o experimento.

A taxa de carregamento (referente a DQO_t) aplicada no reator metanogênico experimental variou entre 1-11 $kg DQO_t \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ (fig. 5.2). Já no reator controle a variação foi menor, entre 1-7 $kg DQO_t \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$. Nos experimentos de Xu *et al.* (2002), as taxas aplicadas variaram entre 1,5-10 $kg DQO_t \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$. Wang *et al.* (2003) verificaram taxas próximas a essas e iguais às aplicadas no REFL, variando entre 1-11 $kg DQO_t \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$. Mais uma vez, diante dos dados obtidos por esta pesquisa, e dos registrados por Xu *et al.* (2002) e Wang *et al.* (2003), fica claro o melhor desempenho do reator *UASB* para tratamento do lixiviado de reatores acidogênicos tratando resíduos sólidos orgânicos.

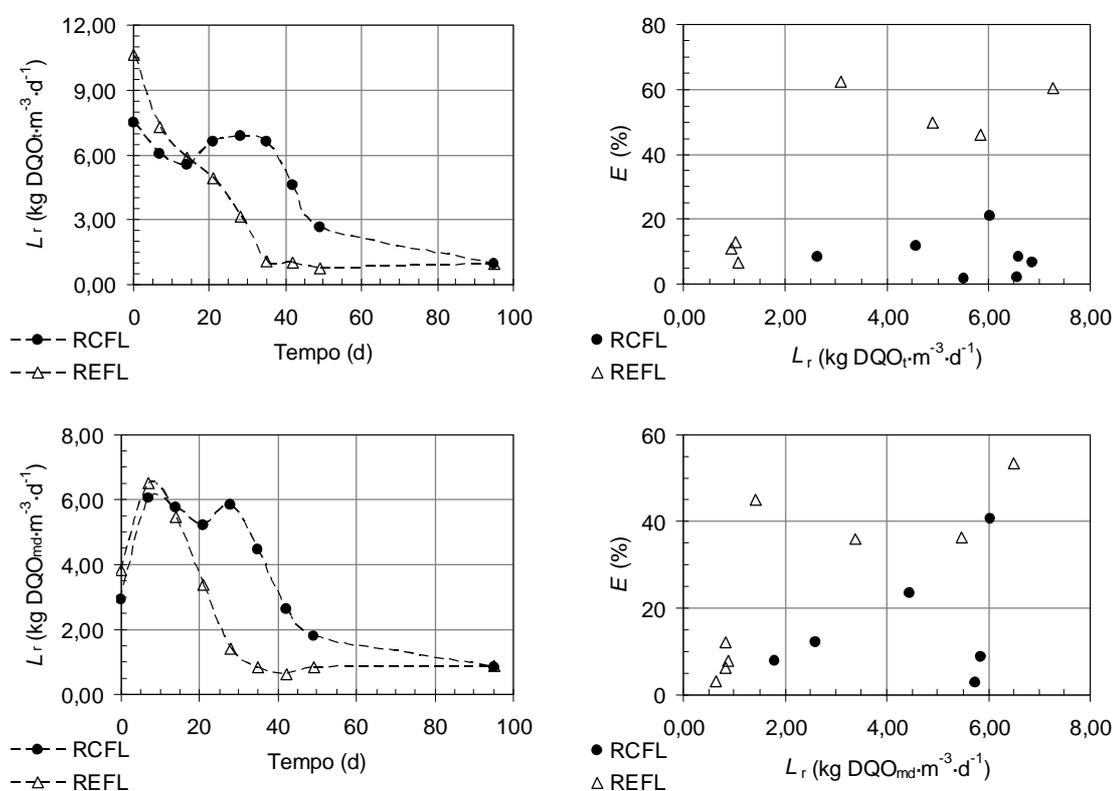


Figura 5.2. Variação da taxa de carregamento (DQO_t e DQO_{md}) durante o experimento e relação entre eficiência de remoção e taxa de carregamento.

5.2.1.2. Potencial hidrogeniônico

A tendência do pH nos dois reatores de fase sólida foi parecida (fig. 5.3). No entanto, o reator com lodo registrou aumento do pH mais cedo que o reator controle. O REFS atingiu valor superior a 7 com 21 d, já o RCFS só atingiu valores superiores a esse com 35 d.

Xu *et al.* (2002) registraram que o pH no reator acidogênico variou entre 4,5-7,5. Wang *et al.* (2003) verificaram uma variação entre 4-7.

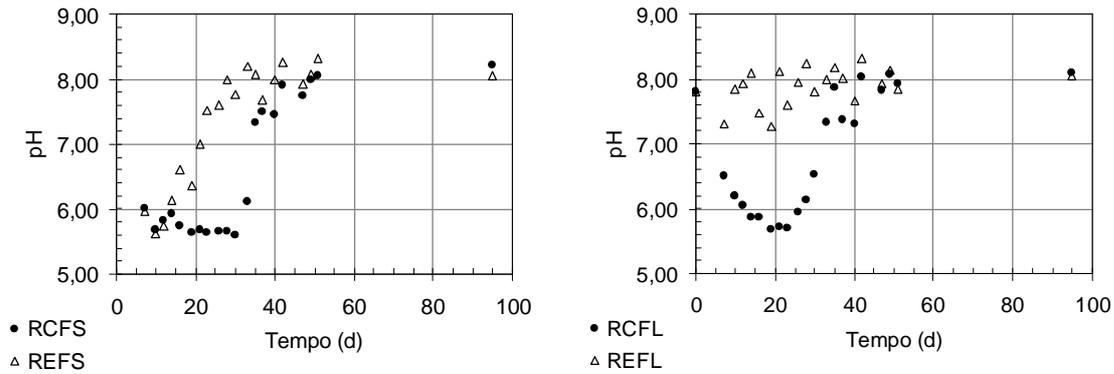


Figura 5.3. Variação do pH durante o experimento.

Os reatores de fase líquida apresentaram comportamentos diferentes. No controle, houve queda até pH = 5,7 aos 19 d, passando a subir atingindo pH = 8,0 somente aos 42 d. Já no experimental, o pH se manteve superior a 7,3 durante todo o experimento.

5.2.1.3. Ácidos voláteis

O comportamento de ácidos voláteis nos dois sistemas é parecido. Tanto na fase líquida quando na sólida, o sistema experimental apresentou período bem mais curto de alta concentração de ácidos voláteis que o sistema controle, indicando maior eficiência na conversão desses ácidos (fig. 5.4).

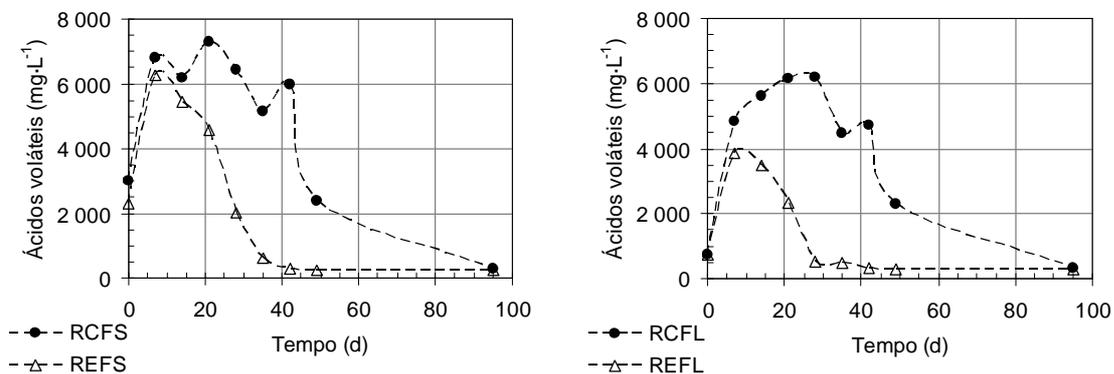


Figura 5.4. Variação de ácidos voláteis durante o experimento.

A tendência observada no sistema experimental é mais parecida com a observada por Xu *et al.* (2002). Já a tendência das duas fases do sistema controle assemelha-se à do reator acidogênico apresentado em Wang *et al.* (2003), alimentado em regime semi-contínuo.

É perceptível o acúmulo de ácido propiônico nas duas unidades do sistema controle (fig. 5.5). No mesmo período, o referido ácido foi transformado nas duas unidades do sistema experimental. Isso indica que o lodo pode ter influenciado positivamente a conversão do ácido propiônico. Além disso, as concentrações de ácido acético no sistema controle, com 50 d de experimento, são bem superiores às do sistema experimental. Isso demonstra a maior capacidade que o sistema experimental tem em converter o acetato em metano.

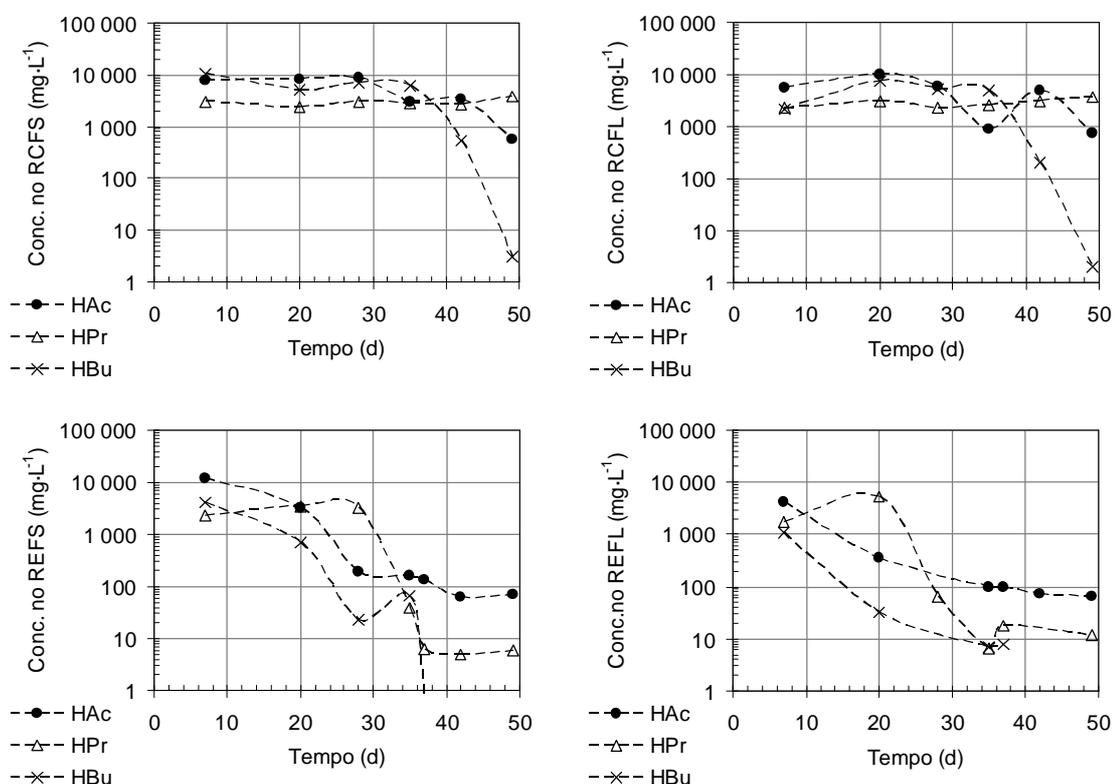


Figura 5.5. Variação de HAc, HPr e HBU durante o experimento.

O comportamento de AV observado por ten Brummeler (1999, p. 313) no sistema BIOCEL é bem parecido com o registrado nos reatores experimentais, tanto de fase sólida, quanto líquida. A diferença é que as concentrações finais do sistema BIOCEL (aos 21 d) só se equiparam com as do sistema experimental após 35 d. Esse maior tempo

com concentrações elevadas de AV, pode conduzir a remoções de patógenos ainda maiores que as observadas por ten Brummeler (1999).

5.2.1.4. Alcalinidade

Na digestão anaeróbia, alcalinidade (HCO_3^-) é produzida na fermentação, na acetogênese e na redução do sulfato, e é consumida na acetogênese, somente (tab. 3.1, p. 12). Ela é usada, também para tamponar o sistema, equilibrando o pH para as condições ideais de digestão.

O comportamento da alcalinidade total nos reatores dos dois sistemas foi bem parecido (fig. 5.6). No efluente da fase sólida, é perceptível um crescimento ao longo do experimento, ficando clara a acumulação gerada pela produção de alcalinidade nas etapas de fermentação e acetogênese, que ocorrem na fase sólida, preferencialmente. Já no efluente da fase líquida, observou-se uma queda até $5,2-5,4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ entre 7-14 d, com posterior recuperação a níveis superiores a $7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ após 21 d. Essa queda na alcalinidade corresponde justamente ao período de maior concentração de ácidos voláteis, sinalizando o uso da alcalinidade para manter a digestão anaeróbia.

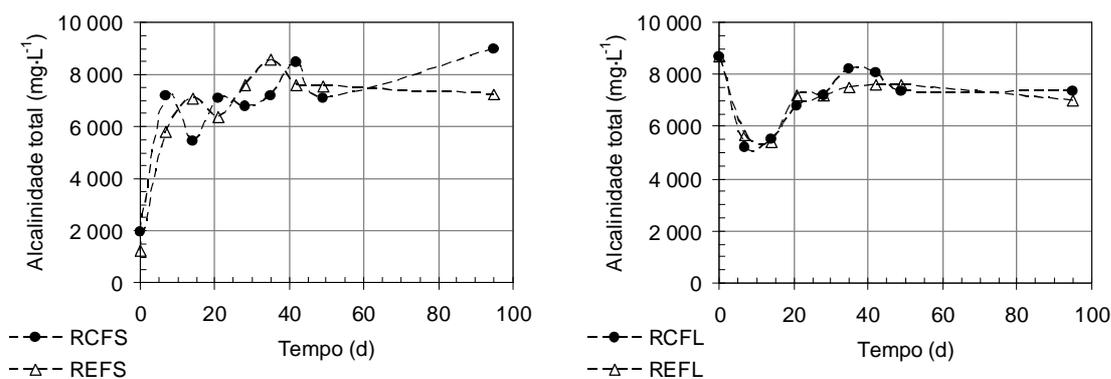


Figura 5.6. Variação da alcalinidade total durante o experimento.

5.2.1.5. Nitrogênio

O NH_4^+ é produzido na metanogênese por uma reação extremamente espontânea ($\Delta G^\circ = -666 \text{ kJ}$, tab. 3.1, p. 12). Foi observado que, apesar de alguns desbalanços, no geral, a fase líquida produziu NH_3 . No RCFL, a concentração se manteve sempre dentro da faixa considerada moderadamente inibitória à digestão anaeróbia (entre $1,5-3,0 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$,

de acordo com Parkin & Owen, 1986). Já no REFL, a concentração esteve abaixo de $1,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ durante algum tempo, porém muito próxima a este valor ($1,4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$). Dessa forma, se houve inibição à digestão anaeróbia por excesso de NH_3 na fase líquida dos sistemas, essa foi moderada.

