

GUSTAVO DE CASTRO GONÇALVES

**DESEMPENHO DE REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO NO TRATAMENTO DE
ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

VIÇOSA
MINAS GERAIS – BRASIL
2012

**Ficha catalográfica preparada pela Seção de Catalogação e
Classificação da Biblioteca Central da UFV**

T

G635d
2012

Gonçalves, Gustavo de Castro, 1985-
Desempenho de reator anaeróbio híbrido no tratamento de
águas residuárias de suinocultura / Gustavo de Castro
Gonçalves. – Viçosa, MG, 2012.
iv, 83f. : il. ; 29cm.

Orientador: Alisson Carraro Borges.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.
Referências bibliográficas: f. 72-83.

1. Digestão anaeróbia. 2. Águas residuais - Purificação -
Filtração. 3. Suíno - Criação. I. Universidade Federal de
Viçosa. Departamento de Engenharia Agrícola. Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Agrícola. II. Título.

CDD 22. ed. 628.162

GUSTAVO DE CASTRO GONÇALVES

**DESEMPENHO DE REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO NO TRATAMENTO DE
ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

APROVADA: 02 de outubro de 2012

Prof. Marcos Alves de Magalhães

Profa. Ana Augusta Passos Rezende

Prof. Antonio Teixeira de Matos
(coorientador)

Prof. Alisson Carraro Borges
(orientador)

AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Dineia, mulher guerreira e exemplo de integridade, meu porto seguro, minha vida, dedico todo o meu trabalho de hoje e sempre. Muito obrigado. Te amo!

Ao meu pai, Milton (*in memoriam*), a gente ainda se encontra meu brother, essa vitória é nossa.

Ao professor Alisson Borges, pela orientação, conselhos, ensinamentos e dedicação ao trabalho.

Ao professor Antônio Teixeira de Matos, pela coorientação, ajuda e conselhos.

À professora Cecília, pela coorientação.

A todos aqueles que ajudaram no desenvolvimento desse trabalho: Simão, Gil, Diogo, Suymara, Pedro, Paulinho, Tarcísio e todo o pessoal da Fazenda Água Limpa.

Aos professores do DEA/UFV, pelos ensinamentos e ajuda sempre que solicitada.

Ao CNPq, pela bolsa de estudos concedida, que me forneceu condições para dedicação exclusiva a esse trabalho.

À família Terra do Nunca e agregados “para sempre meninos, seremos eternos meus irmãos”.

Nilton meu parceiro, amigo, o chato mais gente boa que eu conheço, sem ele nada teria acontecido.

Aos amigos de Sete Lagoas, irmãos que eu escolhi, e ao meu irmão Filipe um amigo que eu também escolhi.

Ao Tiago (neizim), pela ajuda valiosa na reta final, valorizo.

Ao mestre Cartola, pelos momentos de sabedoria nas madrugadas de desespero.

“E nesses encontros e desencontros, nessas chegadas e partidas entendi que o que realmente vale a pena é o caminho que tomamos. Por isso nessa busca utópica de um lugar ideal, de um momento perfeito, procuro me atentar a cada passo, olhar para os lados, admirar a paisagem, me permitir parar ou mudar de rumo, porque como eu disse antes, o que vale a pena é o caminho.” (Aruera).

CONTEÚDO

RESUMO	iii
ABSTRACT.....	iv
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1 Águas residuárias da suinocultura.....	5
3.2 A digestão anaeróbia	7
3.3 Disseminação da tecnologia anaeróbia no tratamento de águas residuárias	12
3.4 O reator anaeróbio híbrido	13
3.4.1 Preliminares	13
3.4.2 Princípios de funcionamento	14
3.4.3 Material suporte em reatores híbridos.....	15
3.4.4 Configuração típica de reatores anaeróbios híbridos.....	16
3.4.5 Critérios básicos de projeto.....	20
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	25
4.1 Localização e caracterização da área	25
4.2 Configuração da unidade experimental.....	27
4.3 Operação, monitoramento e análises no reator	32
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	39
5.1 Fatores climáticos.....	39
5.2 Caracterização da água residuária	41
5.3 Avaliação do desempenho do reator anaeróbio híbrido	43
5.4 Avaliação cinética e microbiológica dos reatores	59
5.4.1 Perfis de concentração ao longo da altura dos reatores	59
5.4.2 Obtenção dos parâmetros cinéticos.....	61
5.4.3. Exames microscópicos.....	64
6. CONCLUSÕES	70
7. REFERÊNCIAS	72

RESUMO

GONÇALVES, Gustavo de Castro, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, outubro de 2012. **Desempenho de reator anaeróbio híbrido no tratamento de águas residuárias de suinocultura.** Orientador: Alisson Carraro Borges. Coorientadores: Antonio Teixeira de Matos e Cecília de Fátima Souza.

No presente estudo, teve-se o objetivo de avaliar o desempenho de um reator anaeróbio híbrido (RAH), que combina as tecnologias de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e de um filtro anaeróbio (FA), no tratamento de águas residuárias da suinocultura (ARS). O reator foi confeccionado, utilizando um tanque de polietileno de alta densidade (PEAD), com o formato cilíndrico de 2,38 m de diâmetro e altura de 2,43 m, com capacidade total de 10 m³. Dentro do tanque a parte superior acomodou o material suporte, que consistia em cubos de espumas de poliuretano com porosidade próxima a 0,93 m³ m⁻³ ocupando um volume total de aproximadamente 3 m³. O sistema operou sob três condições de carga orgânica volumétrica média útil (CV_u), 0,88; 1,35 e 2,62 kg m⁻³ d⁻¹, medida como DQO. A operação do RAH durou 250 dias e a eficiência de remoção média de DQO total para as três CV_u aplicadas foram de 42, 72 e 73%, de DQO filtrada, de 67, 81 e 82% e de DBO para as duas últimas CV_u aplicadas de 75 e 78% respectivamente. A remoção de ST foi de 31, 60 e 58%, de SVT foi de 20, 62 e 61% e SSV foi de 17, 55 e 62% respectivamente. Ao final das duas últimas fases avaliou-se o perfil de remoção de DQO ao longo do reator para a obtenção dos coeficientes cinéticos aparentes de degradação da matéria orgânica, onde, o modelo cinético de primeira ordem foi o que melhor se ajustou aos dados obtidos. O valor do coeficiente de cinética (k) para o modelo cinético de primeira ordem foram estimados em 0,041 e 0,077 h⁻¹ para os respectivos valores de CV_u. Ao final das fases II e III do experimento foram retiradas amostras do material suporte, para caracterização da biomassa aderida, por meio de exames microscópicos, distinguindo-se as principais morfologias celulares presentes no biofilme. Mesmo submetido ocasionalmente a oscilações de temperaturas do líquido e de carga hidráulica e orgânica, o reator anaeróbio híbrido utilizado neste trabalho manteve-se estável apresentado-se equilibrado na eficiência de remoção de DQO e manutenção de pH efluente acima de 6,5. O aumento na CV_u e vazão aplicada não afetou a capacidade do reator na remoção do material orgânico presente, não havendo diferença significativa entre as duas últimas fases de funcionamento do sistema, podendo ser considerado como satisfatório na remoção da carga orgânica.

ABSTRACT

GONÇALVES, Gustavo de Castro, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, october 2012. **Performance of hybrid anaerobic reactor in treatment of swine wastewater.** Advisor: Alisson Carraro Borges. Co-advisor: Antonio Teixeira de Matos and Cecília de Fátima Souza.

The present study aimed to evaluate the performance of a hybrid anaerobic reactor (HAR), which combines the technologies of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) and an anaerobic filter (AF) in the treatment of swine wastewater. The reactor was fabricated using as structure a tank of high density polyethylene (HDPE) with the cylindrical shape of 2.38 m-diameter and 2.43 m-height, with a total capacity of 10 m³. Inside the tank, structural adjustments were made to accommodate the upper support material, consisting of cubes of polyurethane foam with porosity close to 0.93 m³ m⁻³ occupying a total volume of 3 m³. The system operated under three conditions of utile average organic loading rate (μ OLR), 0.88, 1.35 and 2.62 kg m⁻³d⁻¹, measured as COD. The operation of the HAR lasted 250 days and the average removal efficiency of total COD applied to the three μ OLR were 42, 72 and 73%, for filtered COD, 67, 81 and 82%, and of BOD for the last μ ORL parts applied 75 and 78% respectively. Removal of total solids (TS) was 31, 60 and 58%, total volatile solids (TVS) was 20, 62 and 61% and volatile suspend solid (VSS) was 17, 55 and 62% respectively. At the end of the last two phases evaluated the COD removal profile along the reactor to obtain kinetic coefficients of apparent degradation of organic matter, where the kinetic model of first order was the best fit to the data obtained. The coefficients of deccay (k) for the first order kinetic model were estimated as 0.041 and 0.077 h⁻¹ for respective values of μ OLR. At the end of phase II and III of the experiment were sampled material support to characterize the biomass attached through microscopic examinations, distinguishing the main cellular morphologies present in the biofilm. Even occasionally subjected to fluctuations in temperature of the liquid and hydraulic and organic loading, the hybrid anaerobic reactor used in this study remained stable made up balanced on the efficiency of COD removal and maintenance of effluent pH above 6.5, confirming its stability. The increase in μ OLR and applied flow did not affect the ability of the reactor in the removal of organic material present, with no significant difference between the last two stages of the operating system and can be considered as satisfactory in removing organic load.