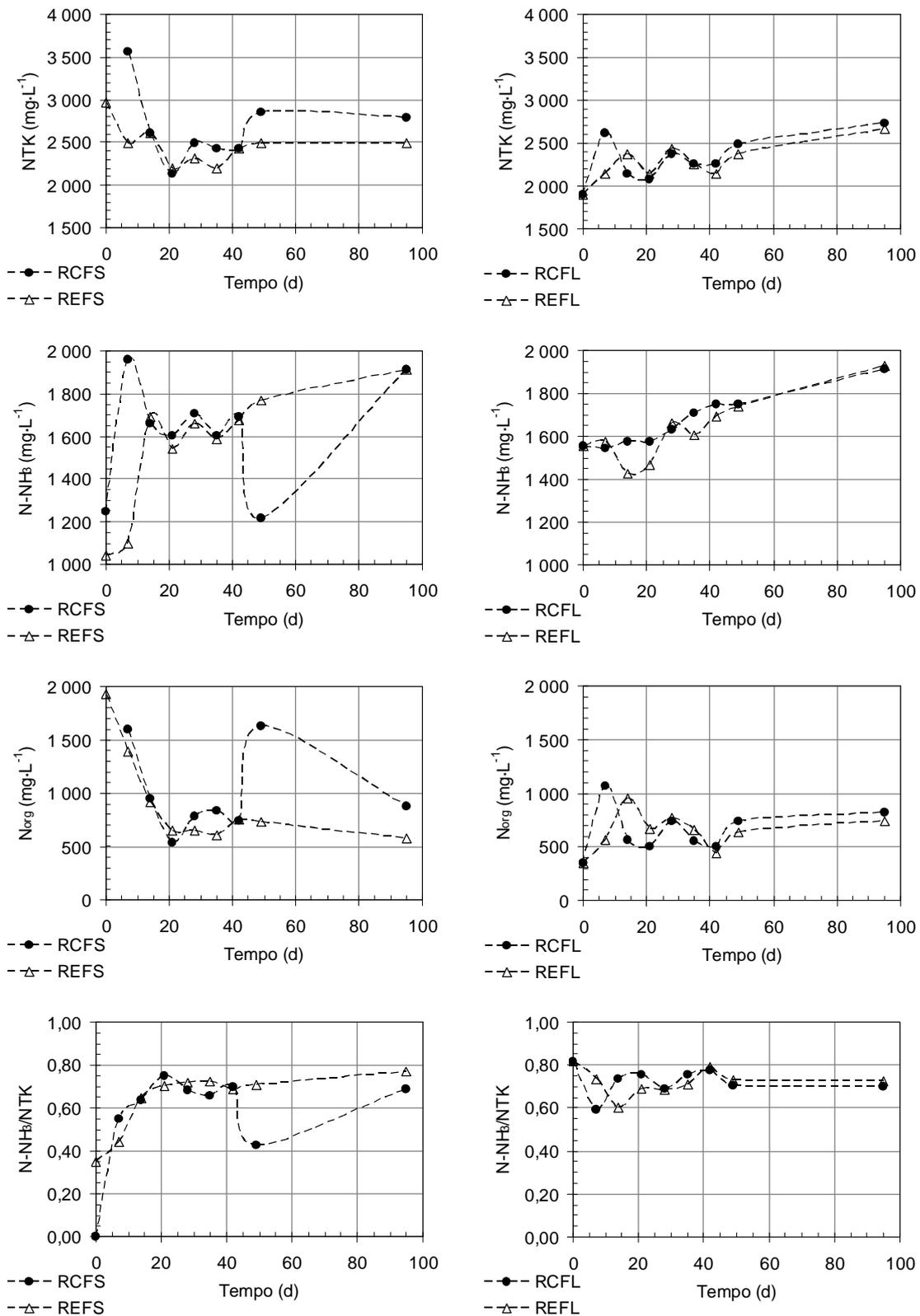


Figura 5.7. Variação de NTK, N-NH₃, N_{org} e da relação N-NH₃/NTK durante o experimento.

5.2.1.6. Fósforo

De acordo com Madigan *et al.* (2004), o fósforo é encontrado na natureza na forma de fosfato orgânico ou inorgânico, sendo necessário à célula primariamente para a síntese de ácidos nucleicos e fosfolipídios. Em sistemas biológicos, o fosfato inorgânico é conservativo, ou seja, ele se liga ao ADP para formar ATP e armazenar energia, e é liberado novamente, na forma de fosfato inorgânico quando a energia é usada, na quebra de ATP em ADP.

Observando-se o comportamento do PO_4^{3-} ao longo do experimento, nota-se que há um decaimento da presença dele nos efluentes dos reatores. Em parte, o PO_4^{3-} orgânico é consumido pela síntese celular, já o PO_4^{3-} inorgânico tenderá a ficar acumulado no sistema. Avaliou-se o lodo do fundo dos reatores de fase líquida, aos 95 d de experimento, e foram observadas concentrações de P-PO_4^{3-} superiores às dos efluentes (tab. 5.3). Assim, o comportamento de P-PO_4^{3-} na fig. 5.8 é explicado, em parte, pelo consumo de PO_4^{3-} orgânico e, em parte, pela precipitação do PO_4^{3-} inorgânico nos reatores de fase líquida.

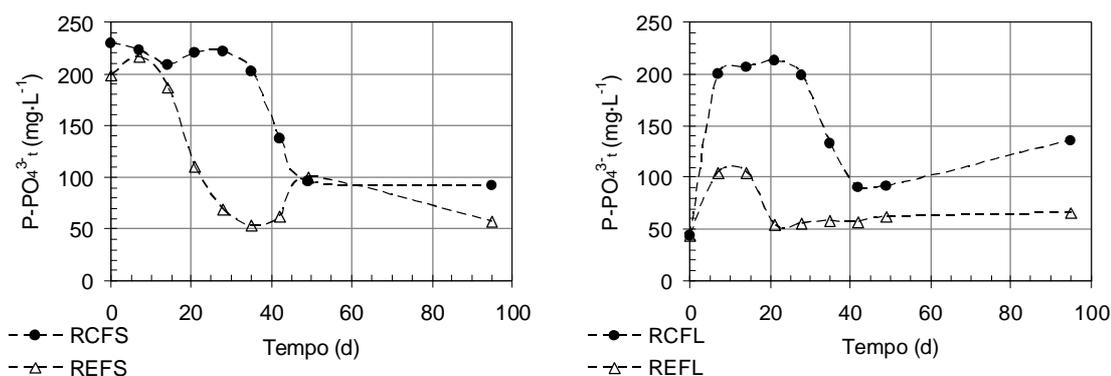


Figura 5.8. Variação de P-PO_4^{3-} durante o experimento.

Tabela 5.3. Concentrações de PO_4^{3-} e NH_4^+ no fundo dos reatores de fase líquida.

	RCFL	REFL
P-PO_4^{3-} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	357	147
N-NH_3 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	1 751	1 929
PO_4^{3-} ($\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}$)	1,15E-02	4,74E-03
NH_4^+ ($\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}$)	1,25E-01	1,38E-01
$\text{NH}_4^+/\text{PO}_4^{3-}$ ($\text{mol}\cdot\text{mol}^{-1}$)	11	29

Parsons & Doyle (2004) e Neethling & Benisch (2004) comentam que a formação de estruvita^a (fosfato de amônio magnésio) ocorre em sistemas biológicos de tratamento de águas residuárias quando as concentrações de Mg^{2+} , NH_4^+ e PO_4^{3-} atingem e excedem níveis de supersaturação. Comentam ainda que valores elevados de pH diminuem a solubilidade da estruvita no meio, facilitando a precipitação do mineral.

Dado que essas condições (elevado pH, PO_4^{3-} e NH_4^+) ocorreram nos sistemas de tratamento e que foram encontrados sólidos mineralizados no fundo dos reatores de fase líquida, uma explicação possível para a diminuição de PO_4^{3-} nos efluentes e os elevados valores no fundo dos reatores é a formação da estruvita nos sistemas operados.

Um indicativo disso são as correlações observadas nas figs. 5.27 a 5.31 (p. 98-100) entre o aumento de pH no efluente e a diminuição da concentração de $P-PO_4^{3-}$ no mesmo efluente, dando indícios da precipitação do material no fundo do reator.

Pela estequiometria da formação do mineral e pelas concentrações obtidas, concluiu-se que o PO_4^{3-} estava presente em concentração molar inferior à de NH_4^+ nos dois reatores (tab. 5.3). Dessa forma, o PO_4^{3-} era limitante e o NH_4^+ estava em excesso.

A taxa de carregamento (em termos de $N-NH_3$) aplicada no REFL foi maior que no RCFL durante quase todo o experimento (fig. 5.9). Já em termos de $P-PO_4^{3-}$, a taxa foi menor no REFL durante boa parte do experimento.

^a A estruvita foi identificada pelo mineralogista russo H. C. G. von Struve (1772-1851) e é formada pela reação reversível $Mg^{2+} + NH_4^+ + PO_4^{3-} + 6 H_2O \rightleftharpoons MgNH_4PO_4 (H_2O)_6$.

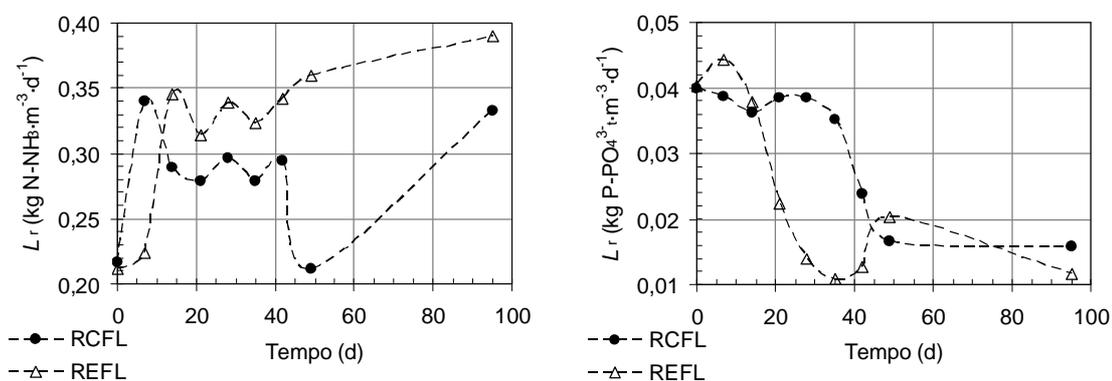


Figura 5.9. Variação da taxa de carregamento (N-NH_3 e P-PO_4^{3-}) durante o experimento.

5.2.1.7. Sólidos

O comportamento de ST e STV nos reatores dos dois sistemas foi semelhante (fig. 5.10). Observa-se que tanto em termos de ST, quanto de STV, apesar de alguns desequilíbrios, o reator metanogênico dos dois sistemas reteve sólidos. No entanto, avaliando as taxas de carregamento em termos de STV (fig. 5.12, p. 82), verifica-se que o sistema experimental foi mais eficiente na retenção.

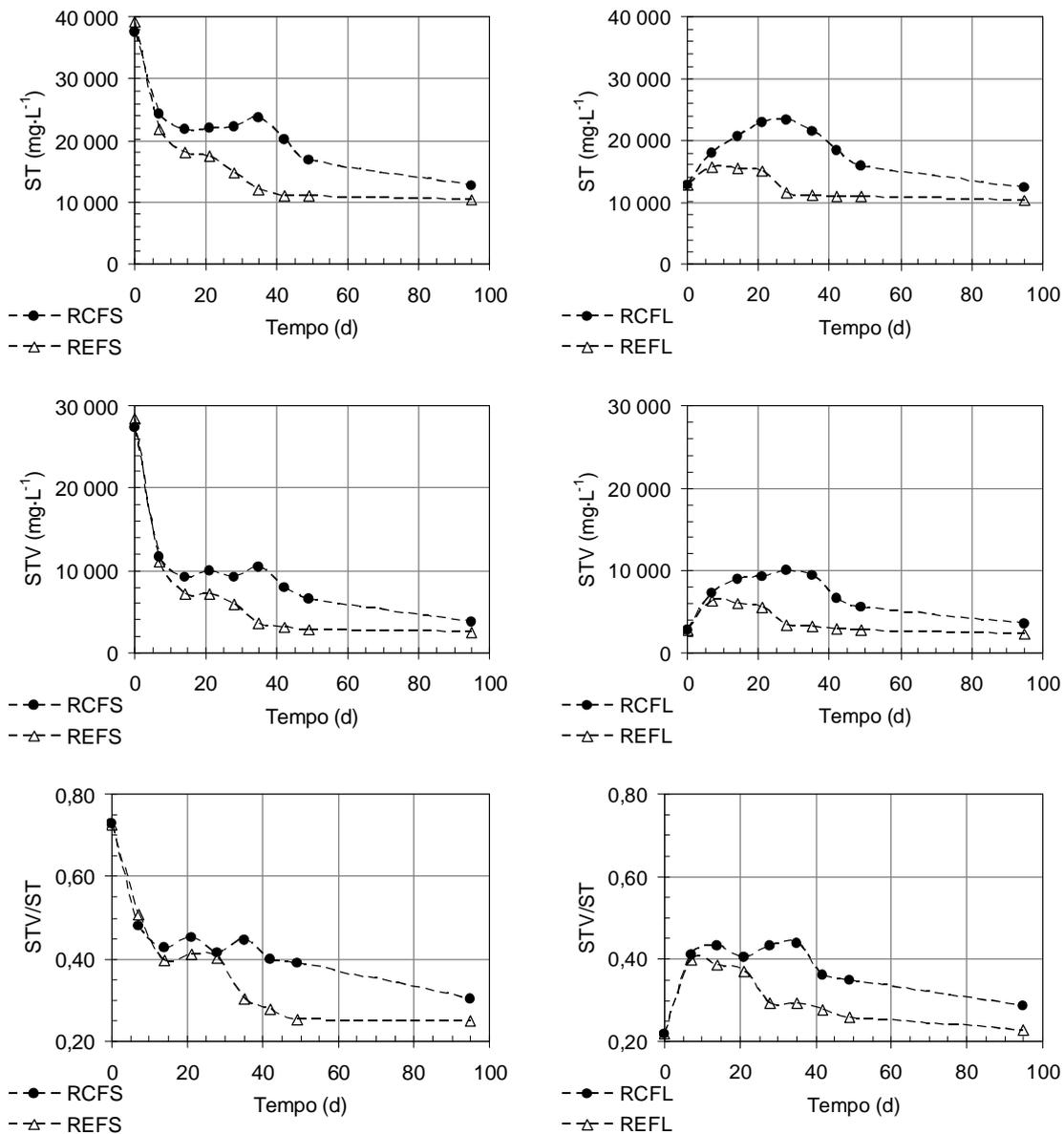


Figura 5.10. Variação de ST, STV e da relação STV/ST durante o experimento.

Quanto aos SST e SSV, o comportamento dos reatores de ambos os sistemas também foi parecido (fig. 5.11). No geral, o reator metanogênico dos dois sistemas reteve SST e SSV. Analisando pela taxa de carregamento aplicada em termos de SSV, nota-se que o sistema experimental foi mais eficiente na retenção de sólidos quando $L_r \geq 0,12 \text{ kg SSV}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (fig. 5.12, p. 82).

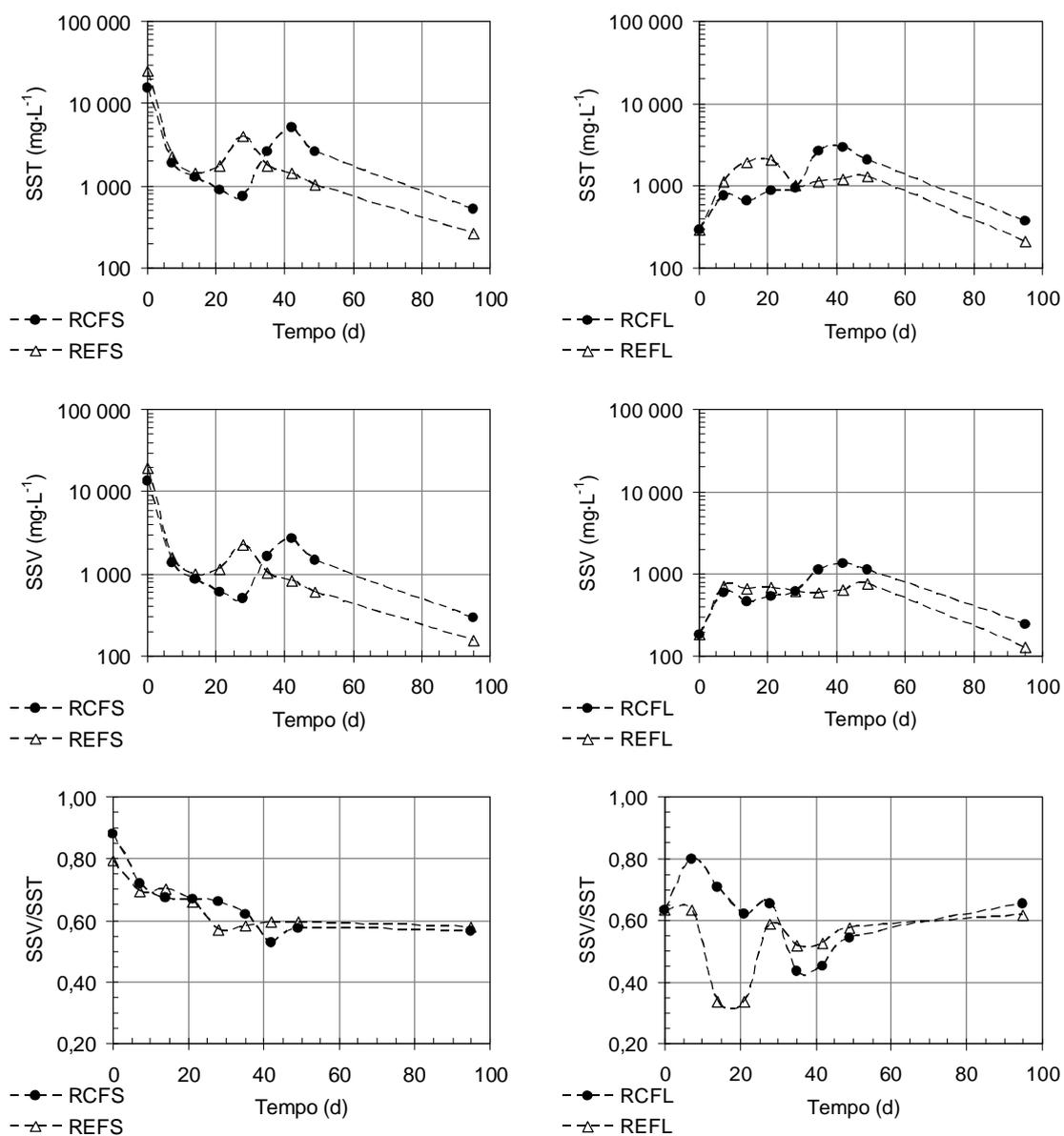


Figura 5.11. Variação de SST, SSV e da relação SSV/SST durante o experimento.