1. INTRODUÇÃO

A suinocultura é uma das cadeias produtivas que mais se desenvolveu no Brasil nos últimos anos, ocupando lugar relevante na matriz do agronegócio e destacando-se como atividade de importância no âmbito econômico e social. De acordo com o IBGE (2011), o abate de suínos foi equivalente a 32,5 milhões de cabeças no ano de 2010, representando aumento de 5,1% em relação à quantidade abatida em 2009 e novo recorde nesse setor. O estado de Minas Gerais figura como maior produtor de suínos da região sudeste e quarto maior do país, sendo que, em 2009, o rebanho estimado foi de 4,6 milhões de cabeças, correspondendo a 12,2% do rebanho nacional.

Em termos econômicos, a suinocultura não contribui apenas pela sua dinâmica econômica interna, mas também por meio da geração de divisas, para o país, via mercado externo (Gonçalves e Palmeira, 2006). No âmbito social, sua importância consiste, especialmente, pela fixação do homem no campo (Matos et al., 2009). A adoção de sistemas confinados de produção permite que em uma pequena área, uma elevada densidade de animais produza grandes quantidades de carne em um curto intervalo de tempo, contribuindo para que o setor destaque-se pela qualidade técnica e alta produtividade (Gonçalves e Palmeira, 2006). No entanto, a viabilidade da atividade pode ficar ameaçada no que se refere à regularização ambiental, uma vez que a suinocultura é considerada, pelos órgãos de controle ambiental, como de alto potencial poluente (Campos et al., 2006).

Considerando os recursos passíveis de impacto pela produção suinícola, os recursos hídricos estão entre os mais afetados devido à própria característica do principal resíduo gerado, que são os dejetos líquidos, constituídos basicamente por fezes, urina, restos de ração e água.

As águas residuárias da suinocultura (ARS) são caracterizadas por elevadas concentrações de sólidos suspensos totais (SST), matéria orgânica, nutrientes (nitrogênio e fósforo), coliformes e alguns metais associados à dieta alimentar dos animais, justificando seu alto poder poluidor. Por essa razão, o correto manejo e tratamento dos dejetos suínos devem ser considerados parte do processo produtivo, exigindo critérios técnicos para a escolha da tecnologia e o nível de tratamento desejado.

A ARS pode ser utilizada com fins agrícolas, destacando-se à sua aplicação direta no solo, podendo ser considerada uma forma de disposição final ou de tratamento, ou ambos, desde que seja realizada de forma criteriosa (Matos et al., 2009) ou ainda, depois de tratada, despejada em corpos hídricos, nesse caso, deve-se atentar para o cumprimento da legislação vigente relacionada ao padrão de lançamento.

A aplicação de técnicas como o uso de lagoas, esterqueiras, disposição no solo e digestão anaeróbia têm sido altamente recomendada no tratamento/disposição final das ARS, visto que, a demanda dos produtores rurais é por sistemas de custo reduzido e de operação simplificada.

Os sistemas anaeróbios são caracterizados por apresentarem reduzida produção de lodo, consumo de energia e custos de implantação e operação, além de tolerância a elevadas cargas orgânicas, mesmo com curtos tempos de retenção hidráulica.

A digestão anaeróbia é um dos mais antigos processos de conversão de resíduos orgânicos, ocorrendo em ambientes onde o oxigênio, nitrato e sulfato não estejam prontamente disponíveis como aceptores finais de elétrons. Os reatores anaeróbios mais utilizados para o tratamento das ARS são os biodigestores rurais e reatores do tipo manta de lodo, conhecidos pelo acrônimo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors*), que são sistemas relativamente compactos, viabilizando o uso destes em grandes, médias e pequenas propriedades agrícolas. Tal processo mostra-se particularmente interessante, visto que a produção de biogás (composto rico em metano) como subproduto, viabiliza o seu reaproveitamento energético (Campos et al., 2005a).

Embora constitua tecnologia consolidada no Brasil, algumas desvantagens ainda são atribuídas aos reatores anaeróbios, tais como emissão de maus odores, pouca capacidade do sistema em tolerar presença de substâncias tóxicas, elevado intervalo de tempo necessário para a partida do sistema (*start-up*) e necessidade de pós-tratamento do efluente, visto que, embora bastante eficientes na remoção de matéria orgânica biodegradável e de sólidos suspensos totais, a qualidade do efluente desses reatores, geralmente, não atende às normas ambientais impostas.

Nesse sentido, vários modelos modificados têm sido estudados, desenvolvidos e adaptados, visando aumentar tanto a eficiência quanto a redução de custos dos equipamentos utilizados no sistema, destacando-se, dentre as atuais possibilidades, os sistemas anaeróbios com configuração híbrida.

Os reatores anaeróbios híbridos podem ser considerados filtros anaeróbios modificados, utilizando da combinação de culturas livres e fixas no mesmo sistema de

tratamento. Dessa maneira, a concentração de biomassa no reator é maior, com uma consequente melhoria na depuração biológica dos efluentes sem expressivo acréscimo na produção de lodo e nos custos de implantação.

Segundo Borja et al. (1998), a combinação de um reator UASB, que usa um processo biológico de tratamento com crescimento disperso e um digestor de leito fixo (filtro anaeróbio), no qual a matéria orgânica é estabilizada por meio da ação de microorganismos que ficam retidos nos interstícios ou aderidos ao material suporte (biofilme), concilia com sucesso as vantagens de ambos os sistemas, evitando-se os seus inconvenientes. Esse tipo híbrido de sistema de tratamento pode ser constituído por unidades separadas, sendo por isso, denominado de sistema combinado ou um reator único, que torna o sistema mais compacto.

Dentre os materiais suportes, destaca-se a espuma de poliuretano, um material altamente poroso (aproximadamente 90% de porosidade) e eficiente na retenção de biomassa (Picanço et al., 2001), considerado um bom meio suporte para ser utilizado em reatores anaeróbios no tratamento de águas residuárias agroindustriais (Fia et al., 2010). Apesar das iniciativas de pesquisas registradas, verifica-se a necessidade de ampliação nas investigações que envolvam o manejo apropriado das ARS em sistemas anaeróbios, assim como, a busca de novas configurações nestes sistemas, que visem melhorar o desempenho, tornar os processos de funcionamento e monitoramento mais simplificados e utilizar na confecção dos reatores materiais de fácil aquisição no mercado. Há, portanto, a demanda de mais estudos a respeito dos reatores híbridos, que avaliem o seu desempenho e viabilidade. Tais pesquisas e possíveis inovações deverão promover, cada vez mais, benefícios na redução do poder poluente dessas águas e ampliar o conhecimento sobre a utilização de reatores anaeróbios no tratamento das ARS.

2. OBJETIVOS

O objetivo geral do presente estudo foi avaliar a eficiência da remoção de poluentes das ARS em um reator anaeróbio híbrido. Os objetivos específicos foram:

- Avaliar a remoção de poluentes no reator anaeróbio híbrido, por meio de medições de concentrações de sólidos, matéria orgânica e nutrientes na ARS bruta e tratada;
- Avaliar o desempenho do reator proposto sob carregamentos progressivos de material orgânico;
- Analisar o perfil da distribuição de sólidos e de material orgânico ao longo da altura do reator;
- Avaliar a diversidade da comunidade microbiana presente no reator anaeróbio durante o período experimental.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Águas residuárias da suinocultura

A produção de suínos vem alcançando papel de destaque, visto que, envolve geração de empregos, decisivo valor econômico e importante fator social. A importância é maior em países como o Brasil, carente de empregos e necessitado de fixar o homem no campo (Matos et al., 2009). Portanto, a suinocultura é uma atividade pecuária que vem se expandido muito nas últimas décadas, tornando o país um importante competidor no mercado mundial (Kunz et al., 2009).

Segundo a FAO (2010), o Brasil figurou como quinto maior produtor de carne de suínos em 2009, ficando atrás apenas da China, Estados Unidos, Alemanha e Espanha. Ainda no mesmo ano, ocupou a quarta colocação dentre os países que mais exportam o produto. A atividade suinícola vem crescendo no país, como constatou o IBGE (2011): do ano 2000 a 2010, o rebanho de suínos cresceu 18%, totalizando um plantel de 38,5 milhões de cabeças. A região sul possui maior parte do rebanho de suínos do país, destacando-se o estado de Santa Catarina, com 21% do rebanho nacional. Em Minas Gerais, quarto maior rebanho do país, com 12,2% do montante, as regiões de destaque são o Triângulo Mineiro, Alto Paranaíba, Zona da Mata e Vale do Piranga.

O aumento na demanda de carne de suínos e seus derivados e as novas tendências do mercado consumidor, têm transformado o perfil da atividade suinícola no país, onde, opta-se por um modelo de produção tecnificado ou industrial, caracterizado por sistemas intensivos, que concentram os rebanhos em unidades confinadas (Fernandes, 2009). No entanto, a adoção de sistemas confinados de produção, com o uso intensivo da água para higienização das instalações, produz grandes quantidades de resíduos com elevadas cargas de nutrientes (fósforo, nitrogênio etc.), matéria orgânica, sedimentos, patógenos, metais pesados, hormônios e antibióticos (Perdomo et al., 2001; Kunz et al., 2005; Matos et al., 2009), considerada pelos órgãos de controle ambiental, como de alto potencial poluente (Campos et al., 2005a).

Para Melo et al. (2005), a inserção do Brasil no comércio internacional tem feito com que a preocupação com a responsabilidade ambiental se torne ainda maior, sendo assim, para que a suinocultura alcance o *status* de atividade ecologicamente correta, precisa vencer uma grande barreira: que é manejar de maneira apropriada os dejetos suínos. Ainda, segundo os mesmos autores, o tratamento desses poluentes, objetivando

reduzir os custos ambientais da suinocultura, torna-se indispensável para a manutenção e o sucesso dessa atividade.