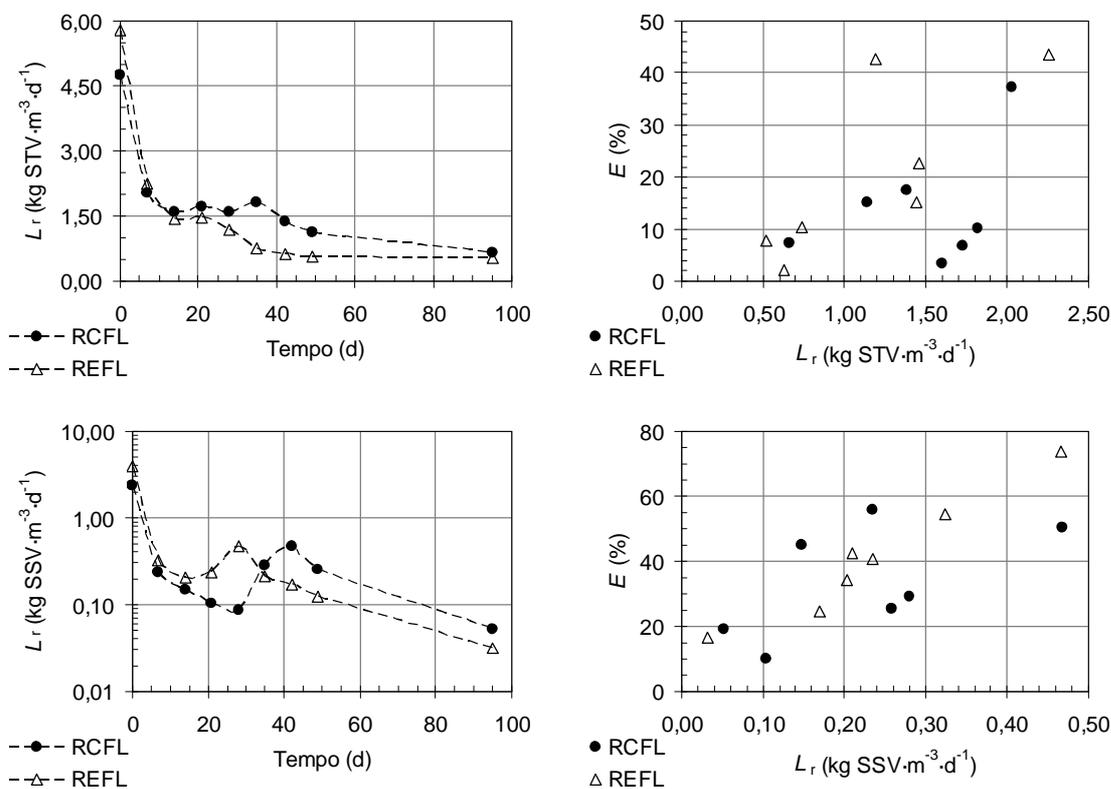


Figura 5.12. Variação da taxa de carregamento (STV e SSV) durante o experimento e relação entre eficiência de remoção e taxa de carregamento.

Observa-se que durante todo o experimento houve maior disponibilidade de SDV no sistema controle (fig. 5.13). No geral, os reatores metanogênicos dos dois sistemas consumiram SDV.

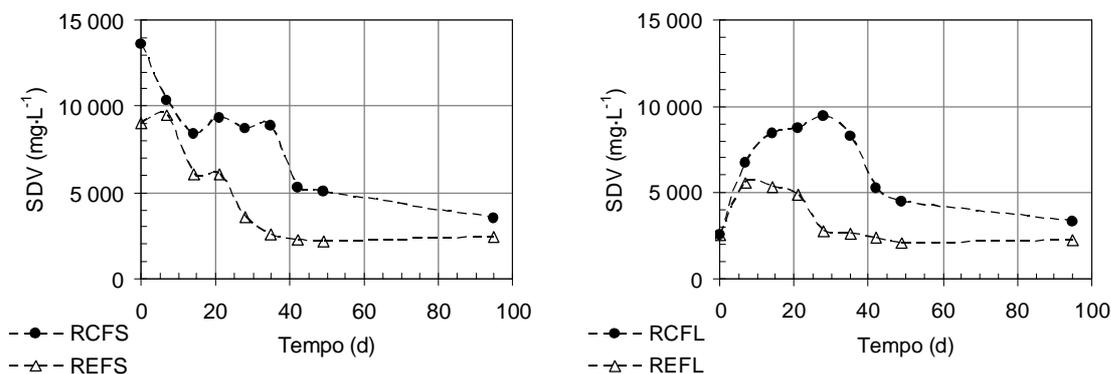


Figura 5.13. Variação de SDV durante o experimento.

5.2.1.8. Morfologias microbianas

A variação da frequência da presença das morfologias microbianas nos reatores de fase sólida e líquida é apresentada nas figs. 5.14 e 5.15.

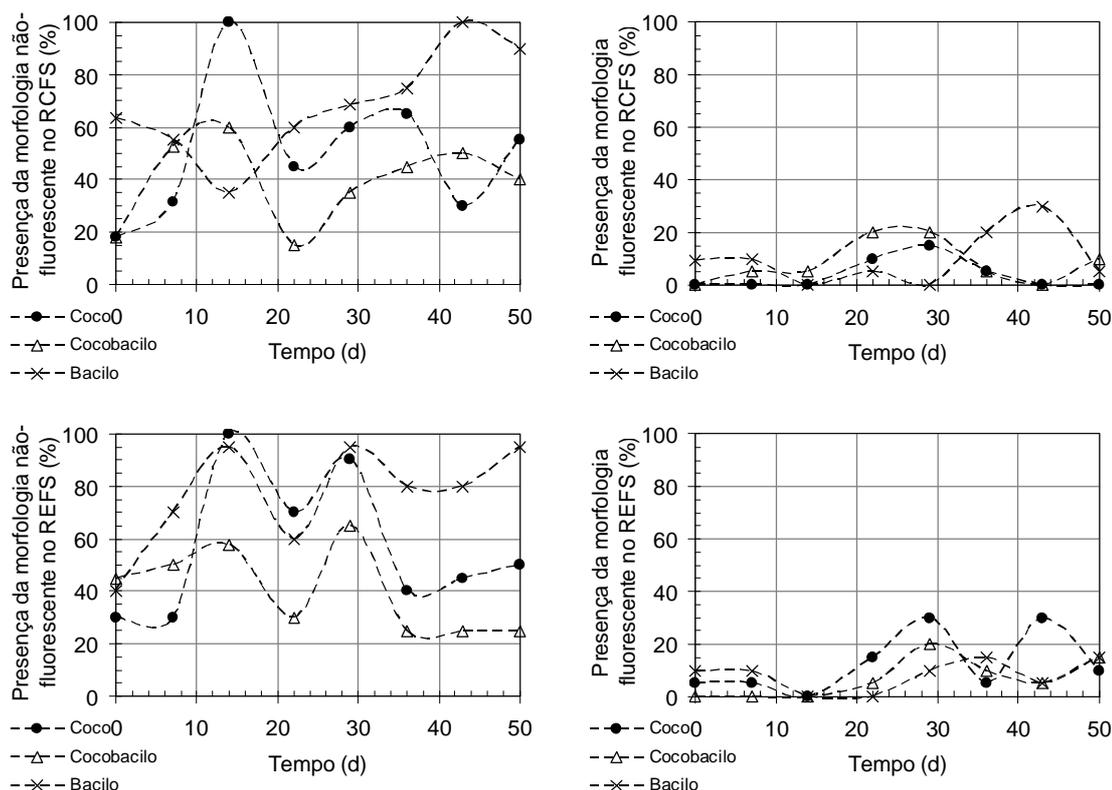


Figura 5.14. Variação das frequências de presença das morfologias nos reatores de fase sólida.

Analisando-se os dois conjuntos, é perceptível a maior velocidade de adaptação das bactérias hidrolíticas e acidogênicas (morfologias não-fluorescentes), presentes em abundância tanto nos reatores de fase sólida quanto nos de fase líquida. Nos reatores de fase líquida e no REFS, a frequência das 3 morfologias apresentou comportamento semelhante, indicando interação entre os microrganismos. O reator experimental, tanto de fase sólida quanto de fase líquida, obteve maiores valores de frequência de morfologias fluorescentes, e de forma mais antecipada do que o reator controle. Além disso, apresentou médias maiores de frequências de morfologias ao longo do experimento. Conforme constatação de Bouallagui *et al.* (2004b), ocorre a presença de arqueas nos reatores acidogênicos em quantidades inferiores à dos reatores metanogênicos. No entanto, essa

quantidade não é tão baixa quanto comenta o referido pesquisador, uma vez que seu comentário se baseou em um sistema cuja fase acidogênica produziu pouco a nenhum metano, ao contrário do que ocorreu neste experimento.

Ainda comentando sobre as afirmativas de Bouallagui *et al.* (2004b), é coerente a que a adaptação das arqueas é mais lenta que das bactérias, sendo a primeira de pelo menos 16 d, e a segunda, inferior a 7 d. Tome-se como exemplo o caso do bacilo fluorescente nos reatores de fase líquida (fig. 5.15), cuja frequência sofreu queda por volta de 7 d e só foi se recuperar após 21 d.

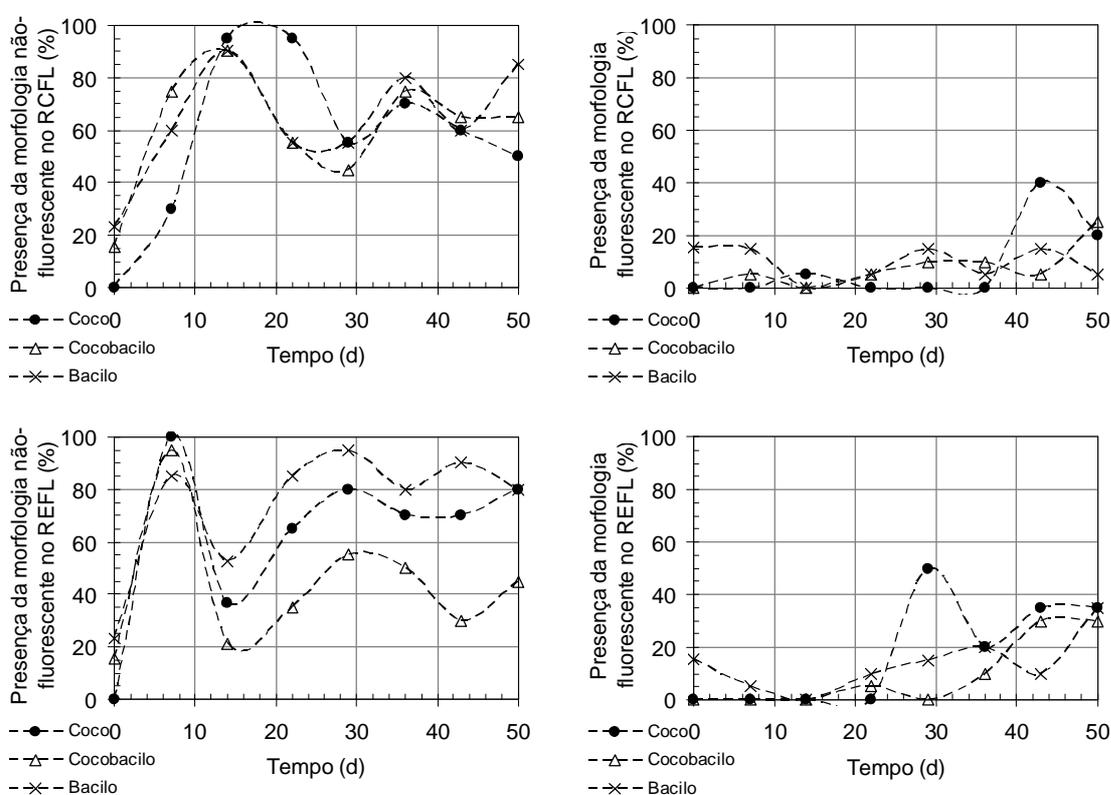


Figura 5.15. Variação das frequências de presença das morfologias nos reatores de fase líquida.

É perceptível a participação ativa das seguintes morfologias na conversão do acetato e do CO_2 em metano, no REFL: bacilo fluorescente entre os dias 14 e 36, coco fluorescente entre os dias 21 e 50, e cocobacilo fluorescente entre os dias 29 e 50. Entre o período dos dias 14 e 50, a concentração do acetato sofreu diminuição da ordem de $1\ 000\ \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para $60\ \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, e a composição percentual de CO_2 se manteve sempre inferior a

30 %. O período entre os dias 14 e 26, coincide com o período de maior composição percentual de metano no REFL (fig. 5.16). Isso demonstra a diversidade de substratos utilizados pelos microrganismos e a grande interação entre eles no REFL.

Pode-se conjecturar a presença de alguns microrganismos (ou semelhantes) descritos por Vogels *et al.* (1988), com base na morfologia, substrato consumido, composto essencial para crescimento e temperatura ótima: *Methanobrevibacter ruminantium* (cocobacilo, H_2/CO_2 , acetato e 37-39 °C), *Methanobrevibacter smithii* (cocobacilo, H_2/CO_2 , acetato, 37-39 °C), *Methanococcus voltae* (coco, H_2/CO_2 , acetato, 35-40 °C), *Methanogenium bourgense* (coco, H_2/CO_2 , acetato, 37 °C), *Methanogenium olentangyi* (coco, H_2/CO_2 , acetato, 37 °C) e *Methanogenium tatii* (coco, H_2/CO_2 , acetato, 37-40 °C).

5.2.2. Amostra gasosa

O monitoramento das amostras gasosas abrangeu a determinação dos percentuais (em volume) dos gases CH_4 , CO_2 e N_2 , obtidos por cromatografia gasosa. A composição percentual dos gases nos reatores é apresentada na fig. 5.16.

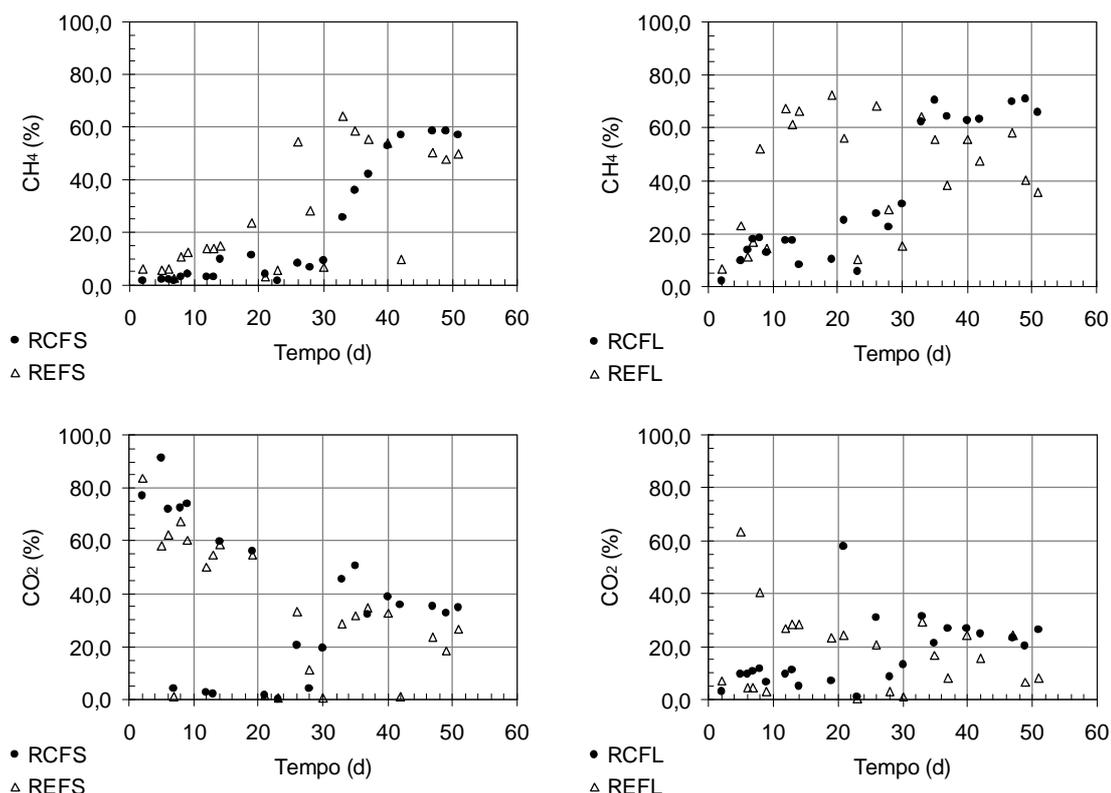


Figura 5.16. Variação da composição percentual de CH_4 e CO_2 durante o experimento.