No Brasil, a forma mais usual de manejo de dejetos é o armazenamento em esterqueiras ou em lagoas, com posterior aplicação no solo (Kunz, 2006). Sabe-se que a água residuária da suinocultura pode ser utilizada com fins agrícolas ou, ainda, depois de tratada, despejada em corpos hídricos, desde que respeitadas às leis vigentes relacionadas ao assunto (Matos et al., 2004).

Em muitos casos, a pequena área das propriedades e o relevo da região fazem com que haja insuficiência de áreas agrícolas para a aplicação de todo o resíduo gerado pela suinocultura em doses agronomicamente adequadas, tornando o tratamento dos dejetos a única opção. Porém, os criadores se preocupam mais com os fatores diretamente relacionados à produção (nutrição/conforto animal e qualidade das instalações, por exemplo) do que com as variáveis que ditam os níveis necessários de controle da degradação ambiental (consumo de água e disposição final dos resíduos). Segundo Perdomo et al. (2001), o maior problema para a adequação das propriedades existentes às exigências da legislação, é que as ações para redução do poder poluente dos dejetos suínos a níveis aceitáveis requerem investimentos expressivos, normalmente acima da capacidade de pagamento do produtor.

As características dos dejetos estão associadas ao sistema de manejo adotado, aos aspectos nutricionais e à quantidade de água usada na limpeza das unidades, apresentando grandes variações na concentração dos seus elementos entre os produtores. Na Tabela 3.1 estão apresentados alguns resultados das composições físicas e químicas médias de dejetos de suínos relatados por diferentes autores.

Tabela 3.1: Características físicas e químicas de dejetos da suinocultura, de acordo com diferentes autores.

Variável	Concentrações						
	1	2	3	4	5	6	7
4. pH (adim.)	7,6	8,0	8,2	-	7,1	-	7,0
5. CE (mS cm ⁻¹)	4,3	-	-	-	-	-	-
6. DQO (mg dm ⁻³)	2.492	2.540	-	6.372	3.840	1.137	31.300
7. DBO (mg dm ⁻³)	777	-	-	4.210	-	377	11.100
8. NTK (mg dm ⁻³)	530	-	-	918	-	206	2.374
9. P _T (mg dm ⁻³)	161	-	-	-	-	41	578
10. ST (mg dm ⁻³)	953	5.550	14.870	-	-	696	13.939
11. SST (mg dm ⁻³)	-	1.407	8.660	-	494	-	8.600
12. SSV (mg dm ⁻³)	-	1.146	7.070	-	436	-	6.500
13. SVT (mg dm ⁻³)	-	2.679	8.430	-	-	-	10.452

Fonte: (1) Fia (2009), (2) Lim e Fox (2011), (3) Liu et al. (2011), (4) Zheng et al. (2006), (5) Yang e Cicek (2008), (6) Lee et al. (2004) e (7) Rodrigues et al. (2010).

A digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico de decomposição no qual o material orgânico é convertido em gás metano e dióxido de carbono. O processo ocorre em ambientes onde o oxigênio, nitrato e sulfato não estejam prontamente disponíveis como aceptores de elétrons (Souza, 2001). Segundo Chen (1984), o processo anaeróbio para tratamento de efluentes líquidos voltou a receber maior atenção a partir da década de 1970. Como vantagens, citam-se: reduzido consumo energético, reduzida produção de sólidos, pequena área demandada e possível aproveitamento energético do biogás.

De acordo com Braber e Novem (1995), a digestão anaeróbia, em si, não é uma coisa nova, os processos naturais de decomposição biológica, no qual, se baseiam a

digestão anaeróbia, têm sido explorados por séculos em diversas localidades do mundo. O mesmo autor enfatiza que a tecnologia anaeróbia tem sido utilizada por mais de 100 anos no tratamento de lodo de esgoto, e que, nas últimas décadas, muita experiência foi adquirida no trato dado a diversos resíduos, como exemplo, os resíduos agrícolas e industriais. No decorrer dos anos, a melhor compreensão do processo de digestão anaeróbia do material orgânico, principalmente, da bioquímica e da microbiologia que o envolve, possibilitou o desenvolvimento de sistemas modernos, de melhores desempenhos, e mais eficientes que os sistemas clássicos (van Haandel e Lettinga, 1994).

Embora a tecnologia anaeróbia permita grande liberdade de projeto, sendo considerado um sistema de simples construção e operação (Andrade Neto et al. 2002), os processos biológicos envolvidos são complexos. Para Toerien e Hatting (1969), a digestão anaeróbia representa um sistema ecológico de equilíbrio delicado, envolvendo rotas e processos metabólicos complexos, que abrangem diferentes grupos de microorganismos, com atividades fisiológicas específicas e sequenciais na degradação do material orgânico. Por isso, a bioquímica e microbiologia do processo são consideradas muito mais complexas do que as do processo aeróbio.

Segundo Madigan et al. (1997), o grupo de procariontes metanogênicos pertencem ao domínio das arqueias, um grupo distinto das bactérias. Estes microorganismos são amplamente distribuídos em ambientes anóxicos, tais como campos de arroz, aterros e no trato intestinal de ruminantes. A interação entre as reações do processo é estreita, de tal modo que a atividade do metabolismo metanogênico influi decididamente sobre outras etapas, inclusive sobre a hidrólise e acidogênese que ocorrem no interior do reator (Soube, 1994).

De maneira simplificada, pode-se distinguir quatro etapas sequenciais e diferentes no processo global de conversão da matéria orgânica: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (Figura 3.1).

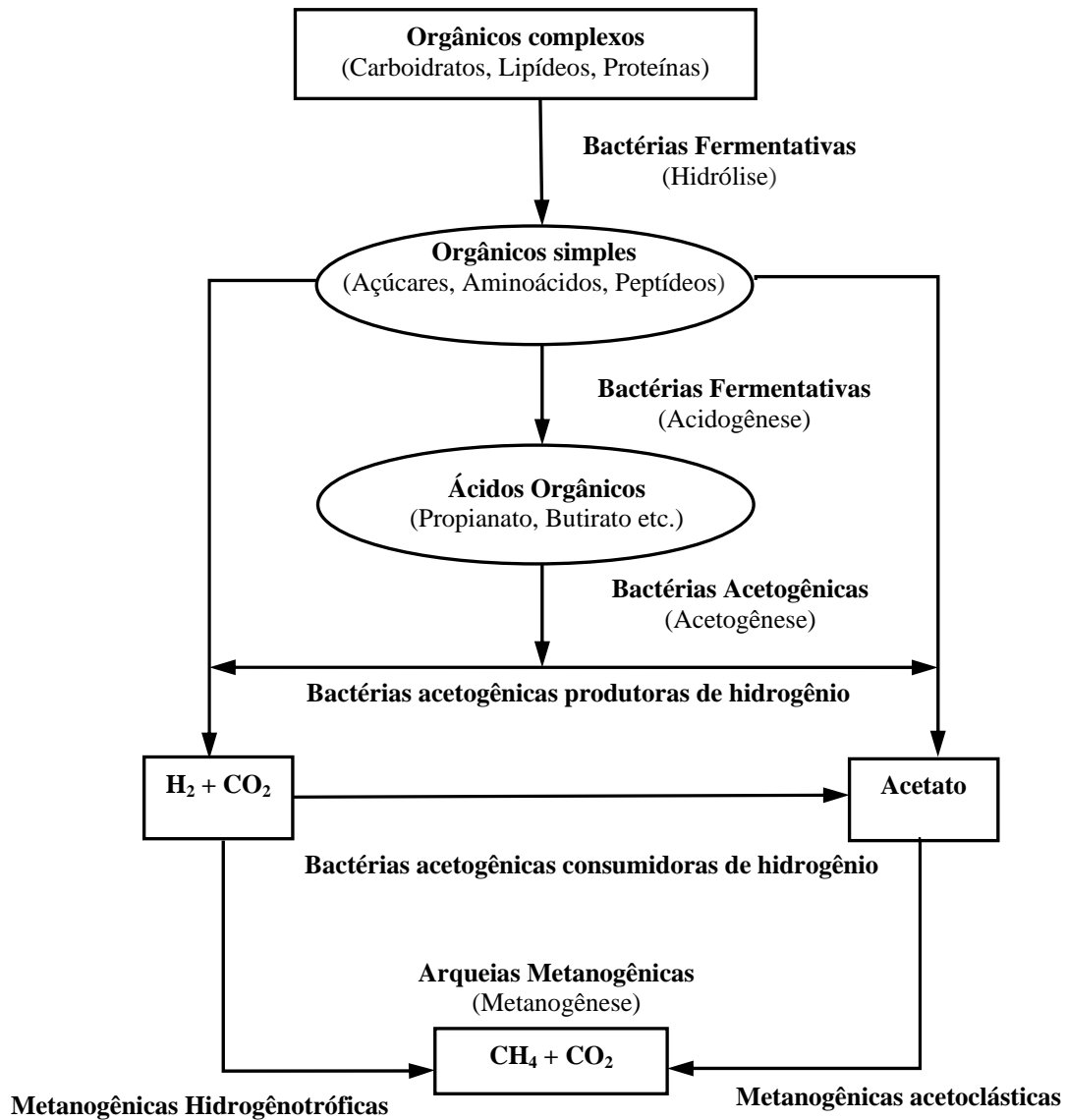


Figura 3.1: Representação esquemática do processo metabólico da digestão anaeróbia.
 Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

A eficiência global da digestão anaeróbia da matéria orgânica depende da taxa de conversão de cada reação e do equilíbrio entre as diversas espécies e grupos de micro-organismos presentes no sistema. A velocidade de cada reação influi na velocidade do processo, de maneira que as reações mais lentas, denominadas limitantes, determinam a velocidade da reação global (Ribeiro et al., 2003). Estes aspectos podem ser notados na Figura 3.1.