É perceptível que nos reatores controle, a composição percentual de CH_4 foi mais estável ao longo do experimento. No RCFS, a quantidade de CH_4 aumentou de 9 %, com 30 d para 53 % em 40 d, mantendo-se nesse patamar. No RCFL, o percentual de CH_4 oscilou entre 62 e 71 % entre 33 e 51 d. Já no sistema experimental, não foi observada tanta regularidade. Apesar da instabilidade, no sistema controle foram obtidos os maiores percentuais de CH_4 e em tempos mais curtos. No REFS, com 26 d o percentual de CH_4 já tinha atingido valor superior a 53 %, sendo que o valor máximo de 64 % foi atingido com 33 d. No REFL, foram alcançados valores ainda maiores que os obtidos no REFS. Com 8 d, o percentual de CH_4 já era da ordem de 52 %, atingindo o valor máximo de 68 % com 26 d.

Nos dois sistemas, o percentual de CH_4 foi maior na fase líquida do que na fase sólida, o que indica melhores condições para a metanogênese no reator de fase líquida, conforme idealizado. Apesar disso, os percentuais de CH_4 na fase sólida/acidogênica ainda são muito elevados, o que indica uma separação pouco eficiente das etapas acidogênica e metanogênica nos dois estágios, divergindo dos experimentos de Xu *et al.* (2002) e Wang *et al.* (2003). Nesses dois estudos foi registrada produção muito baixa de CH_4 na fase sólida/acidogênica, havendo, portanto uma separação eficiente das etapas acidogênica e metanogênica. Isso é um indicativo que o reator *UASB*, empregado nesses estudos, tem melhor desempenho para manter a biomassa metanogênica na fase líquida, do que o filtro anaeróbio. Os maiores valores de CH_4 encontrados no REFL podem ser explicados pela melhor eficiência na retenção de SSV por este reator (fig. 5.12), quando comparado com o RCFL, atuando de forma mais eficiente na retenção da biomassa metanogênica.

Já com o percentual de CO_2 , foi observado um comportamento de decréscimo com o tempo, na fase sólida dos dois sistemas (controle e experimental). Já na fase líquida o comportamento foi mais irregular, porém quase sempre mantendo valores abaixo de 30 %.

5.2.3. Amostra sólida

O monitoramento da conversão da fase sólida só foi feito em dois momentos: no início da operação e ao término da mesma, aos 95 d (fig. 5.17). Verificou-se a variação de DQO_{ms} , ST e STV (tab. 5.4 e fig. 5.18), além de C, H, N e S (tab. 5.5 e fig. 5.19).

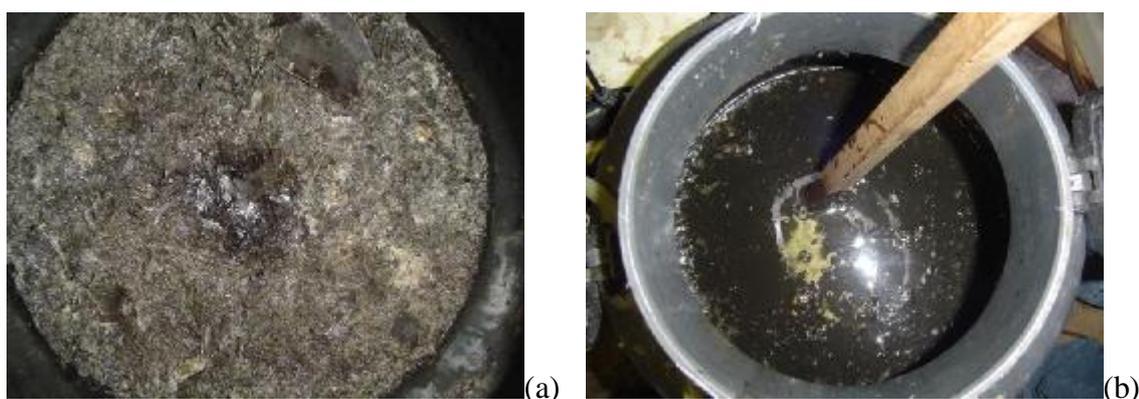


Figura 5.17. Aspecto do resíduo digerido após 95 d. (a) Flutuação da camada de folhas. (b) Aspecto do meio de reação após agitação.

A ausência de um dispositivo para efetuar amostragem do resíduo sólido é que motivou dados tão esparsos. Recentemente, Ağdağ & Sponza (2005) efetuaram amostragens de resíduos sólidos em reatores utilizando pinças através de orifícios abertos rapidamente. Ağdağ (2005) informou que a contaminação por oxigênio atmosférico foi baixa e que essa operação não afetou o funcionamento dos reatores. Essa amostragem foi feita duas vezes por mês, enquanto o biogás era medido diariamente, à exceção dos dias de amostragem de sólidos.

Tabela 5.4. Eficiência de conversão de DQO_{ms} , ST e STV na matéria sólida.

Tempo (d)	DQO_{ms}		ST (%)		STV (%)	
	[g $O_2 \cdot (kg ST)^{-1}$]		RCFS	REFS	RCFS	REFS
	RCFS	REFS				
0	330	344	13	13	11	11
95	180	224	6,7	6,1	4,4	3,8
E (%)	46	35	48	53	59	65
L_r ($kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	0,45	0,47	1,4	1,4	1,1	1,1

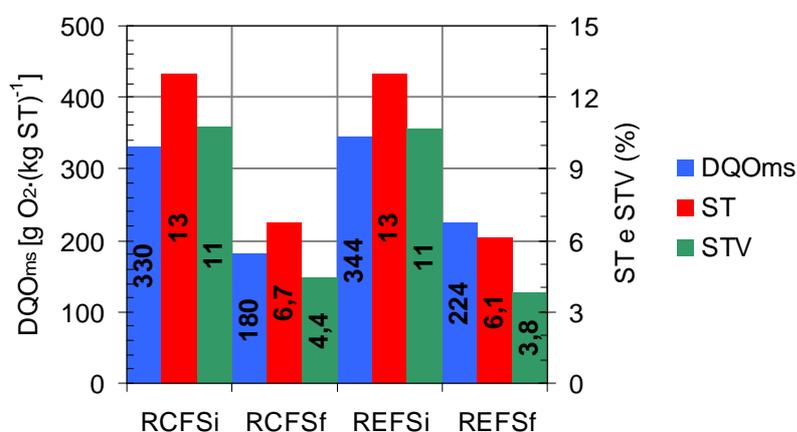


Figura 5.18. Variação de DQO_{ms}, ST e STV no resíduo sólido, entre o início e o fim do experimento.

Nota-se que os sistemas operaram com taxas de carregamento iguais ($\sim 0,46 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $1,1 \text{ kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) e que o sistema com lodo desenvolveu maior eficiência na conversão de ST e STV. Já o sistema controle teve eficiência de remoção de DQO_{ms} 11 % superior ao sistema com lodo. As taxas de carregamento são relativamente baixas pelo elevado tempo de reação no sistema (95 d). Caso o tempo de reação seja diminuído pela metade ($\sim 50 \text{ d}$), a taxa de carregamento duplicará ($\sim 1,0 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $2,2 \text{ kg STV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), alcançando valores mais próximos dos utilizados nos experimentos descritos na tab. 3.3 (p. 23).

Não se pode dizer, para este caso, que diminuindo o tempo de reação pela metade (duplicando a taxa de carregamento) a eficiência continuará a mesma de 95 d de reação. Somente com amostragens periódicas do resíduo sólido será possível escolher um tempo de reação adequado para as eficiências de remoção.

Tabela 5.5. Eficiência de conversão de C, H, N e S na matéria sólida.

Tempo (d)	C (%)		H (%)		N (%)		S (%)	
	RCFS	REFS	RCFS	REFS	RCFS	REFS	RCFS	REFS
0	43,8	42,0	6,20	6,31	3,69	2,00	0,000	0,984
95	28,1	33,2	2,57	4,54	1,97	3,05	1,36	1,34
<i>E</i> (%)	36	21	59	28	46	-52	-	-36

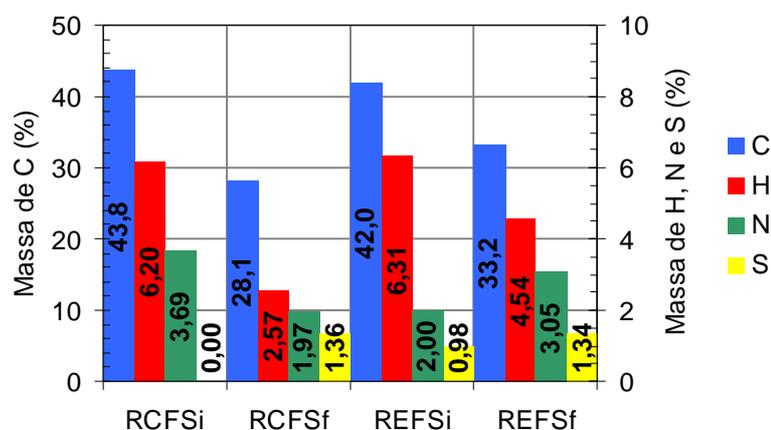


Figura 5.19. Variação de C, H, N e S no resíduo sólido, entre o início e o fim do experimento.

Verifica-se que a relação C:N no substrato do reator controle variou de 12 para 14, entre o início e o fim do experimento, sendo bastante estável. Já no reator com lodo, variou de 21 para 11. Além disso, o reator controle foi mais eficiente na conversão de C, H e N. Os valores estão coerentes com os obtidos por Picanço (2004) para recirculação diária de 20 % do volume inicial de inóculo.

Há de se comentar que o processo para obtenção da amostra para análise elementar pode incorrer em erros muito grosseiros, uma vez que os reatores tinham da ordem de 10 kg de resíduo sólido e a amostra que foi usada tinha massa de 2 mg, representando 0,000 02 % do total. Dada a heterogeneidade das partículas que compõem o resíduo, a obtenção de amostras sólidas fica prejudicada, pois, por mais que se agite o reator, oferecendo boa condição de mistura, e sendo rápido para coletá-las, nesse curto espaço de tempo, muitas partículas já sedimentaram.

5.2.4. Microrganismos no meio suporte da fase líquida

Ao término da operação dos reatores, com 95 d, os de fase líquida foram abertos, para que se extraíssem amostras do meio suporte (fig. 5.20). De cada reator foram extraídas amostras de dois locais: da parte mais baixa e mais alta da zona de leito fixo. O meio suporte foi observado por microscopia eletrônica de varredura para registrar a adesão e ocupação por microrganismos. A ocupação pelos microrganismos no RCFL é ilustrada pela fig. 5.21, e no REFL, pela fig. 5.22.

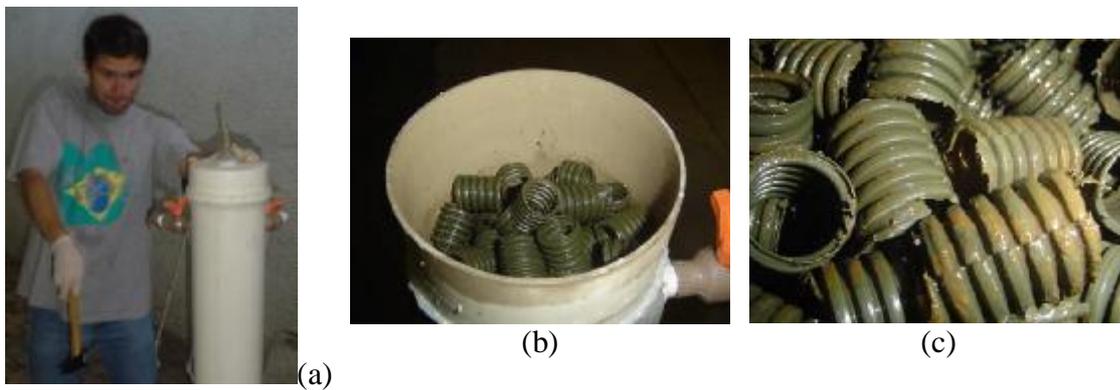


Figura 5.20. (a) Abertura dos reatores de fase líquida. (b) Aspecto do meio suporte do reator de fase líquida. (c) Ampliação do aspecto do meio suporte.

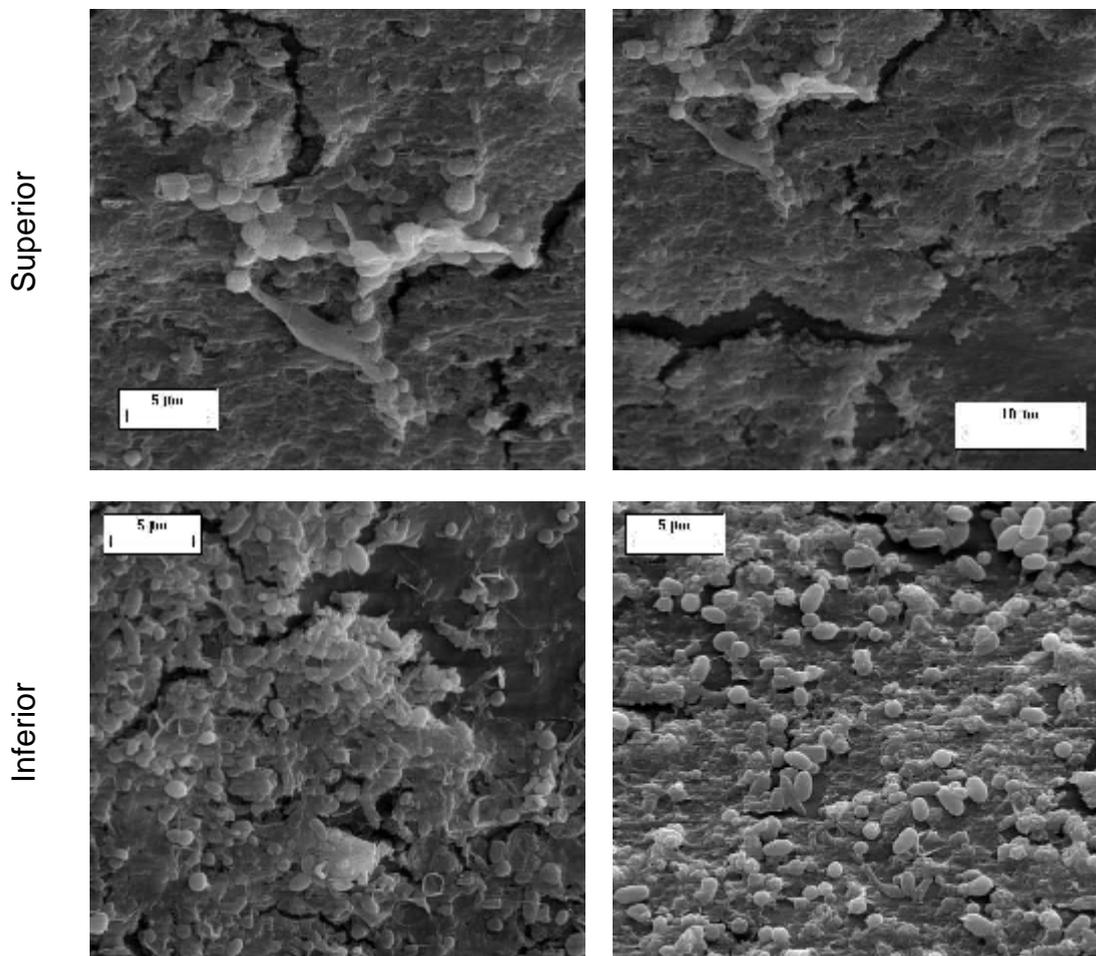


Figura 5.21. Aspecto da adesão e ocupação do meio suporte por microrganismos no RCFL.

Da observação das figs. 5.21 e 5.22, percebe-se que aos 95 d de experimento o meio suporte do RCFL apresentou maior densidade de ocupação por microrganismos do que

o REFL, nas duas alturas investigadas. Isso demonstra o potencial que o RCFL ainda tinha para converter matéria orgânica aos 95 d, provavelmente devido à maior disponibilidade de substrato facilmente assimilável (DQO_{md} e SDV), quando comparado ao REFL.

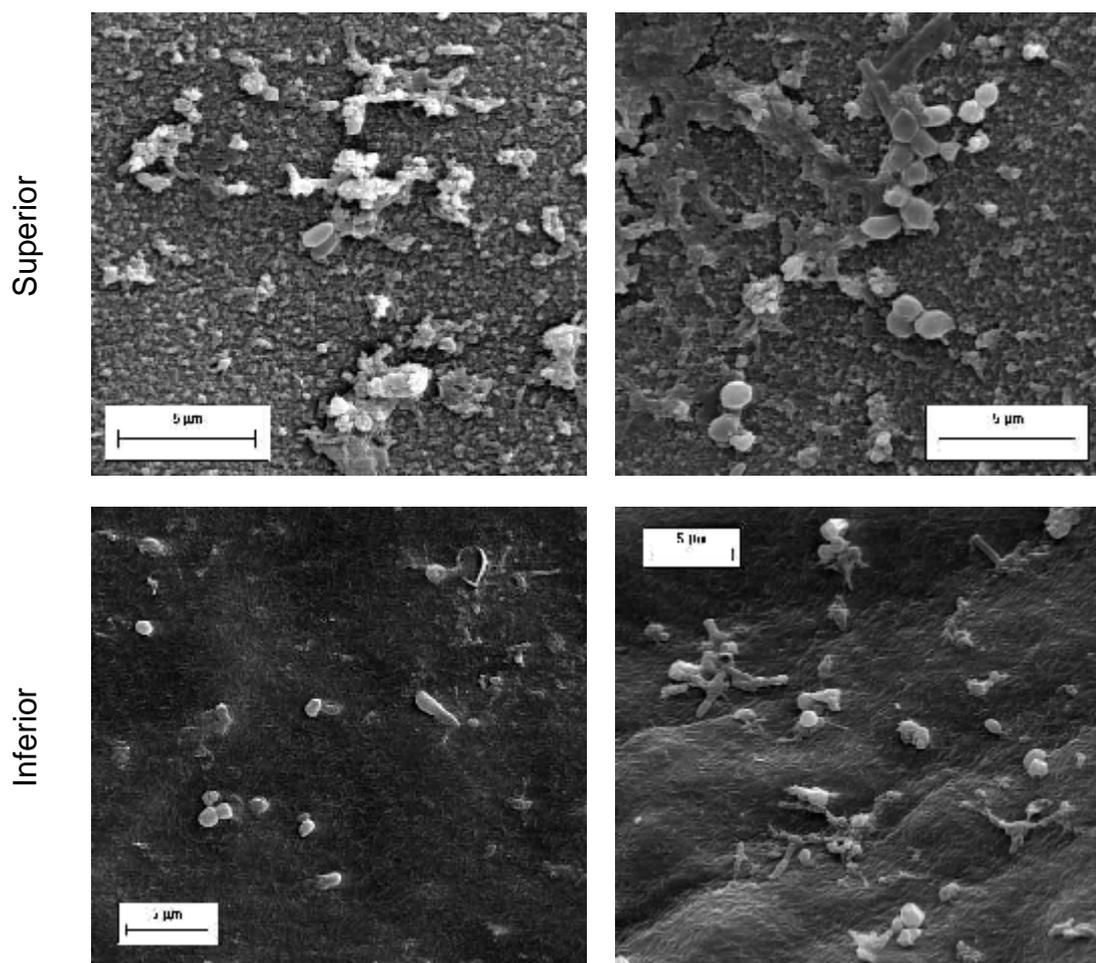


Figura 5.22. Aspecto da adesão e ocupação do meio suporte por microrganismos no REFL.

5.3. ESTUDO CINÉTICO

O modelo cinético de reações em série, apresentado no item 3.3.2.1 (p. 17), foi aplicado aos dados monitorados de DQO_t e DQO_{md} . As representações gráficas, bem como os coeficientes obtidos por regressão são apresentadas nas figs. 5.23 e 5.24.

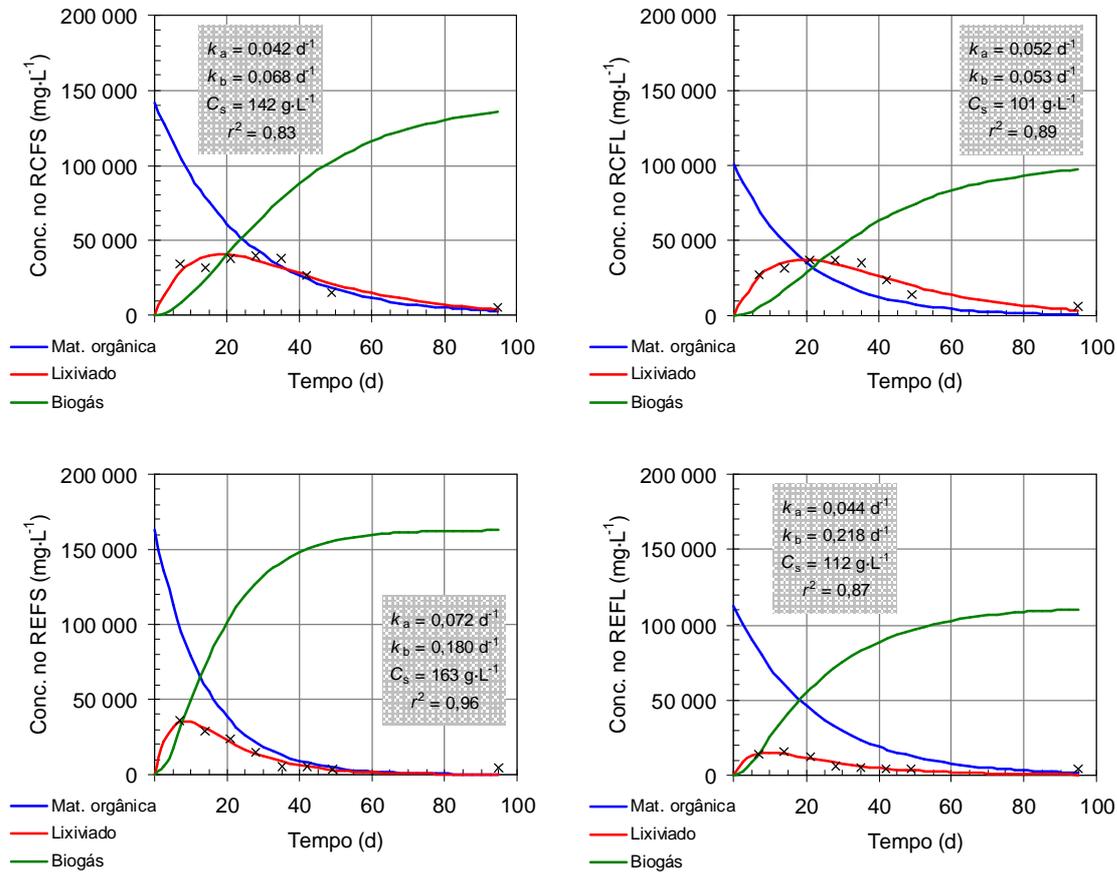


Figura 5.23. Aplicação de modelo cinético aos dados de DQO_t .

Pela aplicação do modelo, observou-se que a maior produção de biogás ocorre nos reatores de fase sólida, o que não é o ideal, uma vez que o objetivo é fazer a gaseificação ocorrer de forma otimizada na fase líquida, o que só ocorreu com o RCFL, aplicando-se dados de DQO_{md} .

Nota-se que para a grande maioria das regressões, os coeficientes k_a e k_b foram maiores nos reatores experimentais do que nos reatores controle. Além disso, em todos os reatores experimentais, a taxa máxima de produção de biogás (cruzamento da curva da matéria orgânica com o biogás, ou concentração máxima de lixiviado) ocorre mais cedo nos reatores experimentais. Isso indica a vantagem de adicionar lodo ao inóculo nesse tipo de reator estudado, tratando o substrato em questão.

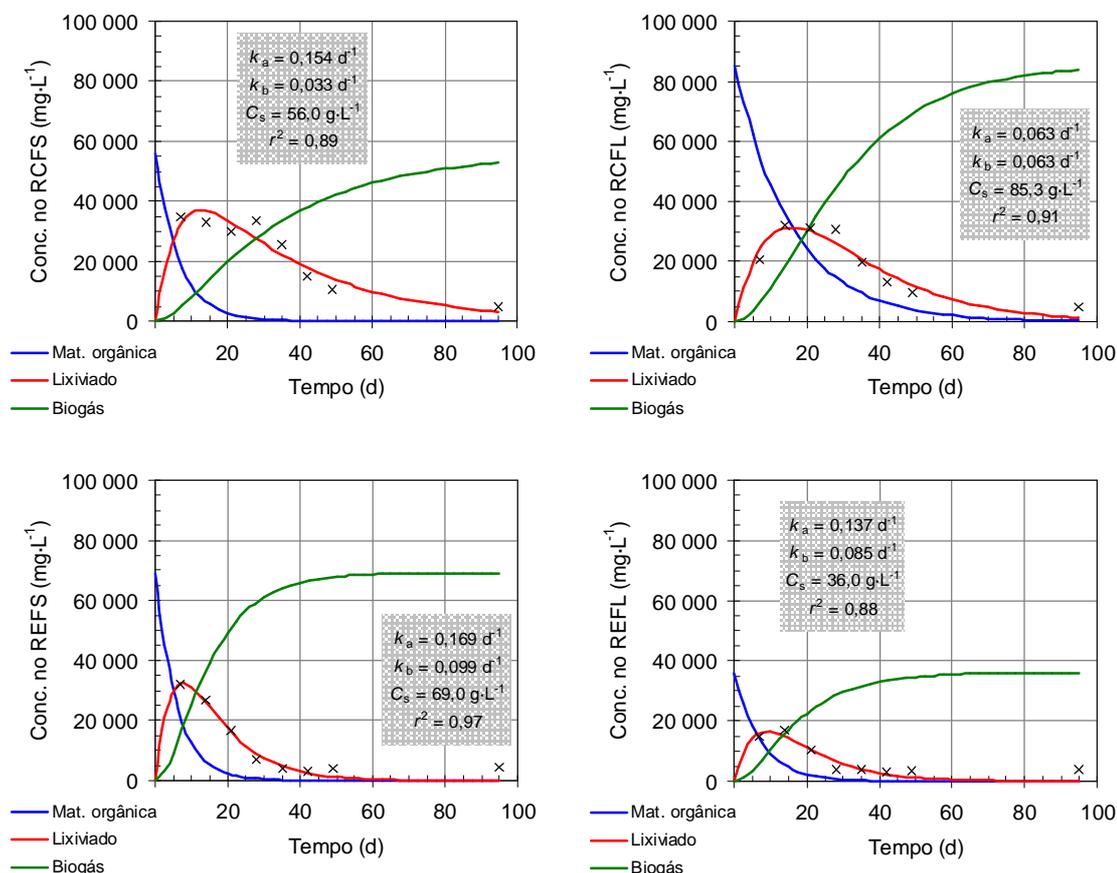


Figura 5.24. Aplicação de modelo cinético aos dados de DQO_{md} .

Todos os coeficientes de correlação obtidos foram altos, sendo superiores a 0,83. Vale ressaltar que a pouca quantidade de dados favorece coeficientes de correlação altos, mesmo que os modelos não sejam os mais adequados.

De forma geral, a produção de biogás foi maior com a aplicação dos dados de DQO_t , o que é coerente devido à maior concentração de matéria orgânica. No entanto, a aplicação dos valores de DQO_{md} , por representar a matéria orgânica mais facilmente assimilável pelos microrganismos, faz maior sentido. Além disso, o produto intermediário no modelo é lixiviado, gerado pela hidrólise. Assim, a melhor forma de representar a matéria orgânica hidrolisada (lixiviado, nesse caso) é com a DQO_{md} .

Analisando-se os coeficientes cinéticos obtidos com o uso dos valores de DQO_t , nota-se que a etapa limitante é a hidrólise. Já quando são aplicados os dados de DQO_{md} , a etapa limitante passa a ser a gaseificação.

Pinto (2000) e Picanço (2004) aplicaram este mesmo modelo para os sistemas investigados por eles, tratando o mesmo substrato desta pesquisa. Ambos utilizaram dados de DQO_t nas regressões. Pinto (2000) obteve valores de k_a entre 0,007-0,008 d^{-1} e de k_b entre 0,244-0,286 d^{-1} ($k_b/k_a = 31-42$). Já Picanço (2004) registrou valores de k_a entre 0,031-0,037 d^{-1} e de k_b entre 0,037-0,146 d^{-1} ($k_b/k_a = 1-5$). Nesta pesquisa foram obtidos valores de k_a entre 0,042-0,072 d^{-1} e de k_b entre 0,053-0,218 d^{-1} ($k_b/k_a = 1-5$). Assim, nota-se, no decorrer do desenvolvimento da linha de pesquisa da EESC-USP, uma aproximação entre os coeficientes k_a e k_b , em um mesmo experimento, representada pela diminuição da relação k_b/k_a desde o trabalho de Pinto (2000) até o presente. Essa aproximação é indicativa de um processo mais controlado, cuja etapa hidrolítica não é mais tão lenta quando comparada à gaseificação.

Uma outra abordagem cinética, mais elaborada, apresentada no item 3.3.2.2 (p. 18), foi proposta para analisar os dados monitorados. Nessa abordagem, considera-se a média da DQO nos reatores ponderada pelo volume de água (V_w) em cada reator como representativa da unidade de tratamento, tal como apresentado na eq. (5.1). Os V_w de cada reator são apresentados a seguir: $V_{w,RCFS} = 14,6 + (10 \cdot 0,87) = 23,3$ L, $V_{w,RCFL} = V_{w,REFL} = 16,69 + 4,41 = 21,1$ L e $V_{w,REFS} = 8,55 + 8,55 + (10 \cdot 0,87) = 25,8$ L.

$$DQO_{RC} = \frac{DQO_{RCFS} \cdot V_{w,RCFS} + DQO_{RCFL} \cdot V_{w,RCFL}}{V_{w,RCFS} + V_{w,RCFL}} \quad (5.1)$$

A resolução do conjunto de equações diferenciais foi feito com o método Runge-Kutta de 4ª ordem, minimizando-se a soma do quadrado dos resíduos (SQR) do componente B (lixiviado), ou seja, buscando minimizar a diferença das concentrações de B simuladas e obtidas experimentalmente. As formulações matemáticas do método numérico são apresentadas nas eqs. (5.2), (5.3) e (5.4).