Parkin e Owen (1986) afirmam que o fator principal para eficiência do processo de digestão anaeróbia consiste no desenvolvimento e manutenção de grande população, estável e viável de micro-organismos. Logo, a disponibilidade de parâmetros de controle, que possam antecipar condições de desbalanceamento do processo, são

essenciais para aumentar a confiabilidade de processos anaeróbios. Conhecimentos sobre necessidades nutricionais da microflora, fatores ambientais, capacidade de assimilação de cargas tóxicas e a atividade metanogênica devem ser considerados, visando à manutenção de condições ambientais ótima nos reatores.

De maneira geral, a produção de metano é a etapa limitante do processo, uma vez que a velocidade específica de crescimento das arqueias metanogênicas é menor do que a dos outros micro-organismos do consórcio. Esses micro-organismos são mais suscetíveis a variações de pH, temperatura, acúmulo de ácidos orgânicos e presença de material tóxico, podendo, normalmente, limitar o processo de digestão como um todo (van Haandel e Lettinga, 1994). Entretanto, em condições específicas (substrato afluente pouco solúvel, temperatura reduzida, tempo de residência reduzido e alteração do pH), a conversão de materiais particulados complexos, em materiais dissolvidos mais simples, os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias, podem ser prejudicadas. Nesse tipo de situação, a hidrólise pode ser a etapa limitante do processo, prejudicando o desenvolvimento das outras etapas sequenciais (Lettinga et al., 1996).

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes, alterando a velocidade do metabolismo dos microrganismos, o equilíbrio iônico, a solubilidade do substrato, dentre outros efeitos na digestão anaeróbia. O crescimento microbiano pode ocorrer em três intervalos distintos de temperatura: faixa psicrófila (0 a 20 °C), mesófila (20 ° a 45 °C) e termófila (acima de 45 °C). Kim et al. (2006) relatam que no processo de digestão anaeróbia existem duas faixas ótimas de temperaturas que favorecem o desenvolvimento microbiológico, sendo elas: 30 a 35 °C (mesófila) e 55 a 60 °C (termófila). Ainda segundo os mesmos autores, o intervalo ótimo de temperatura termófila leva a taxas de reações mais rápidas, maior produção de gás e destruição de patógenos do que a faixa mesófila. No entanto, o processo termofílico é mais sensível às mudanças ambientais, além de implicar em gastos extras, visto que a maioria dos efluentes industriais é descartada em temperatura ambiente, sendo que, o mais comum, são reatores operando em faixas mesofílicas apresentando como vantagem o não requerimento de energia (Elmitiwali et al., 2002).

Lianhua et al. (2010), utilizando reatores anaeróbios mantidos sob diferentes temperaturas, tratando água residuária do processamento do arroz, concluíram que maiores temperaturas implicam numa maior produção de gás metano (CH₄), no entanto, é essencial para o equilíbrio das populações microbianas envolvidas, manter de forma

uniforme a temperatura dentro dos reatores, evitando as mudanças do meio circundante, já que esta tem um efeito considerável sobre a produção de gás, especialmente sob maiores cargas orgânicas.

Em relação ao equilíbrio ácido-base; o pH, a alcalinidade e os ácidos voláteis são fatores ambientais importantes, que estão intimamente relacionados entre si, influenciando os processos que envolvem o crescimento dos micro-organismos, o equilíbrio do sistema e a conversão de produtos na digestão anaeróbia. Os micro-organismos produtores de metano são mais sensíveis aos fatores ambientais e apresentam crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, diferente das bactérias produtoras de ácidos voláteis, que tem o seu crescimento ótimo na faixa de pH entre 5 e 6, tendo uma tolerância maior a valores reduzidos de pH (Chernicharo, 2007). De tal forma, o controle de pH objetiva principalmente a eliminação do risco de inibição dos microrganismos metanogênicos (Henze e Harremões, 1983), sendo que a disponibilidade de alcalinidade no meio é essencial para neutralizar os ácidos gerados na digestão anaeróbia e tamponar o pH, caso ocorra um acúmulo de ácidos voláteis.

A presença de compostos inorgânicos é muito importante na medida em que, dependendo da concentração no meio, tais substâncias podem assumir papel de nutrientes ou de inibidores. A capacidade de satisfazer as necessidades nutricionais dos micro-organismos é a base dos processos biológicos de tratamento. Nitrogênio, fósforo e enxofre são considerados essenciais para a metanogênese (Benefield e Randall, 1980).

Usualmente, em sistemas anaeróbios, a relação DQO:N:P de 350:5:1 é recomendada durante a fase de partida do reator (Lettinga et al, 1996), no entanto, durante a fase de equilíbrio, a razão de 500:5:1 é considerada suficiente para atender às necessidades de macro nutrientes pelos micro-organismos anaeróbios (Speece, 1996). O enxofre é necessário para a síntese de proteínas, necessitando-se de uma concentração semelhante ou levemente superior ao fósforo. Além destes nutrientes, outros elementos em quantidades vestigiais são requeridos para o devido crescimento celular. Dentre eles ferro, molibdênio, zinco, cobre, cobalto e níquel (Malina e Pohland, 1992). Os processos anaeróbios são caracterizados por reduzidas taxas de produção celulares, consequentemente as necessidades em termos de nutrientes são pequenas em comparação com sistemas aeróbios, o que torna os sistemas anaeróbios mais apropriados no tratamento de efluentes pobres em nutrientes (Alexiou e Mara, 2003).

No passado, acreditava-se que os processos anaeróbios seriam extremamente sensíveis a cargas tóxicas, o que inviabilizava a utilização da digestão anaeróbia. No

entanto, alguns compostos inibidores podem ser efetivamente biodegradados por um consórcio microbiano, desde que ele esteja plenamente adaptado à sua concentração e ao seu efeito tóxico.

A estrutura reacional da digestão anaeróbia é caracterizada pela existência de diferentes grupos tróficos de bactérias, que se desenvolvem em consórcio. Os vários grupos de micro-organismos presentes podem apresentar diferentes comportamentos em face de uma dada substância tóxica, as arqueias metanogênicas, por exemplo, são particularmente sensíveis a grande variedade de constituintes tóxicos presentes nos despejos agroindustriais. Segundo Nogueira (1986), sais de metais pesados, como cobre e zinco, que estão presentes na ração de suínos, podem constituir problemas, embora sob condições alcalinas e, especialmente, se o íon sulfeto estiver presente, estes metais se precipitarão, pouco afetando o sistema. São conhecidos também os efeitos prejudiciais de antibióticos, desinfetantes e praguicidas que podem ser utilizados em larga escala nas propriedades rurais.

Disseminação da tecnologia anaeróbia no tratamento de águas residuárias

Young e McCarty (1969), por meio do desenvolvimento de filtros anaeróbios, a partir do final da década de 1960, ampliaram a perspectiva de aplicação do tratamento anaeróbio em efluentes e, desde então, varias configurações de reatores de alta eficiência vêm sendo desenvolvidas. De modo geral, podem-se diferenciar os vários tipos de reatores anaeróbios pela estratégia de alimentação (contínuo ou intermitente), pelo sentido do escoamento (ascendente e descendente) e pela característica da biomassa (granulada, crescimento disperso, imobilizada).

A maior aceitação de sistemas de tratamento anaeróbio se deve a dois fatores principais: as vantagens consideradas inerentes ao processo da digestão anaeróbia, quando comparada à aeróbia (Fia, 2009), e o desenvolvimento dos “sistemas de alta taxa” que tornou os reatores mais compactos promovendo a melhoria no desempenho desses sistemas (Chernicharo, 2007). O desenvolvimento dos sistemas denominados como de “alta taxa” se deve ao incremento de pesquisas na área. Tais sistemas se caracterizam pela capacidade de retenção de grande quantidade de biomassa e pela elevada atividade, mesmo com a imposição de reduzidos tempos de retenção hidráulica.

A concepção e disseminação do uso do reator anaeróbio de manta de lodo, conhecido como UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) é responsável pelo crescimento da aplicação dos sistemas anaeróbios como principal unidade de tratamento

(McCarty, 2001). Especificamente em relação às ARS, a tecnologia de digestão anaeróbia por biodigestores é amplamente difundida. Vários modelos de biodigestores têm sido desenvolvidos e adaptados, visando a aumentar tanto a eficiência desses sistemas no que se refere à redução nos custos dos equipamentos (Kunz et al., 2005)

Apesar dos reatores anaeróbios serem tecnologia consagrada no Brasil, algumas desvantagens são relatadas. O elevado intervalo de tempo para partida do sistema quando não inoculado, a baixa tolerância a cargas tóxicas e a possibilidade de geração de maus odores são os principais problemas relacionados a esses sistemas (Seghezze et al., 1998; Subramanyam e Mishra, 2008; Lew et al., 2011).

Torna-se importante frisar que, embora bastante eficientes na remoção de matéria orgânica (MO) biodegradável e de sólidos suspensos totais (SST), a qualidade do efluente desses reatores, geralmente, não atende às normas ambientais impostas, tornando-se necessário aplicar o pós-tratamento (Almeida et al., 2011), podendo ser apontado como uma desvantagem do sistema.