A aplicação do modelo cinético é ilustrada nas figs. 5.25 e 5.26, e os parâmetros obtidos pelas regressões são apresentados na tab. 5.6.

$$\left\{ \begin{array}{l}
 A_{i+1} = A_i + \frac{k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4}{6} \\
 k_1 = \left[-r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} - r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \right] \Delta t \\
 k_2 = \left[-r_{\text{máx},1} \frac{\left(A + \frac{k_1}{2} \right)}{K_1 + \left(A + \frac{k_1}{2} \right)} - r_{\text{máx},3} \frac{\left(A + \frac{k_1}{2} \right)}{K_3 + \left(A + \frac{k_1}{2} \right)} \right] \Delta t \\
 k_3 = \left[-r_{\text{máx},1} \frac{\left(A + \frac{k_2}{2} \right)}{K_1 + \left(A + \frac{k_2}{2} \right)} - r_{\text{máx},3} \frac{\left(A + \frac{k_2}{2} \right)}{K_3 + \left(A + \frac{k_2}{2} \right)} \right] \Delta t \\
 k_4 = \left[-r_{\text{máx},1} \frac{(A + k_3)}{K_1 + (A + k_3)} - r_{\text{máx},3} \frac{(A + k_3)}{K_3 + (A + k_3)} \right] \Delta t
 \end{array} \right. \quad (5.2)$$

$$\left\{ \begin{array}{l}
 B_{i+1} = B_i + \frac{k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4}{6} \\
 k_1 = \left[r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} - r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} \right] \Delta t \\
 k_2 = \left[r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} - r_{\text{máx},2} \frac{\left(B + \frac{k_1}{2} \right)}{K_2 + \left(B + \frac{k_1}{2} \right)} \right] \Delta t \\
 k_3 = \left[r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} - r_{\text{máx},2} \frac{\left(B + \frac{k_2}{2} \right)}{K_2 + \left(B + \frac{k_2}{2} \right)} \right] \Delta t \\
 k_4 = \left[r_{\text{máx},1} \frac{A}{K_1 + A} - r_{\text{máx},2} \frac{(B + k_3)}{K_2 + (B + k_3)} \right] \Delta t
 \end{array} \right. \quad (5.3)$$

$$\begin{cases}
 C_{i+1} = C_i + \frac{k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4}{6} \\
 k_1 = \left[r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} + r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \right] \Delta t \\
 k_2 = \left[r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} + r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \right] \Delta t \\
 k_3 = \left[r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} + r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \right] \Delta t \\
 k_4 = \left[r_{\text{máx},2} \frac{B}{K_2 + B} + r_{\text{máx},3} \frac{A}{K_3 + A} \right] \Delta t
 \end{cases} \quad (5.4)$$

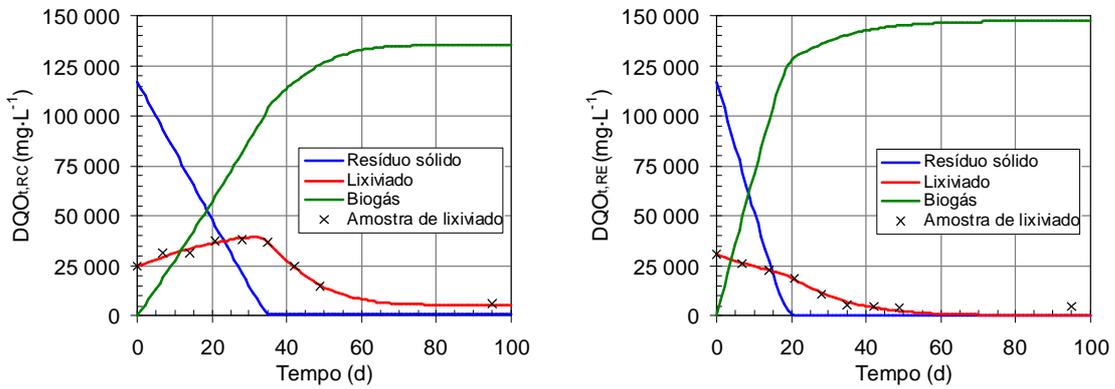


Figura 5.25. Aplicação do modelo cinético aprimorado aos dados de DQO_t dos reatores controle (RC) e experimental (RE).

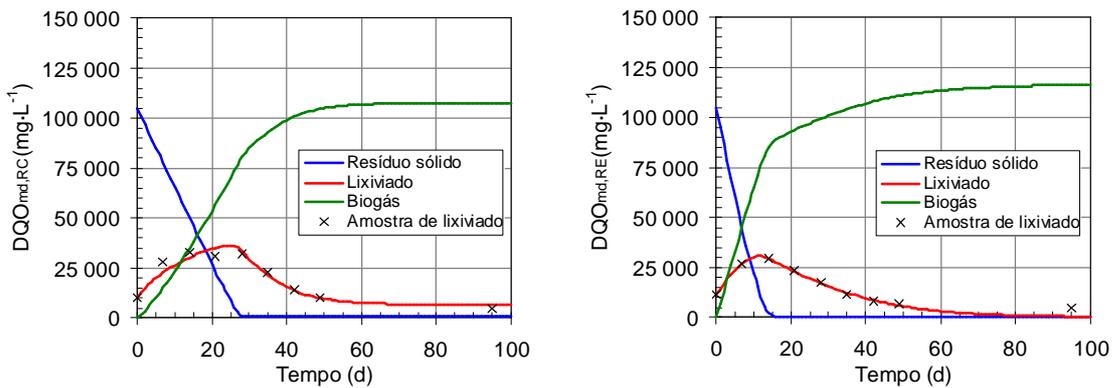


Figura 5.26. Aplicação do modelo cinético aprimorado aos dados de DQO_{md} dos reatores controle (RC) e experimental (RE).

Tabela 5.6. Parâmetros obtidos para modelo cinético aplicado.

	DQO _t		DQO _{md}	
	RC	RE	RC	RE
$r_{\text{máx},1}$ (mg·L ⁻¹ ·d ⁻¹)	3 486	789	3 979	4 331
$r_{\text{máx},2}$ (mg·L ⁻¹ ·d ⁻¹)	4 421	2 801	6 000	2 079
$r_{\text{máx},3}$ (mg·L ⁻¹ ·d ⁻¹)	0	6 000	0	5 998
K_1 (mg·L ⁻¹)	1 185	2 381	1 381	30 000
K_2 (mg·L ⁻¹)	17 005	30 000	30 000	30 000
K_3 (mg·L ⁻¹)	18 461	3 919	30 000	4 730
A_0 (mg·L ⁻¹)	116 926	116 926	104 593	104 593
B_0 (mg·L ⁻¹)	24 393	30 369	10 119	11 651
r^2	0,9914	0,9783	0,9348	0,9773

Com a obtenção dos parâmetros cinéticos do modelo aplicado, conclui-se que tanto para o caso de DQO_t quanto de DQO_{md}, o sistema experimental (RE) é mais veloz na conversão de resíduo sólido ($r_{\text{máx},1} + r_{\text{máx},3}$) e na geração de biogás ($r_{\text{máx},2} + r_{\text{máx},3}$).

5.4. INTERAÇÕES ENTRE PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E MICROBIOLÓGICOS

A título de ilustração são apresentadas, em forma de gráficos, as interações entre os parâmetros físico-químicos (DQO_t, DQO_{md}, NTK, N-NH₃, P-PO₄³⁻_t, pH, AV, Alc_t, STV, SSV, SDV e composição percentual de CH₄) encontradas nos reatores de fase sólida, de fase líquida, controle, experimentais e no conjunto dos quatro reatores (figs. 5.27 a 5.31, respectivamente).

Um dos intuitos ao realizar este estudo de interação foi verificar se havia alguma relação das concentrações de NTK, N-NH₃ e P-PO₄³⁻_t com algum outro parâmetro físico-químico. Com NTK e N-NH₃ não se chegou a nenhuma conclusão sobre mecanismos de interação com os parâmetros estudados. Já com P-PO₄³⁻_t, foram observadas interações com os parâmetros DQO_t, DQO_{md}, pH e SDV em todos os reatores. A interação com pH serviu para explicar a formação da estruvita (p. 77). Uma explicação plausível para a correlação positiva entre P-PO₄³⁻_t, DQO_t, DQO_{md} e SDV é o uso de PO₄³⁻ para síntese celular. Havendo muita matéria orgânica (dissolvida e não-dissolvida), havia muito PO₄³⁻, e à medida que a disponibilidade de substrato diminuía, ou seja, a síntese celular avançava, o PO₄³⁻ tendia a ser consumido.



Figura 5.27. Matriz de interações físico-químicas nos reatores de fase sólida.

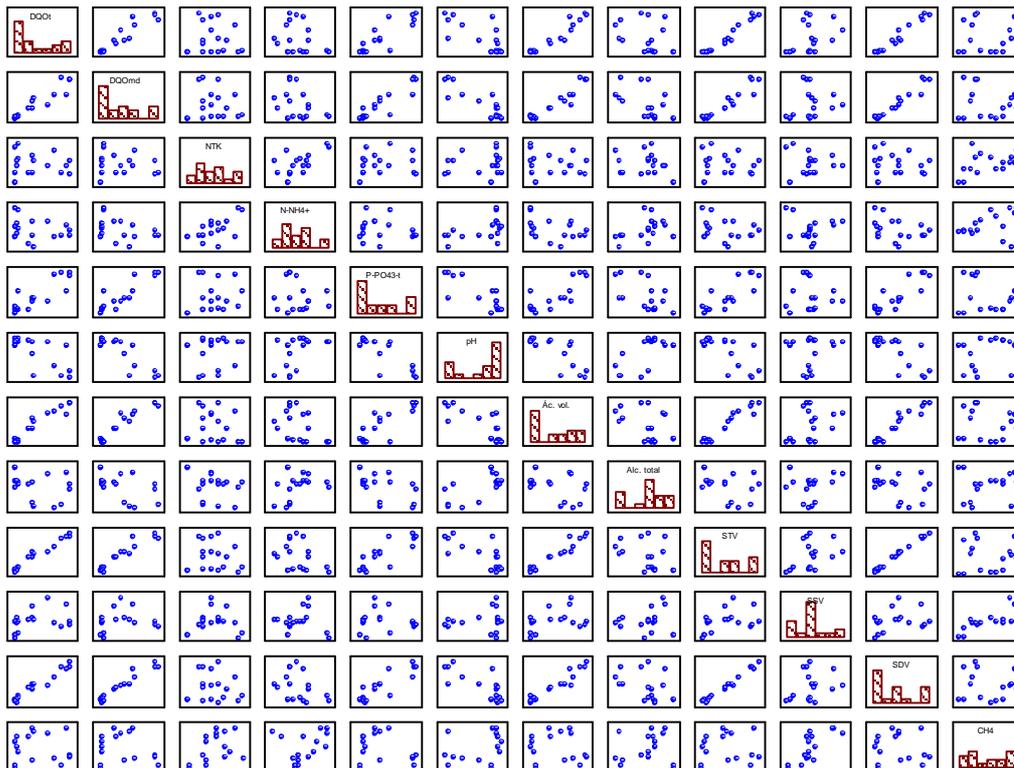


Figura 5.28. Matriz de interações físico-químicas nos reatores de fase líquida.

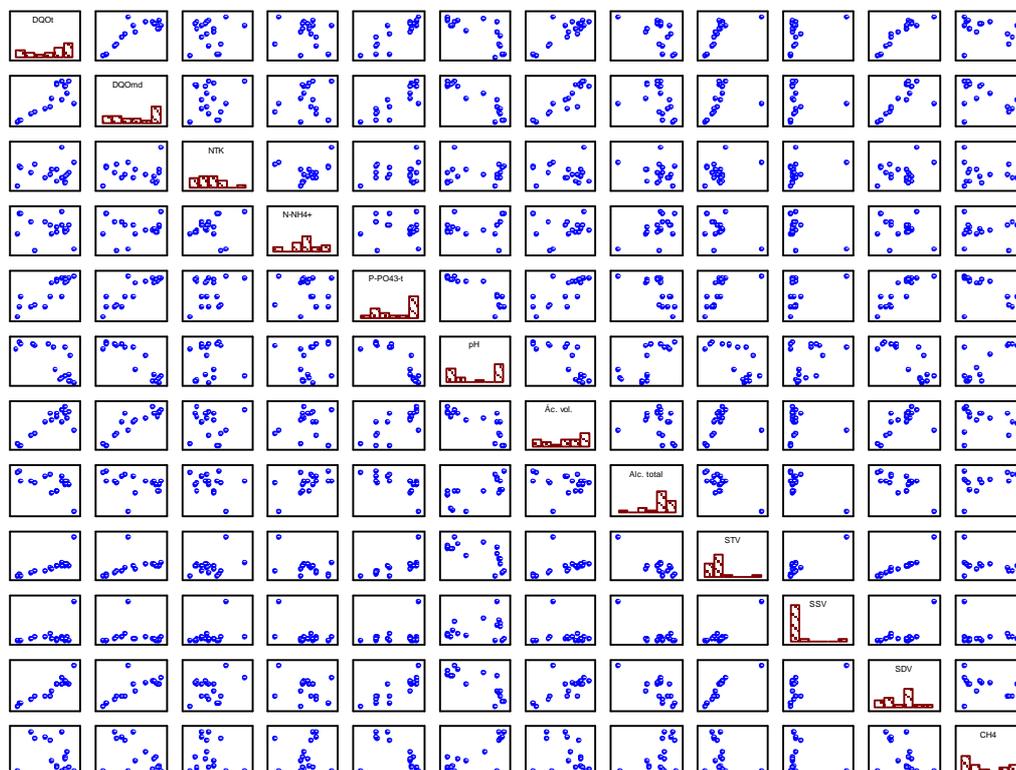


Figura 5.29. Matriz de interações físico-químicas nos reatores controle.

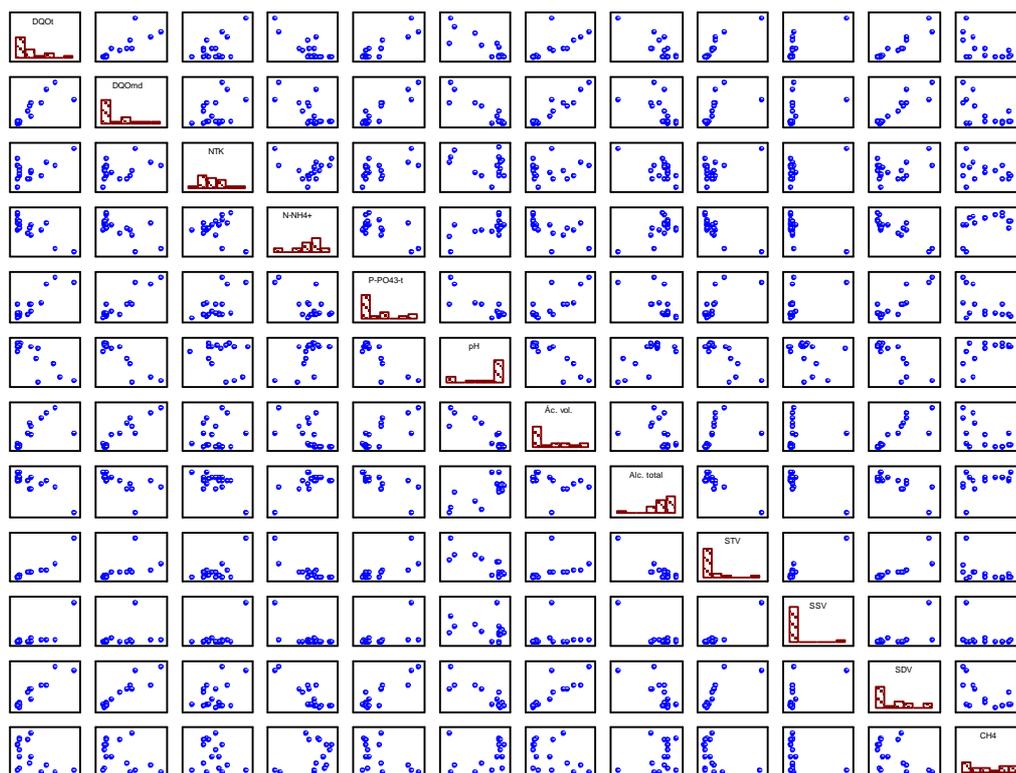


Figura 5.30. Matriz de interações físico-químicas nos reatores experimentais.



Figura 5.31. Matriz de interações físico-químicas nos reatores.

Também são apresentadas, em forma de gráficos, as interações entre parâmetros físico-químicos (HAc, HPr, HBU, composição percentual de CH_4 , DQO_t e DQO_{md}) e microbiológicos (frequência da presença de cocos, cocobacilos e bacilos fluorescentes e não-fluorescentes) observadas nos reatores de fase sólida, de fase líquida, controle, experimentais e no conjunto dos quatro reatores (figs. 5.32 a 5.36, respectivamente).



Figura 5.32. Matriz de interações microbiológicas nos reatores de fase sólida.



Figura 5.33. Matriz de interações microbiológicas nos reatores de fase líquida.

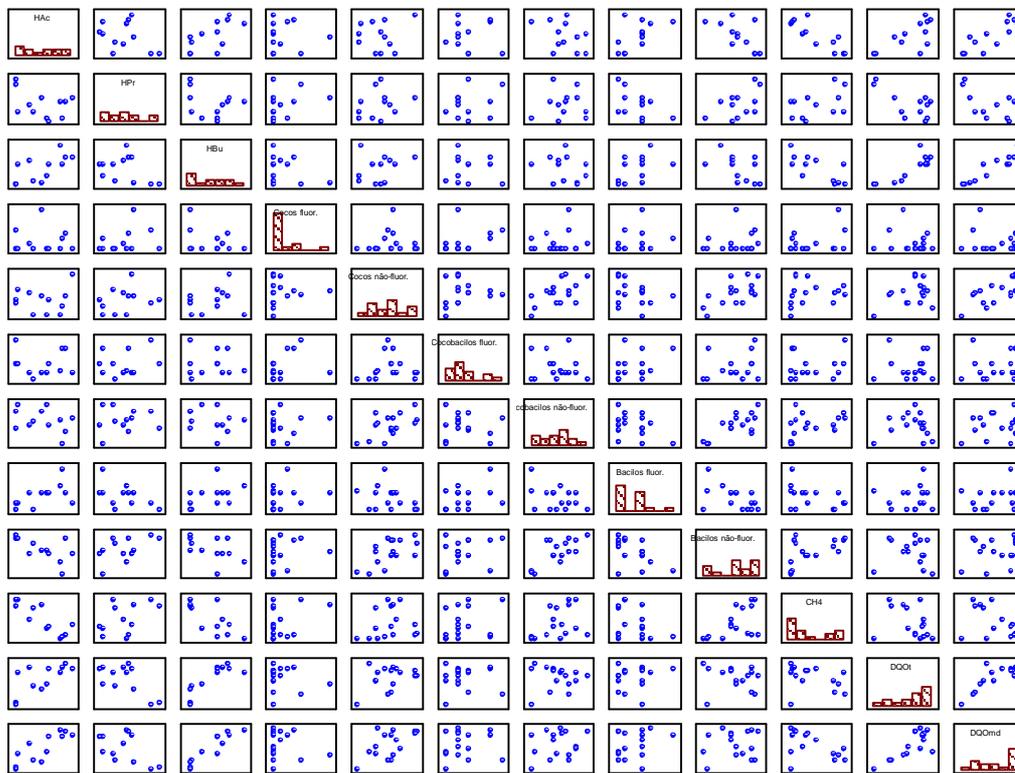


Figura 5.34. Matriz de interações microbiológicas nos reatores controle.