A despeito de algumas limitações, por meio dos sistemas anaeróbios de tratamento, há o potencial dos pequenos produtores rurais disporem de uma alternativa mais simples, com a possibilidade de redução dos custos, por requisitarem pequenas áreas para o tratamento dos dejetos e menores custos operacionais, principalmente, em países como o Brasil, no qual o clima é favorável à operação de reatores à temperatura ambiente (Campos et al., 2005b).

O reator anaeróbio híbrido

3.4.1 Preliminares

Um reator anaeróbio híbrido é qualquer reator originário da mistura de duas ou mais concepções de reatores anaeróbios. Um exemplo comum é a combinação de um reator UASB na parte inferior e um filtro anaeróbio na parte superior. Estes tipos de reatores híbridos possuem parte de seu volume preenchido com materiais inertes, como espuma ou anéis de plásticos, com fins de retenção de biomassa (Fernandez et al., 2001).

Ødegarde (2006) relata que, alcançando ampla aceitação no mundo, os sistemas híbridos constituem tecnologia relativamente nova no tratamento de efluentes. Utilizando processos modernos nos reatores de alta taxa, os reatores híbridos, combinando as tecnologias dos reatores UASB e dos filtros anaeróbios, podem ser opção preferencial no trato de diversos efluentes (Oktem et al., 2007).

Segundo Wu et al. (1987), os primeiros reatores operando de forma combinada, foram desenvolvidos por Maxham e Wakamiya (1981). Desde então, muitos trabalhos foram desenvolvidos em laboratórios e em escala plena, a fim de aperfeiçoar os projetos e os parâmetros de operação (Chang, 1989; Wu et al., 2003; Oktem et al., 2007; Wolf, 2010). Os sistemas híbridos estão sendo pesquisados para tratamento de diversos efluentes: águas residuárias da suinocultura (Lo et al., 1994), da indústria farmacêutica (Oktem, 2007), de moinhos de oliva (Azbar et al., 2009) e esgoto sanitário municipal (Weld e Singh, 2011), obtendo bons rendimentos globais de remoção de poluentes.

3.4.2 Princípios de funcionamento

A configuração típica dos reatores anaeróbios híbridos (RAH) busca, utilizando a combinação de culturas livres e fixas no mesmo sistema de tratamento, otimizar a depuração biológica de efluentes agroindustriais e sanitários (Mannina e Viviani, 2009). Para tal, a concepção desse sistema combina as vantagens e minimiza as desvantagens dos reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB) e dos filtros anaeróbios. Desta forma, para entendimento do funcionamento dos sistemas híbridos é necessário conhecer o princípio de funcionamento básico desses dois sistemas.

O processo em reatores de manta de lodo consiste em aplicar um escoamento ascendente de efluente líquido por meio de um leito de lodo denso e de elevada atividade. O efluente entra no fundo do reator, passando pelo perfil de sólidos, que varia de muito denso e granular próximo ao fundo (leito de lodo), até um lodo mais disperso e leve próximo ao topo do reator (manta de lodo), onde deixa o sistema por meio de um decantador interno (Chernicharo, 2007).

Segundo Foresti et al. (1999), o crescimento dos micro-organismos ocorre de forma dispersa, sem a necessidade de um material suporte, formando flocos ou grânulos ($\varnothing = 1$ a 5 mm) densos com alta resistência mecânica, que permanecem no reator. Embora parte das partículas mais leves seja perdida na saída do efluente, o tempo médio de residência de sólidos é elevado, mantendo uma massa densa de micro-organismos formadores de metano, apesar do reduzido tempo de retenção hidráulica.

Já os processos em reatores anaeróbios de leito fixo, também conhecidos como filtros anaeróbios (FA), consistem em tanques preenchidos com um material de suporte inerte (pedra, plástico, cerâmica etc.), formando um leito fixo. Sendo assim, os micro-organismos crescem tanto nos espaços vazios quanto aderidos ao meio fixo, onde formam uma película de biofilme na sua superfície, propiciando alta retenção de

biomassa no reator (Foresti et al., 1999). A estabilização da matéria orgânica consiste basicamente em um processo de contato, no qual a água residuária passa pela massa de sólidos biologicamente ativos contidos no interior do reator, havendo então a conversão da matéria orgânica em produtos finais, especialmente metano e gás carbônico (Young, 1991).

Nos filtros anaeróbios de escoamento ascendente, o líquido penetra pela base, é distribuído por um fundo falso ou tubos perfurados e flui através do material de enchimento que, neste caso é necessariamente submerso (afogado), sendo descarregado pelo topo, coletado por canaletas ou tubos perfurados. A opção por filtros de escoamento ascendente podem propiciar elevada eficiência e reduzida perda de sólidos arrastados no efluente, porém apresentam maiores riscos de entupimentos dos interstícios (Andrade Neto et al., 1999), além de dificuldades construtivas e de manutenção.

3.4.3 Material suporte em reatores híbridos

Buscando favorecer a imobilização da biomassa, o material suporte tem por finalidade reter os sólidos biológicos no interior do reator, por meio da aderência à superfície do material, formando o biofilme, ou preso nos espaços intersticiais da camada na forma de agregados, como flocos ou grânulos. A presença de poros e reentrâncias na superfície do material suporte proporciona um ambiente menos turbulento para os micro-organismos, favorecendo assim a formação inicial do biofilme (Verrier et al., 1988).

O uso de materiais suportes age também como um mecanismo separador de gases e sólidos, contribui para o aumento do tempo de retenção celular (θ_C), o que favorece o crescimento da população metanogênica e o aumenta na capacidade do reator em resistir a alterações (choques) de carga, presença de compostos inibitórios e às mudanças nas características do substrato (Sánchez et al., 1994).

O material de enchimento pode ser de vários tipos, sendo que a escolha favorece o bom funcionamento dos reatores, visto que a capacidade de retenção celular e a diversidade da biota são diretamente afetadas pelo tipo do material. Segundo Andrade Neto et al. (2002), é desejável que o material a ser utilizado em filtros anaeróbios tenha as seguintes características:

- i) Serem estruturalmente resistentes e eficientemente leves;
- ii) Serem biológica e quimicamente inertes;

- iii) Apresentem elevada porosidade e maior área superficial específica
- iv) Facilitem a distribuição da água residuária em escoamento e dificultem sua obstrução;
- v) Apresentem preço reduzido e fácil aquisição.

No Brasil, o material comumente utilizado nos FA é a brita nº. 4. Esse material apresenta algumas desvantagens, dentre elas, a grande massa específica, o que exige estruturas mais robustas e a redução do volume útil do reator em 50% (Andrade Neto et al., 1999). Considerando-se a aplicação em reatores híbridos, nos quais o material suporte é alocado na parte superior, sobre uma laje ou outra base, percebe-se que a brita pode não ter utilização viável.

Materiais porosos, como a espuma de poliuretano, têm sido empregados, com sucesso, como suporte de reatores anaeróbios, dados a sua geometria regular, baixa massa específica e alto índice de vazios (Ribeiro et al., 2003; Yang et al., 2004).

Fia et al. (2010) comparou três reatores anaeróbios de leito fixo e de escoamento ascendente, contendo biomassa imobilizada, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro (ARC). Os reatores idênticos possuíam diferentes materiais utilizados como meio suporte, sendo eles: escória de alto-forno, espuma de poliuretano e brita nº. 2, com porosidade de 53, 95 e 48%, respectivamente. Os reatores confeccionados em PVC e volume total de 0,193 m³, foram operados sob temperatura ambiente (valor médio 17,2 °C), aumento das concentrações orgânicas afluente, quantificada em termos de DQO (1.000, 2.500 e 5.000 mg dm⁻³) e tempo de retenção hidráulica (TRH) de 1,3 dias. Os autores observaram que o reator contendo a espuma de poliuretano se destacou e, nas faixas de concentrações afluente avaliadas, apresentou eficiência média de remoção de DQO total de 58, 73 e 80%, respectivamente. Segundo os autores, a eficiência média do reator para as três cargas aplicadas foi superior à encontrada nos reatores que continham outro material suporte, indicando que a maior porosidade do material proporcionou maior retenção e fixação da biomassa.

3.4.4 Configuração típica de reatores anaeróbios híbridos

Os reatores anaeróbios híbridos podem ter várias formas, desde que, combinem duas ou mais concepções de reatores anaeróbios. Todas as configurações tentam obter a melhor distribuição do escoamento e bom desempenho funcional. Podem ser constituído por unidades separadas, denominado de sistema combinado ou multiestágio, ou, ainda, no mesmo reator, combinando a biomassa livre e fixa (Wolff et al., 2005). Unidades

que combinam a tecnologia dos filtros anaeróbios e dos sistemas UASB, em um único reator, mostram-se mais compactas, ocupam menores áreas e tornam a operação da unidade de tratamento mais simples do que os sistemas combinados (Rajakumar et al., 2012).

Para Speece (1996), em um reator híbrido único, busca-se uma configuração capaz de acumular na câmara inferior, elevadas concentrações de biomassa, eventualmente granulada, que permanece no reator pela existência de uma camada de enchimento colocada na parte superior, servindo como separador de gás-sólido-líquido e auxiliando na retenção do lodo. Ainda segundo o mesmo autor, recomenda-se que 20 – 30% de seu volume sejam preenchidos com materiais inertes, com fins de retenção de biomassa. Porém, Chernicharo (2007) relata que a determinação da quantidade de material suporte a ser utilizada nos reatores é bastante subjetiva, sendo que deve haver uma quantidade mínima que promova uma remoção complementar de matéria orgânica e também ajudar na retenção de sólidos biológicos.