Figura 5.35. Matriz de interações microbiológicas nos reatores experimentais.



Figura 5.36. Matriz de interações microbiológicas nos reatores.

Para interações entre microbiologia e parâmetro físico-químico, os melhores valores de r foram muito baixos. Para os dados dos quatro reatores, os maiores valores absolutos de r foram obtidos para a frequência da presença de bacilos não-fluorescentes com HAc ($r = -0,66$), e novamente o primeiro com HBU ($r = -0,61$). Essa interação é indicativa da inibição de bacilos não-fluorescentes em concentrações elevadas de HBU e HAc.

Para interações entre parâmetros microbiológicos, verificou-se que os valores absolutos de r também foram muito baixos. Para os dados dos quatro reatores, os maiores valores de r foram encontrados para a frequência da presença de cocos não-fluorescentes e bacilos não-fluorescentes ($r = 0,68$), e entre cocos não-fluorescentes e cocobacilos não-fluorescentes ($r = 0,59$). Essas informações são indicativas de interações entre cocos e bacilos, e entre cocos e cocobacilos, demonstrando a versatilidade dos cocos em se agruparem com outras morfologias.

Algumas outras interações relevantes observadas entre parâmetros físico-químicos são entre: DQO_t e HAc (0,80), DQO_{md} e HAc (0,90), DQO_t e HBU (0,84), DQO_{md} e

HBu (0,90), além das esperadas, DQO_{md} e DQO_t (0,85), e, CH_4 e HAc (-0,66), esta última representando a inibição da produção de CH_4 em elevadas concentrações de HAc.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

*A capacidade de julgar bem provém da experiência,
e a experiência resulta de julgamentos errados.*

Autoria desconhecida

O reator anaeróbio híbrido sólido-líquido ainda não é uma unidade apropriada para tratamento de FORSU em escala real. É necessário um trabalho de investigação mais intenso avaliando diversas combinações de operações e unidades. O ideal é evoluir para uma unidade de tratamento contínuo, buscando baixos custos e eficiência técnica, o que será revertido em minimização da poluição ambiental e maximização da qualidade de vida.

A pesquisa relatada permite expor algumas conclusões:

(a) O estudo cinético mostrou que os reatores da fase sólida (acidogênicos) concentram a maior produção de biogás, o que aponta para a busca por melhorias da metanogênese nos reatores de fase líquida. Possivelmente, a substituição do reator de leito fixo e filme fixo por um reator *UASB* poderá contribuir nessa direção. Apesar disso, a adição de lodo favoreceu uma maior produção de biogás nas duas fases do sistema. A aplicação de outro modelo apontou que o sistema com lodo foi mais veloz na conversão de resíduos sólidos e na geração de biogás.

(b) O sistema inoculado com mistura contendo lodo alcançou maior percentual de CH_4 em menor tempo, em ambas as fases, comparado ao sistema inoculado somente com lixiviado.

(c) O sistema com lodo apresentou, tanto na fase sólida, quanto na fase líquida, maiores frequências de morfologias fluorescentes e de forma mais antecipada. Apresentou, também, médias maiores de frequência de morfologias ao longo do experimento.

(d) A adição de lodo aumentou a velocidade da hidrólise e da gaseificação no reator de fase sólida em 2 e 3 vezes, respectivamente. Na fase líquida, a adição de lodo diminuiu em 20 % a velocidade da hidrólise e aumentou a velocidade da gaseificação em 4 vezes.

(e) O sistema com lodo alcançou maior eficiência na conversão do resíduo sólido em termos de ST, STV e STF. Em termos de remoção de DQO, o sistema controle teve desempenho 11 % superior.

A aplicação do tratamento anaeróbio de FORSU encontra algumas barreiras em países como o Brasil. A FORSU de origem doméstica precisaria ser separada na fonte e coletada separadamente, o que minimizaria os custos do tratamento, tornando-o mais viável financeira e tecnicamente. Assim, hoje, o tratamento anaeróbio de FORSU é mais aplicável em locais onde a segregação e coleta são mais efetivas e controladas, como em indústrias alimentícias, restaurantes de grande porte e grandes feiras e mercados.

Como recomendação para trabalhos futuros nesta linha de pesquisa, sugere-se investigar o emprego de reator de fase sólida em condição termofílica, visando acelerar as reações da digestão anaeróbia, bem como a remoção de patógenos, e buscando enquadrar o produto sólido da digestão como bio sólido de classe A^a (US EPA, 1993). Outra sugestão é verificar a influência do efeito de mistura (agitação) no reator de fase sólida, além de investigar a substituição do reator de fase líquida, evoluindo de uma unidade de leito fixo e filme fixo para um reator *UASB*. Além disso, é interessante realizar ensaio hidrodinâmico para caracterizar o escoamento nos reatores de fase sólida e líquida, com a finalidade de aplicar e ajustar modelos cinéticos, aprimorando a análise e discussão dos resultados. Sugere-se, também, testar metodologias alternativas para a determinação de ácidos voláteis, como a proposta por Tay *et al.* (2000), e da estabilidade orgânica da matéria sólida, proposta pela Alemanha (2001). No que tange à pesquisa com a operação de unidades como as usadas, é prioritária a substituição das bombas utilizadas (do-

^a Para um bio sólido ser considerado classe A deve ser atendido pelo menos um dos critérios: concentração de coliformes fecais inferior a 1 000 NMP·(g ST)⁻¹ ou concentração de *Salmonella* sp. inferior a 3 NMP·(4 g ST)⁻¹. Já os bio sólidos classe B devem atender o critério: concentração de coliformes fecais inferior a 2 000 000 NMP·(g ST)⁻¹ ou 2 000 000 UFC·(g ST)⁻¹.

sadoras de cloro e flúor) por equipamentos mais apropriados. A etapa de tratamento mecânico (preliminar) feita em liquidificadores domésticos deve ser abolida, buscando-se utilizar unidades adaptadas a essa atividade, como trituradores industriais e agrícolas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ağdağ, Osman Nuri. **Sampling port** [mensagem pessoal]. Mensagem enviada por <o.agdag@deu.edu.tr> e recebida por <pedro.carneiro@uol.com.br> em 5 abr. 2005.
- Ağdağ, Osman Nuri; Sponza, Delia Teresa. Co-digestion of industrial sludge with municipal solid wastes in anaerobic simulated landfilling reactors. **Process Biochemistry**, v. 40, p. 1871-1879, 2005. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/procbio>>. Acesso em: 18 abr. 2005.
- Alemanha. **Ordinance on environmentally compatible storage of waste from human settlements and on biological waste treatment facilities**. Berlin: Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety, 2001. 50 p. Disponível em: <<http://www.bmu.de/files/pdfs/allgemein/application/pdf/ablagerungsverordnung.pdf>>. Acesso em: 5 maio 2005.
- d'Almeida, Maria Luiza Otero; Vilhena, André (Coord.). **Lixo municipal: Manual de gerenciamento integrado**. 2. ed. rev. e amp. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo, 2000. 370 p. (Publicação IPT, 2622).
- Andrade Neto, Cícero O.; Melo, Henio S.; Pereira, Maria G.; L. Filho, Manoel. Filtros anaeróbios com enchimento de diferentes materiais. *In*: Chernicharo, Carlos Augusto de Lemos (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**: Coletânea de artigos técnicos. Belo Horizonte: Seprac, 2000a. v. 1, p. 75-86. (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico 2).
- Andrade Neto, Cícero O.; Pereira, Maria G.; Melo, Henio N. S. Materiais alternativos para enchimento de filtros anaeróbios: Conduíte cortado e tijolo cerâmico vazado. *In*: Oficina e Seminário Latino-americano de Digestão Anaeróbia, 6., 2000, Recife. **Anais...** Recife: Universidade Federal de Pernambuco, 2000b. v. 1, p. 28-35.
- de Araújo, Juliana Calabria. **Caracterização e evolução do biofilme em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário**. 1995. 158 f. Dissertação [Mestrado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995. Orientação: José Roberto Campos.
- Barlaz, Morton A. Microbiology of solid waste landfills. *In*: Palmisano, Anna C.; Barlaz, Morton A. (Ed.). **Microbiology of solid waste**. Boca Raton: CRC, 1996. cap. 2, p. 31-70. (Microbiology of Extreme & Unusual Environments, 3).
- Barlaz, Morton A. Microbial studies of landfills and anaerobic refuse decomposition. *In*: Hurst, Christon J.; Knudsen, Guy R.; McInerney, Michael J.; Stetzenbach, Linda D.; Walter, Michael V. (Ed.). **Manual of environmental microbiology**. Washington: American Society for Microbiology, 1997. cap. 60, p. 541-557.
- Batstone, D. J.; Keller, J.; Angelidaki, I.; Kalyuzhnyi, S. V.; Pavlostathis, S. G.; Rozzi, A.; Sanders, W. T. M.; Siegrist, H.; Vavilin, V. A. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). **Water Science and Technology**, v. 45, n. 10, p. 65-73, 2002. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 25 set. 2004.
- Belli Filho, Paulo; Rita, Fábio; Soares, Hugo Moreira; Medeiros, Nadja Rigoni; Matias, William Gerson; de Castilhos Junior, Armando Borges; Pinto, Rafael de Oliveira. Digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos integrada com lodo de tanque séptico associado ao tratamento de lixiviado em reator UASB. *In*: Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 28., 2002, Cancún. **Anais...** Cancún: Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 2002a. 7 p. Disponível em: <<http://www.cepis.org.pe/bvsaidis/mexico26/iii-027.pdf>>. Acesso em: 17 dez. 2003.
- Belli Filho, P.; Soares, H. Moreira; Matias, W. Gerson; Pinto, R. de Oliveira; Chagas, A.; de Castilhos Junior, A. Borges. Digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos e lodo de tanque séptico. *In*: Taller y Simposio Latinoamericano sobre Digestión Anaeróbia, 7., 2002, Mérida. **Anais...** Mérida: International Water Association, 2002b. 4 p. Disponível em: <<http://www.cepis.org.pe/bvsacd/umam7/tanque.pdf>>. Acesso em: 17 dez. 2003.

- Bergan, Sara. Biogas operations and wind turbines show power in renewables. **BioCycle**, v. 44, n. 12, p. 57-58, dec. 2003.
- Bolzonella, D.; Battistoni, P.; Mata Alvarez, J.; Cecchi, F. Anaerobic digestion of organic solid wastes: Process behaviour in transient conditions. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 4, p. 1-8, 2003. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- del Borghi, A.; Converti, A.; Palazzi, E.; del Borghi, M. Hydrolysis and thermophilic anaerobic digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid waste. **Bioprocess Engineering**, v. 20, p. 553-560, 1999. Disponível em: <<http://www.springerlink.com>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- Bouallagui, H.; Haouari, O.; Touhami, Y.; ben Cheikh, R.; Marouani, L.; Hamdi, M. Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste. **Process Biochemistry**, v. 39, p. 2143-2148, 2004a. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/procbio>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- Bouallagui, H.; Torrijos, M.; Godon, J. J.; Moletta, R.; ben Cheikh, R.; Touhami, Y.; Delgenes, J. P.; Hamdi, M. Microbial monitoring by molecular tools of a two-phase anaerobic bioreactor treating fruit and vegetable wastes. **Biotechnology Letters**, v. 26, p. 857-862, 2004b. Disponível em: <<http://www.kluweronline.com>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- Bouallagui, H.; Torrijos, M.; Godon, J. J.; Moletta, R.; ben Cheikh, R.; Touhami, Y.; Delgenes, J. P.; Hamdi, M. Two-phases anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Bioreactors performance. **Biochemical Engineering Journal**, v. 21, p. 193-197, 2004c. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/bej>>. Acesso em: 7 set. 2004.
- Bouallagui, H.; Touhami, Y.; ben Cheikh, R.; Hamdi, M. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. **Process Biochemistry**, v. 40, p. 989-995, 2005. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/procbio>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- ten Brummeler, Erik. Full scale experience with the BIOCEL-process. *In: International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, 2., Barcelona. Proceedings...* Barcelona: International Association on Water Quality, 1999. v. 1, p. 308-314.
- Calli, B.; Mertoglu, B.; Tas, N.; Inanc, B.; Yenigun, O.; Ozturk, I. Investigation of variations in microbial diversity in anaerobic reactors treating landfill leachate. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 4, p. 105-112, 2003. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 25 set. 2004.
- Carneiro, Pedro Aurelio da Silva; Carneiro, Pedro Henrique. **Projeto de aterro sanitário de resíduos sólidos urbanos de Humberto de Campos, Maranhão**. Humberto de Campos: Prefeitura Municipal de Humberto de Campos, 2005. 53 p.
- Carneiro, P. H.; Souto, G. D. B.; Povinelli, J. Operational strategies for organic fraction of municipal solid wastes treatment in hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor. *In: Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, 8., Punta del Este. Proceedings...* Punta del Este: International Water Association, 2005a. 6 p. (No prelo).
- Carneiro, P. H.; Souto, G. D. B.; Povinelli, J. Wastewater treatment plant sludge co-digestion with organic fraction of municipal solid wastes in hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor. *In: International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, 4., Copenhagen. Proceedings...* Copenhagen: International Water Association, 2005b. 8 p. (No prelo).
- Cecchi, F.; Pavan, P.; Musacco, A.; Mata Alvarez, J.; Vallini, G. Digesting the organic fraction of municipal solid waste: Moving from mesophilic (37 °C) to thermophilic (55 °C) conditions. **Waste Management & Research**, v. 11, p. 403-414, 1993. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 27 set. 2003.
- Chernicharo, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. 245 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 5).
- Clesceri, Lenore S.; Greenberg, Arnold E.; Eaton, Andrew D. (Ed.). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20th ed. Washington: American Public Health Association, 1998. 1 CD-ROM.