O lodo que se desenvolve na parte inferior do reator, geralmente, possui biomassa com alta atividade metanogênica. Este lodo é obtido por meio de um processo de seleção promovido pelo escoamento hidráulico ascendente e depende também do tipo de substrato e a carga orgânica volumétrica total (CV_t). Estes fatores devem ser considerados desde a partida do sistema, permitindo que quantidade expressiva de biomassa densa capaz de se desenvolver na parte inferior do reator (Campos et al., 2005b).

A estabilização da matéria orgânica ocorre em todas as zonas do reator, sendo a mistura do sistema promovida pelo escoamento ascensional do esgoto e das bolhas de gás. A presença de um dispositivo de separação de gases e sólidos, na parte superior do reator híbrido, não é obrigatoriamente necessária, desde que, a zona preenchida com material suporte garanta condições propícias à separação destes, além da sedimentação do material mais denso (Chernicharo, 2007).

A configuração retangular ou cilíndrica comum aos reatores UASB e filtros anaeróbios é a recomendada para estes sistemas e a distribuição do afluente é usualmente feita partir da base do reator (Figura 3.2).

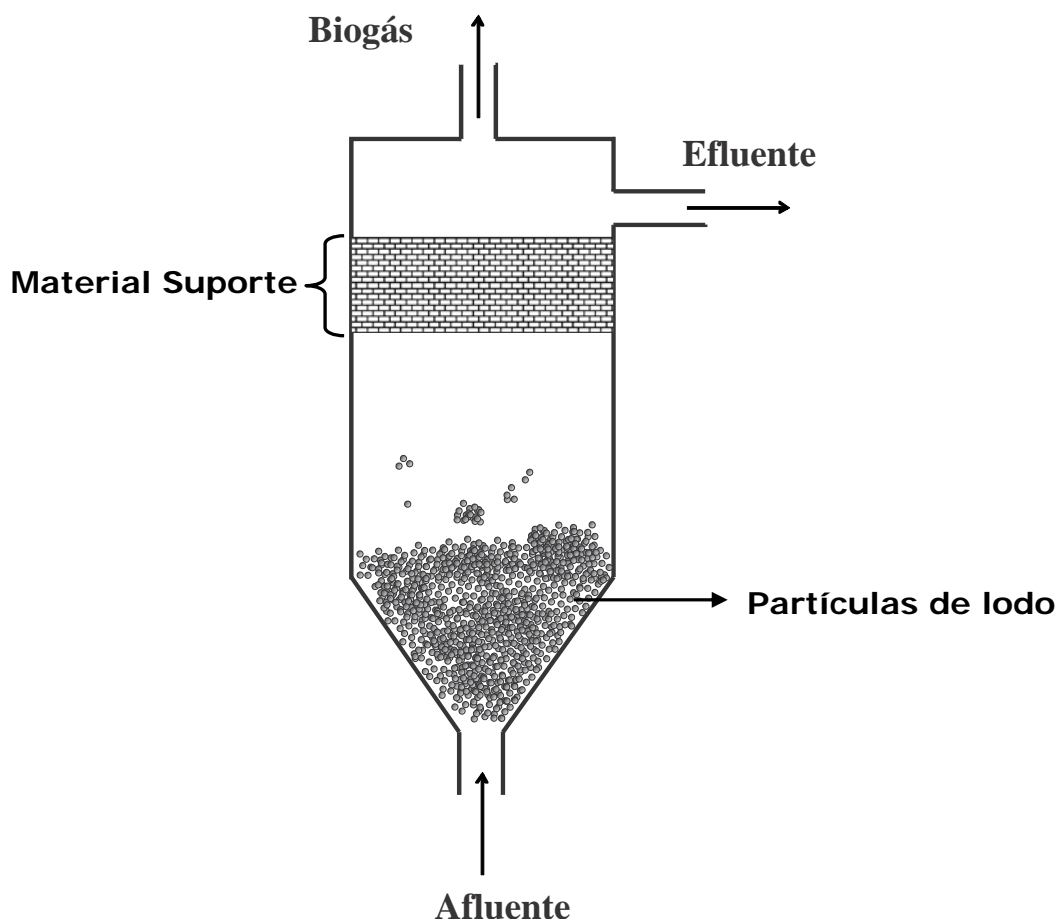


Figura 3.2: Reator UASB híbrido. Fonte: Adaptado de Saleh e Mahmood (2003).

Diversas vantagens podem ser atribuídas aos sistemas anaeróbios híbridos para o tratamento de águas residuárias, como a economia, tendo em vista que as unidades de tratamento são de menor volume, menor quantidade de material suporte utilizada e aprimoramento das características operacionais dos sistemas anaeróbios, que se combinam. Os RAH permitem que parte considerável da matéria orgânica presente nas águas residuárias seja removida nessa unidade, sem consumo de energia, com menor produção de lodo, possibilidade de utilização do biogás produzido e fácil manutenção.

O uso do material suporte nos reatores híbridos garante a manutenção da população metanogênica ativa no sistema, retém a biomassa granular e auxilia na separação dos gases e sólidos. Ademais, o contato do substrato com o biofilme presente no material suporte garante uma remoção adicional de material orgânico.

Embora o uso dos sistemas híbridos seja amplamente recomendado, algumas desvantagens ainda são atribuídas aos mesmos, como a possibilidade de emissão de maus odores, problemas de corrosão das estruturas e a baixa capacidade do sistema em tolerar cargas tóxicas. Outra limitação é o entupimento da camada suporte do reator pelo

aumento na espessura do biofilme e, ou, altas concentrações de sólidos suspensos na água residuária. Além disso, necessitam de uma etapa de pós-tratamento dos efluentes, para atender os requisitos estabelecidos pela legislação ambiental para o lançamento em corpos hídricos e visando a remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo.

Diversos estudos têm sido realizados usando reatores anaeróbios híbridos no tratamento de esgoto sanitário, águas residuárias agrícolas e industriais, incluindo o tratamento de compostos tóxicos e recalcitrantes. Dentre os diversos trabalhos, pode ser citado o de Kumar et al., (2007), que utilizando um reator híbrido (combinando um reator UASB e um filtro anaeróbio) verificou o potencial de tratamento de efluente proveniente de destilarias de cana para a produção de açúcar. Os autores concluíram que para um tempo de retenção hidráulica de 5 dias, carga orgânica de $8,7 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO foram obtidos os melhores resultados, onde a eficiência média de remoção de DQO foi de 79%. Na Tabela 3.2 estão listados dados experimentais obtidos na operação de reatores anaeróbios híbrido tratando diferentes efluentes.

Tabela 3.2: Dados experimentais obtidos em RAH.

RAH	Água residuária	$V_T^{(a)}$	$t_c^{(b)}$	TRH ^(c)	$CV_t^{(d)}$	$\epsilon_{DQO}^{(e)}$	Referência
UASB + AFBR	Aglomerado industrial	8	37	6	2,08	94	Kumar et al. (2008)
UASB + FA	Abatedouro de aves	5,4	29-35	10	19	88	Rajakumar et al. (2011)
Reator compartmentado	Sintética com melaço como fonte de Carbono	54	35	24	9	88	Ghaniyari-Benis et al. (2009)
UASB + FA	Indústria farmacêutica	17	55	36	9	71	Sreekanth (2009)
UASB + FA	Mistura de complexos fenólicos	13,5	22-32	24	2,4	86	Ramakrishnan e Gupta (2007)
UASB + DHS	Indústria da desidratação de cebolas	9,1	–	9,4	2,8	92	El-Kamah et al. (2011)
UASB + FA	Refinaria de óleos	12	35	36	5,5	90	Jeganathan et al. (2006)
Reator híbrido	Fecularia	6	–	120-430	0,5-4,0	70-87	Chaiprasert et al. (2003)
UASB + FA	Processamento do fruto cafeeiro		–	22	1,89	77	Mendoza e Rivera (1998)
UASB + FA	Indústria da tapioca	7000	37	24-240	0,98-9,7	67-79	kamaraj (2006)
UASB Híbrido	Suinocultura	14,5	22-28	81	12	61-95	Lo et al. (1994)

^(a) Volume total do reator (dm³).

^(b) Temperatura (°C).

^(c) Tempo de retenção hidráulica (h)

^(d) Carga orgânica volumétrica total (kg m⁻³ d⁻¹ de DQO)

^(e) Eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO total (%)

3.4.5 Critérios básicos de projeto

A otimização do rendimento dos processos anaeróbios parte do entendimento das variáveis de influência na operação dos reatores. Os principais critérios de projeto para reatores anaeróbios tratando despejos orgânicos de natureza doméstica ou agroindustrial estão apresentados a seguir. Ressalta-se que, apesar do grande número de estudos e publicações relacionados à digestão anaeróbia nos últimos anos, não há no

Brasil, uma norma técnica da ABNT sobre o projeto de reatores anaeróbios do tipo UASB ou do tipo híbrido.

Tempo de retenção hidráulica (TRH) e carga hidráulica volumétrica (CHV)

O TRH refere-se ao tempo médio que um elemento de volume permanece no interior do reator. Já a CHV equivale ao inverso do TRH do reator e pode ser entendida como:

$$TRH = \frac{V_u}{Q} \quad (3.1)$$

em que,

TRH = Tempo de retenção hidráulica (d);

V_u = Volume útil do reator (m^3);

Q = Vazão média ($m^3 d^{-1}$).

$$CHV = \frac{Q}{V_u} \quad (3.2)$$

em que,

CHV = carga hidráulica volumétrica ($m^3 m^{-3} d^{-1}$).