- la Cour Jansen, J.; Gruvberger, C.; Hanner, N.; Aspegren, H.; Svård, Å. Digestion of sludge and organic waste in the sustainability concept for Malmö, Sweden. **Water Science and Technology**, v. 49, n. 10, p. 163-169, 2004. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- DiLallo, Rosemarie; Albertson, Orris E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 33, n. 4, p. 356-365, apr. 1961.
- Dillenburg, Marcelo Elias. **Avaliação da produção de ácidos voláteis como parâmetro de operação de um sistema de digestão anaeróbia de duas fases tratando a fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos**. 2005. 16 f. Plano de pesquisa [Mestrado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005. Orientação: Jurandy Povinelli.
- Dolfing, Jan. Acetogenesis. *In*: Zehnder, Alexander J. B. (Ed.). **Biology of anaerobic microorganisms**. New York: John Wiley & Sons, 1988. cap. 9, p. 417-468. (Wiley series in ecological and applied microbiology).
- Ecke, Holger; Lagerkvist, Anders. **Anaerobic treatment of putrescible refuse (ATPR)**. Luleå: The Division of Waste Science & Technology of Luleå University of Technology, 2000. 47 p. Report 2000:01. Disponível em: <http://stud.sb.ltu.se/sb/course/Aba004/Lectures/Anaero/Anaerobic_digestion_000126.pdf>. Acesso em: 6 jun. 2004.
- Eleutério, Carlos Emiliano (Ed.). Resíduos sólidos: Política nacional. **Revista Brasileira de Saneamento e Meio Ambiente**, Rio de Janeiro, ano 14, n. 33, p. 20-23, jan./mar. 2005.
- Gillenwater, Michael (Org.). **Greenhouse gases and global warming potential values**. Washington: Office of Atmospheric Programs of United States Environmental Protection Agency, 2002. 16 p. Disponível em: <[http://yosemite.epa.gov/oar/globalwarming.nsf/UniqueKeyLookup/SHSU5BUM9T/\\$File/ghg_gwp.pdf](http://yosemite.epa.gov/oar/globalwarming.nsf/UniqueKeyLookup/SHSU5BUM9T/$File/ghg_gwp.pdf)>. Acesso em: 30 nov. 2004.
- Gomes, Luciana Paulo. **Estudo da caracterização física e da biodegradabilidade dos resíduos sólidos urbanos em aterros sanitários**. 1989. 167 f. Dissertação [Mestrado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1989. Orientação: Jurandy Povinelli.
- Grommen, R.; Verstraete, W. Environmental biotechnology: The ongoing quest. **Journal of Biotechnology**, v. 98, p. 113-123, 2002. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/jbiotec>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- Heermann, Claudia. Using mechanical-biological treatment for MSW in Europe. **BioCycle**, v. 44, n. 10, p. 58-62, oct. 2003.
- Huang, Li Nan; Zhou, Hui; Chen, Yue Qin; Luo, Shuo; Lan, Chong Yu; Qu, Liang Hu. Diversity and structure of the archaeal community in the leachate of a full-scale recirculating landfill as examined by direct 16S rRNA gene sequence retrieval. **Federation of European Microbiological Societies Microbiology Letters**, v. 214, p. 235-240, 2002. Disponível em: <<http://www.fems-microbiology.org>>. Acesso em: 10 out. 2003.
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Dimensão ambiental: Saneamento. *In*: Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Indicadores de desenvolvimento sustentável 2004 Brasil**. Brasília: Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, 2004. p. 135-164. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/home/geociencias/recursosnaturais/ids/saneamento.pdf>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- Kalyuzhnyi, S.; Veeken, A.; Hamelers, B. Two-particle model of anaerobic solid state fermentation. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 3, p. 43-50, 2000. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 02 jan. 2005.
- el Khalili, Amyra. O que são créditos de carbono? **Ambiente Brasil**, Curitiba, 2003. Colunistas, 4 p. Disponível em: <<http://www.ambientebrasil.com.br>>. Acesso em: 24 out. 2003.
- Libânio, Paulo Augusto Cunha; Costa, Bruno Maia Pyramo; Cintra, Ilka Soares; Chernicharo, Carlos Augusto de Lemos; von Sperling, Marcos. Estudo da influência da recirculação e da inoculação na digestão anaeróbia de resíduos sólidos urbanos. *In*: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Am-

- biental, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2003. 6 p. 1 *CD-ROM*.
- Lissens, G.; Vandevivere, P.; de Baere, L.; Biey, E. M.; Verstraete, W. Solid waste digestors: Process performance and practice for municipal solid waste digestion. **Water Science and Technology**, v. 44, n. 8, p. 91-102, 2001. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 25 set. 2004.
- Luning, L.; van Zundert, E. H. M.; Brinkmann, A. J. F. Comparison of dry and wet digestion for solid waste. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 4, p. 15-20, 2003. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- Mace, S.; Bolzonella, D.; Cecchi, F.; Mata Alvarez, J. Comparison of the biodegradability of the grey fraction of municipal solid waste of Barcelona in mesophilic and thermophilic conditions. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 4, p. 21-28, 2003. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 29 dez. 2004.
- Madigan, Michael T.; Martinko, John M.; Parker, Jack. **Microbiologia de Brock**. 10. ed. São Paulo: Prentice-Hall, 2004. 608 p. 1 *CD-ROM*.
- Mata Alvarez, J.; Macé, S.; Llabrés, P. Anaerobic digestion of organic solid wastes: An overview of research achievements and perspectives. **Bioresource Technology**, v. 74, p. 3-16, 2000. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 26 ago. 2003.
- McCarty, P. L. The development of anaerobic treatment and its future. **Water Science and Technology**, v. 44, n. 8, p. 149-156, 2001. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 25 set. 2004.
- Menzel, D. W.; Corwin, N. The measurement of total phosphorus in seawater based on the liberation of organically bound fractions by persulfate oxydation. **Limnology and Oceanography**, v. 10, p. 280-282, 1965.
- Metcalf & Eddy. **Wastewater engineering: Treatment and reuse**. Revisão: George Tchobanoglous, Franklin L. Burton e H. David Stensel. 4th ed. Boston: McGraw-Hill, 2003. 1819 p. (McGraw-Hill series in civil and environmental engineering).
- Moraes, Elizabeth de Mattos; Adorno, Maria Angela Tallarico; Zaiat, Marcelo; Foresti, Eugenio. Determinação de ácidos voláteis por cromatografia gasosa em efluentes de reatores anaeróbios tratando resíduos líquidos e sólidos. *In: Oficina e Seminário Latino-americano de Digestão Anaeróbia*, 6., 2000, Recife. **Anais...** Recife: Universidade Federal de Pernambuco, 2000. v. 2, p. 235-238.
- Mtz. Viturtia, A.; Mata Alvarez, J.; Cecchi, F. Two-phase continuous anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. **Resources, Conservation and Recycling**, v. 13, p. 257-267, 1995. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 27 set. 2003.
- Nation, J. L. A new method using hexamethyldisilazane for preparation of soft insect tissues for scanning electron microscopy. **Stain Technology**, v. 58, n. 6, p. 347-351, nov. 1983.
- Neethling, J. B.; Benisch, M. Struvite control through process and facility design as well as operation strategy. **Water Science and Technology**, v. 49, n. 2, p. 191-199, 2004. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- Nichols, Charles Egigian. Overview of anaerobic digestion technologies in Europe. **BioCycle**, v. 45, n. 1, p. 47-53, jan. 2004.
- Palmisano, Anna C.; Barlaz, Morton A. Introduction to solid waste decomposition. *In: Palmisano, Anna C.; Barlaz, Morton A. (Ed.). Microbiology of solid waste*. Boca Raton: CRC, 1996. cap. 1, p. 1-30. (Microbiology of Extreme & Unusual Environments, 3).
- Parkin, Gene F.; Owen, William F. Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. **Journal of Environmental Engineering**, v. 112, n. 5, p. 867-920, oct. 1986.
- Parsons, S. A.; Doyle, J. D. Struvite scale formation and control. **Water Science and Technology**, v. 49, n. 2, p. 177-182, 2004. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- Pavan, P.; Battistoni, P.; Cecchi, F.; Mata Alvarez, J. Two-phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW: Performance and kinetic study. *In: International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste*, 2., Barcelona. **Proceedings...** Barcelona: International Association on Water Quality, 1999a. v. 1, p. 91-98.

- Pavan, Paolo; Battistoni, Paolo; Mata Alvarez, Joan; Cecchi, Franco. Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability. *In: International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, 2., Barcelona. Proceedings...* Barcelona: International Association on Water Quality, 1999b. v. 1, p. 57-64.
- Picanço, Aurélio Pessôa; Salgado, Monique Toledo; Mendonça, Jucélia Cabral; Povinelli, Jurandyr. Sistemas de duas fases para degradação anaeróbia de resíduos sólidos urbanos (RSU). *In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 22., 2003, Joinville. Anais...* Joinville: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2003. 11 p. 1 *CD-ROM*.
- Picanço, Aurélio Pessôa. **Influência da recirculação de percolado em sistemas de batelada de uma fase e híbrido na digestão da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos.** 2004. 135 f. Tese [Doutorado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004. Orientação: Jurandyr Povinelli.
- Pinto, Deíza Maria Correa Lara. **Avaliação da partida da digestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos domésticos inoculados com percolado.** 2000. 176 f. Tese [Doutorado em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2000. Orientação: Jurandyr Povinelli.
- Pinto, Deíza M. C. Lara; Baldochi, Viviana M. Z.; Povinelli, Jurandyr. Procedimento para elaboração de resíduo sólido urbano doméstico padrão. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 5, n. 1/2, p. 25-31, jan./jun. 2000.
- Raynal, J.; Delgenès, J. P.; Moletta, R. Two-phase anaerobic digestion of solid wastes by a multiple liquefaction reactors process. **Bioresource Technology**, v. 65, p. 97-103, 1998. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- Ripley, L. E.; Boyle, W. C.; Converse, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 58, n. 5, p. 406-411, may 1986.
- Riveras, Inaê. Co-geração: Crédito de carbono do Brasil para a Holanda. **Valor Econômico**, ano 3, n. 624, 25 out. 2002. 1 p. Disponível em: <http://www.ecoinv.com/Downloads/Valor-2002_10_25-Credito_de_Carbono_do_Brasil_para_a_Holanda.pdf>. Acesso em: 25 dez. 2004.
- Salgado, Monique Toledo. **Influência da variação da taxa de recirculação de percolado na digestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos.** 2003. 76 f. Dissertação [Mestrado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003. Orientação: Jurandyr Povinelli.
- Salgado, Monique Toledo; Picanço, Aurélio Pessôa; Mendonça, Jucélia Cabral; Povinelli, Jurandyr. Degradação anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos em sistemas com recirculação de percolado. *In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 22., 2003, Joinville. Anais...* Joinville: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2003. 6 p. 1 *CD-ROM*.
- Sans, C.; Mata Alvarez, J.; Cecchi, F.; Pavan, P.; Bassetti, A. Volatile fatty acids production by mesophilic fermentation of mechanically-sorted urban organic wastes in a plug-flow reactor. **Bioresource Technology**, v. 51, p. 89-96, 1995a. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 27 set. 2003.
- Sans, C.; Mata Alvarez, J.; Cecchi, F.; Pavan, P.; Bassetti, A. Acidogenic fermentation of organic urban wastes in a plug-flow reactor under thermophilic conditions. **Bioresource Technology**, v. 54, p. 105-110, 1995b. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 27 set. 2003.
- da Silveira, Benedito Inácio. **Cinética química das reações homogêneas.** São Paulo: Edgard Blücher, 1996. 172 p.
- Souto, Gabriel D'Arrigo de Brito. **Efeito da variação gradual da taxa de recirculação do percolado em reatores anaeróbios de duas fases na digestão da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos.** 2005. 120 f. Dissertação [Mestrado em Engenharia Civil (Hidráulica e Saneamento)] - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005. Orientação: Jurandyr Povinelli.
- Souto, Gabriel D'Arrigo de Brito; Carneiro, Pedro Henrique; Povinelli, Jurandyr. Investigação da possibilidade de uso de microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência no controle operacional de reatores híbridos tratando a fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos domésticos. *In: Simpósio Na-*

- cional de Bioprocessos, 15., 2005, Recife. **Anais...** Recife: Associação Brasileira de Engenharia Química, 2005. 7 p. (No prelo).
- Stroot, Peter G.; McMahon, Katherine D.; Mackie, Roderick I.; Raskin, Lutgarde. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions: I. Digester performance. **Water Research**, v. 35, n. 7, p. 1804-1816, 2001. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/watres>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- Tay, J. H.; He, Y. X.; Yan, Y. G. Anaerobic biogranulation using phenol as the sole carbon source. **Water Environment Research**, v. 72, p. 189-195, 2000.
- Tchobanoglous, George; Theisen, Hilary; Vigil, Samuel. **Integrated solid waste management: Engineering principles and management issues**. New York: McGraw-Hill, 1993. 978 p. (McGraw-Hill series in water resources and environmental engineering).
- Torres Castillo, R.; Llabrés Luengo, P.; Mata Alvarez, J. Temperature effect on anaerobic digestion of bedding straw in a one phase system at different inoculum concentration. **Agriculture, Ecosystems and Environment**, v. 54, p. 55-66, 1995. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 19 ago. 2004.
- Uhlar Heffner, Gabriella. Seattle studies anaerobic solution for source-separated food residuals. **BioCycle**, v. 44, n. 12, p. 39-42, dec. 2003.
- Uhlar Heffner, Gabriella. **BioCycle**, dec. 2003 [mensagem pessoal]. Mensagem enviada por <gabriella.uhlar-heffner@seattle.gov> e recebida por <pedro.carneiro@uol.com.br> em 5 abr. 2005.
- United States Environmental Protection Agency. **40 CFR Part 503, Standards for the use or disposal of sewage sludge**. Washington: United States Environmental Protection Agency, 1993. 38 p. Disponível em: <[http://yosemite.epa.gov/r10/water.nsf/NPDES+Permits/Sewage+\\$825/\\$FILE/503-032801.pdf](http://yosemite.epa.gov/r10/water.nsf/NPDES+Permits/Sewage+$825/$FILE/503-032801.pdf)>. Acesso em: 21 abr. 2005.
- Vavilin, Vasily A.; Shchelkanov, Micael Yu.; Rytov, Sergey V. Effect of mass transfer on concentration wave propagation during anaerobic digestion of solid waste. **Water Research**, v. 36, p. 2405-2409, 2002. Disponível em: <<http://www.elsevier.com/locate/watres>>. Acesso em: 21 mar. 2003.
- Vavilin, Vasily A.; Rytov, Sergey V.; Lokshina, Ljudmila Ya.; Pavlostathis, Spyros G.; Barlaz, Morton A. Distributed model of solid waste anaerobic digestion: Effects of leachate recirculation and pH adjustment. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 81, n. 1, p. 66-73, jan. 2003. Disponível em: <<http://www.interscience.wiley.com>>. Acesso em 25 nov. 2003.
- Veeken, Adrie; Kalyuzhnyi, Sergey; Scharff, Heijio; Hamelers, Bert. Effect of pH and VFA on hydrolysis of organic solid waste. **Journal of Environmental Engineering**, v. 126, n. 12, p. 1076-1081, dec. 2000. Disponível em: <<http://pubs.asce.org>>. Acesso em: 17 nov. 2003.
- Verstraete, W.; Vandevivere, P. New and broader applications of anaerobic digestion. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, v. 29, n. 2, p. 151-173, 1999. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 29 ago. 2004.
- Viéitez, E. R.; Ghosh, S. Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation. **Biomass and Bioenergy**, v. 16, p. 299-309, 1999. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 6 jun. 2004.
- Vogels, Godfried D.; Keltjens, Jan T.; van der Drift, Chris. Biochemistry of methane formation. In: Zehnder, Alexander J. B. (Ed.). **Biology of anaerobic microorganisms**. New York: John Wiley & Sons, 1988. cap. 13, p. 707-770. (Wiley series in ecological and applied microbiology).
- Wang, J. Y.; Xu, H. L.; Zhang, H.; Tay, J. H. Semi-continuous anaerobic digestion of food waste using a hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 4, p. 169-174, 2003. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com>>. Acesso em: 25 set. 2004.
- Weiland, Peter. Anaerobic waste digestion in Germany — Status and recent developments. **Biodegradation**, v. 11, p. 415-421, 2000. Disponível em: <<http://www.kluweronline.com>>. Acesso em: 7 set. 2004.
- Xu, Hai Lou; Wang, Jing Yuan; Tay, Joo Hwa. A hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor for food waste digestion. **Biotechnology Letters**, v. 24, p. 757-761, 2002. Disponível em: <<http://www.kluweronline.com>>. Acesso em: 7 set. 2004.

ÍNDICE ANALÍTICO

- acetogênese, 10, 12, 74
acidogênese, 10
amostragem, 87
análise elementar, 67, 89
arqueas, 2, 16, 37, 83, 84
aterro sanitário, ix, xi, 1, 26, 27, 42, 45, 46, 48, 54, 68, 110
bactérias, 2, 12, 83, 84
BIOCEL, 41, 73, 110
biossólido, 106
bomba, 56, 58
BTA, 39
Comunidade Européia, 2, 8, 41
contínuo, 30, 49, 57, 105
cromatografia, 85, 112
descontínuo, 30, 49, 57
diretriz européia, 8
dois estágios, 14, 27, 34, 37, 86
Dranco, 36, 68
eletroduto, 50
estruvita, 78, 97
filtro anaeróbio, 27, 39, 50, 69, 70, 86
híbrido, xi, 5, 16, 34, 38, 39, 105, 113
hidrólise, 10, 13, 17, 26, 37, 93, 106
Kompogas, 36, 68
legislação ambiental, 29, 40
leito fixo, 27, 39, 50, 51, 54, 89, 105, 106
lodo, ix, xi, 5, 9, 47, 48, 50, 53, 68, 71, 73, 77, 88, 89, 92, 105, 106, 109
mesofílica, 26, 41
metanogênese, 10, 17, 37, 38, 74, 86, 105
microscopia eletrônica de varredura, 89
microscopia ótica, 61
Protocolo de Kyoto, xi, 30, 41
reator *UASB*, ix, 5, 16, 27, 38, 47, 68, 70, 71, 86, 105, 106, 109
recheio, 54
semi-contínuo, 73
superfície específica, 50
termofílica, 26, 106
um estágio, 26, 34, 35, 37, 38
Valorga, 35, 36, 37, 41, 68