O TRH como um fator de projeto e operação é importante na capacidade de digestão de um reator. O sucesso do tratamento anaeróbio requer um balanço microbiano entre o rápido crescimento das bactérias acidogênicas e o crescimento mais lento das arqueias metanogênicas. Sendo assim, o valor do TRH deve ser teoricamente igual ao tempo necessário para que as reações bioquímicas de utilização do substrato ocorram, considerando-se o volume total do reator (Ndon et al., 1997).

Um fator que pode influenciar no TRH é a formação de caminhos preferenciais nos reatores, resultando os denominados “curtos circuitos”, ou seja, formação de zonas mortas nos reatores biológicos. Neste caso, parcela expressiva do efluente pode sair do sistema antes do contato necessário com a biomassa ativa (TRH baixo), ou ficar retida no reator por tempo maior que o necessário (TRH alto) (Feng et al., 2009).

No processo de seleção da biomassa ativa nos reatores, o TRH é fator fundamental, visto que valores elevados implicam em menor valor da CHV. A CHV

tem grande influência sobre as características de mistura do reator, retirando toda a biomassa com características de sedimentação precária, criando, dessa maneira, espaço para a nova biomassa que está crescendo. Para Lin (2000), um sistema moderno de tratamento anaeróbio pode ter alta eficiência no tratamento e baixo tempo de retenção hidráulica (TRH), como é o processo de um reator UASB. Estudos e análises apontam que a carga hidráulica volumétrica não deve exceder o valor de $5,00 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, correspondendo a um tempo de retenção hidráulica mínimo de 4,80 horas (Campos, 1999).

Young (1991) reuniu dados operacionais de diversos filtros anaeróbios e correlacionou-os estatisticamente, a fim de selecionar as principais variáveis que afetam o desempenho destes reatores. Os resultados levaram o autor a concluir que o TRH foi a variável que mais influenciou na remoção de DQO do sistema.

Velocidade de escoamento do líquido (v)

A velocidade ascendente do escoamento é calculada a partir da relação entre a vazão afluyente e a seção transversal do reator, conforme segue:

$$v = \frac{Q}{A_u} \quad (3.3)$$

em que,

v = velocidade de escoamento do líquido (m h^{-1});

Q = vazão média ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$);

A_u = área da seção transversal útil do reator (m^2).

Ou,

$$v = \frac{Q \times H}{V_R} = \frac{H}{TRH} \quad (3.4)$$

em que,

H = altura do reator (m)

As velocidades ascensionais devem ser mantidas abaixo do ponto no qual ocorre a lavagem de sólidos. Sendo que a velocidade ascendente máxima no reator depende das características do lodo presente e das cargas aplicadas. Reatores operando com lodo floculento e carga orgânica até $6,0 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO, devem ter velocidades ascensionais na ordem de $0,5$ a $0,7 \text{ m h}^{-1}$, sendo tolerados picos temporários, durante 2 a 4 horas, de até $1,5$ a $2,0 \text{ m h}^{-1}$ (Chernicharo, 2007).

Young (1991) recomenda que, para reatores operando com lodo tipo granular, as velocidades podem ser maiores, e que as taxas de recirculação e carga sejam tais que a velocidade ascensional possa alcançar até 10 m h^{-1} .

Carga orgânica volumétrica (CV_u)

A carga orgânica é definida como a quantidade (massa) de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, em termos da demanda química de oxigênio (DQO), por unidade de volume do mesmo. No entanto, na literatura esta variável de projeto é utilizada considerando o volume total (V_t), que define a CV_t ou o volume útil (V_u), que define CV_u . Para o presente trabalho, optou-se pelo o uso do volume útil do reator, desta maneira a CV_u pode ser definida como:

$$CV_u = \frac{Q \times C}{V_u} \quad (3.5)$$

em que,

CV_u = Carga orgânica volumétrica ($\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$);

C = DQO afluente (kg m^{-3});

No tratamento anaeróbio de águas residuárias, a carga orgânica volumétrica desempenha importante papel, sendo que, no caso de efluentes industriais de elevada concentração de matéria orgânica, a CV_t a ser aplicada é que define o volume do reator (Chernicharo, 2007). Altas cargas orgânicas ou, mesmo alterações (choque) de carga, podem afetar o equilíbrio entre os micro-organismos responsáveis pela digestão do afluente, levando à predominância da fase ácida sobre a metanogênica, prejudicando a remoção de sólidos orgânicos e sólidos suspensos. No entanto, cargas orgânicas elevadas têm sido aplicadas com sucesso em reatores anaeróbios, em escala piloto ou plena (Young, 1991; Campos et al., 2005; Pereira et al., 2009).

Azbar et al. (2009) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio híbrido (RAH) em escala laboratorial (20 dm^3), combinando um reator UASB e um filtro anaeróbio, no tratamento de águas residuárias de moinho de oliva para onze diferentes cargas orgânicas, variando entre $0,45$ e $32 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO. Segundo os autores, os resultados demonstraram que o RAH pode tolerar altas concentrações de DQO afluente. As eficiências de remoção encontradas no reator foram de 50-90% para $\text{DQO}_{\text{total}}$ e 19-87% na remoção de sólidos suspensos totais (SST). Sendo que as melhores eficiências de remoção de matéria orgânica (DQO) foram obtidas para valores de CV_t abaixo de $10 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO.

Percebe-se que a carga orgânica volumétrica pode ser considerada um parâmetro-chave no projeto de reatores anaeróbios. A CV_t relaciona-se com a quantidade (vazão), com a qualidade (concentração de matéria orgânica na água a ser tratada) e com o volume da unidade. O desempenho dos sistemas depende muito de como os micro-organismos residentes responderão à CV_t da água residuária a ser aplicada.

Caso a carga de matéria orgânica aplicada no reator (CV_t) exceda a capacidade de metanização, um colapso no consórcio microbiano poderá ocorrer, levando à falência do sistema. Logo, o conhecimento das faixas de CV_t e CV_u , na qual, o sistema de tratamento apresenta resultados satisfatórios na remoção da DQO, sem efeitos de desbalanço da atividade microbiana, perdas de biomassa ativa e, ou, acidificação do reator, torna-se importante informação para a operação otimizada de reatores anaeróbios híbridos.

Chernicharo (2007) relata que o critério da carga orgânica limite deve ser utilizado no projeto de reatores anaeróbios tratando águas residuárias agroindustriais. Nesses, casos, o critério hidráulico é secundário, sendo, portanto a CV_t CV_u o parâmetro que define o volume das unidades.

14. MATERIAL E MÉTODOS

14.1 Localização e caracterização da área

O experimento foi montado e conduzido na Fazenda Água Limpa, propriedade particular, localizada no bairro Novo Paraíso, zona rural do município de Viçosa, Minas Gerais. As coordenadas geográficas do local são latitude 20°49'16" S e longitude 42°52'06" W, com altitude média de 684 m. As análises laboratoriais foram realizadas no Laboratório de Qualidade da Água (LQA) e no Laboratório de Solos e Resíduos Sólidos (LSRS), ambos situados nas dependências do Departamento de Engenharia Agrícola (DEA), localizado no *campus* da Universidade Federal de Viçosa (UFV), distante 8,5 km das instalações experimentais.

A propriedade foi escolhida devido aos seguintes fatores: (i) localização próxima às instalações da universidade, (ii) tipificação como propriedade de agricultura familiar e (iii) presença de atividade de suinocultura de ciclo completo. Ressalta-se que, além da suinocultura, na fazenda Água Limpa também há cultivo de cafeeiro, milho e criação de frangos de corte.

No período em que o estudo foi realizado, a propriedade contava com um rebanho de aproximadamente 70 matrizes e produção diária em torno de 15 m³ de água residuária da suinocultura (ARS). O volume *per capita* de ARS gerado diariamente na suinocultura é de aproximadamente 21 dm³, valor acima do relatado na literatura, que é em média de 10 dm³ (Brandão et al., 1999; Matos et al., 2004; Nogueira e Silva, 2006). Tal fato pode ser explicado pela realização do abate de animais *in loco*, uso exagerado de água na lavagem dos galpões e por haver abundância de água na fazenda, tornando o consumo elevado.

A propriedade possui um sistema que capta a ARS dos galpões por gravidade, passando por um desarenador, seguido de um tanque de alvenaria, denominado tanque de retenção, com dimensões de 3,80 x 11,85 x 1,40 m (Figura 4.1).



Figura 4.1: Tanque de retenção da ARS.

A partir do tanque de alvenaria anteriormente citado, a ARS é bombeada, passando por uma peneira e por uma caixa de gordura (Figura 4.2). As unidades mencionadas já se encontravam instaladas e operando no local antes do início das atividades de pesquisa.



Figura 4.2: Peneira (à esquerda) e caixa de gordura (à direita) instaladas na propriedade.

14.2 Configuração da unidade experimental

O sistema de tratamento consistia em captar a ARS gerada, direcioná-la a um sistema de tratamento preliminar (tratamento basicamente físico), para em seguida, utilizar o sistema de tratamento proposto, como está demonstrado na Figura 4.3.

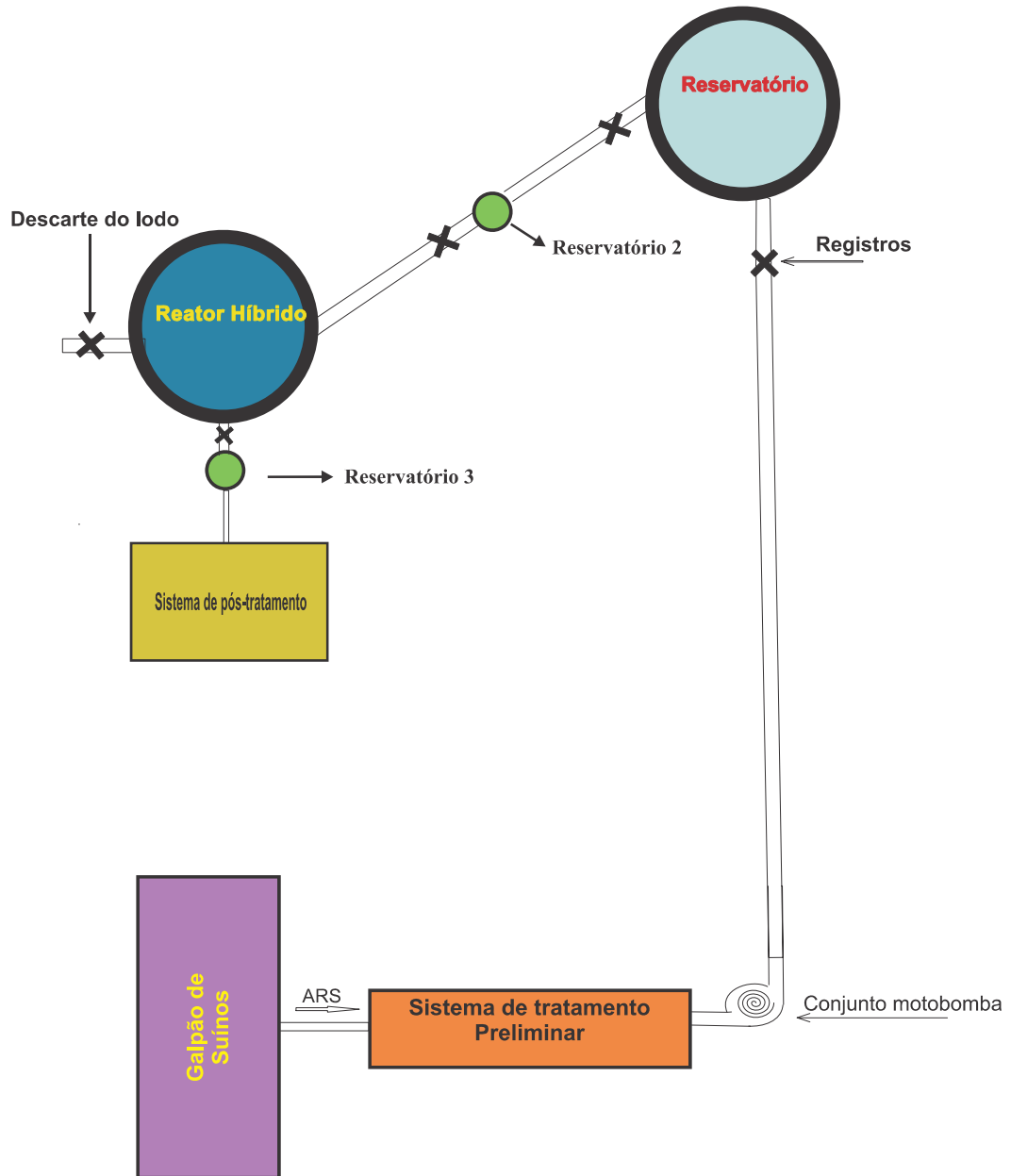


Figura 4.3: Fluxograma do sistema utilizado na propriedade.

Reator

A captação para o sistema de tratamento foi feita por bombeamento, a partir da caixa de gordura, para um reservatório com capacidade de 10 m³. Na sequência, por gravidade, a ARS era aplicada no reator anaeróbio híbrido (RAH). Após sair do reator seguia para um pós-tratamento composto de um sistema de alagados construídos (Figura 4.4).



Figura 4.4: Sistema de tratamento e pós-tratamento: A- Reator Anaeróbio Híbrido; B- Sistemas Alagados Construídos.

O reator foi confeccionado, utilizando como estrutura um tanque de polietileno de alta densidade (PEAD), com o formato cilíndrico de 2,38 m de diâmetro e altura de 2,43 m, com capacidade total de 10 m³. Dentro do tanque foram feitas adaptações estruturais para que a parte superior acomodasse o material suporte, distante 1,45 m do fundo. Foram instalados 8 tubos de PVC, com comprimento de 0,72 m, que serviram para fixar dois cabos de aço (um na parte inferior do cano e outro na parte superior), esses cabos acompanharam o perímetro do reator, onde, foram presas redes de polietileno que serviram para “empacotar” o material suporte. A camada de material suporte possuía espessura total de 0,70 m, ocupando um volume total de aproximadamente 3 m³. Contudo, dada à elevada porosidade do material escolhido (índice de vazios na ordem de 0,93 m³ m⁻³), houve aproximadamente 2,8 m³ de volume útil correspondente.

A estrutura de distribuição instalada no fundo do reator consistiu de tubos de PVC de diâmetro de 50 mm, perfurados com 5 mm de diâmetro de furo e montados no formato de “cruz”. Os furos foram feitos com igual espaçamento de 2 cm entre si e em todas as direções ao longo do distribuidor.

Na parte superior, foi construída estrutura semelhante, para a captação do efluente, porém, em uma posição diferente da inferior, de forma que estes não ficassem alinhados, com intuito de evitar a formação de curtos circuitos e caminhos preferenciais.

Ao longo da altura do reator, foram instaladas 4 torneiras com diâmetro de 12,5 mm, espaçadas 0,30 m, para permitir a amostragem da ARS e do possível lodo de excesso . A primeira torneira de amostragem foi instalada distante 0,50 m do fundo. Na Figura 4.5 está ilustrado o desenho esquemático do reator proposto.

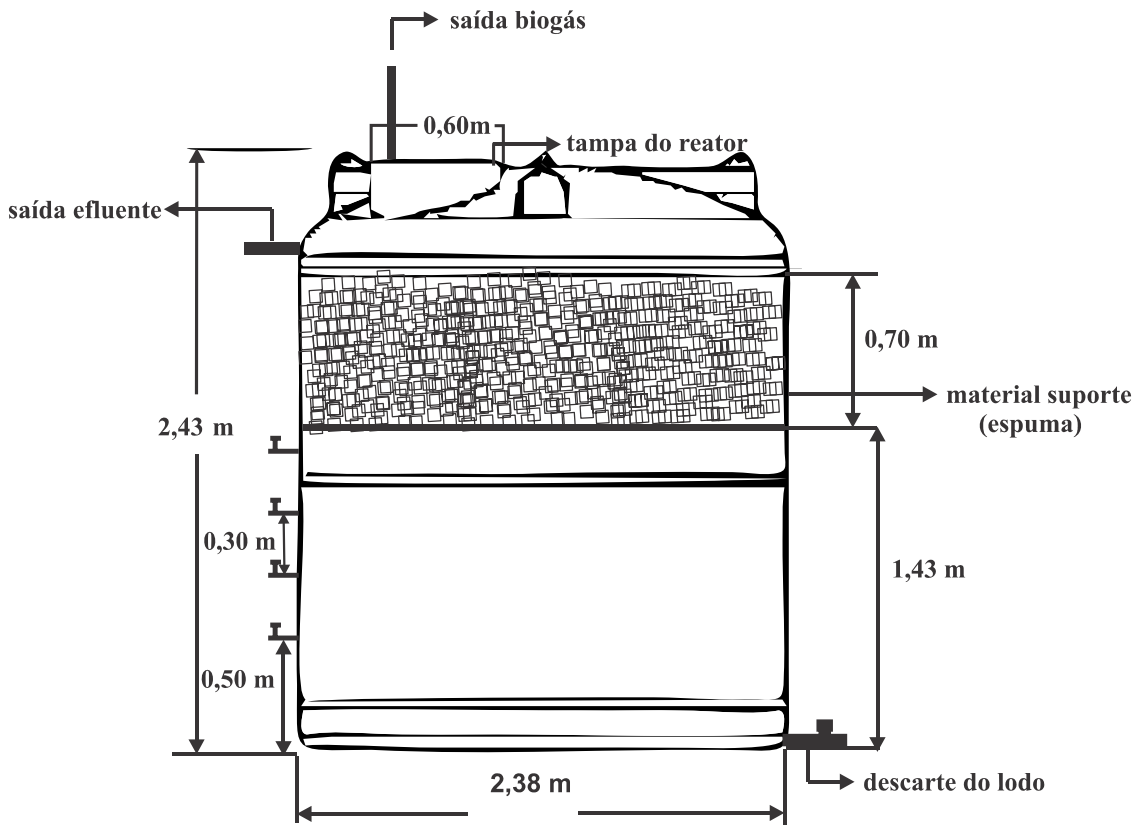


Figura 4.5: Desenho esquemático do reator.

Dois reservatórios operando em série foram utilizados no processo de tratamento, sendo um de 10 m³. (reservatório 1, citado anteriormente), responsável por armazenar e garantir o fornecimento da ARS de maneira contínua. O segundo reservatório, com pequena capacidade (0,2 m³, reservatório 2) alimentado pelo anterior, possuía uma bóia a qual mantinha o nível de água residuária constante no seu interior,

de modo a fornecer uma vazão uniforme ao reator (Figura 4.6). Na saída do reator um terceiro reservatório (reservatório 3) foi instalado, visando controlar e monitorar a vazão efluente (Figura 4.7).



Figura 4.6: Sistema de alimentação do RAH: A- Reservatório 1; B- Reservatório 2.



Figura 4.7: Saída do efluente do reator e reservatório 3.

A tubulação que conduzia a ARS até o reator era de PVC, com diâmetro de 50 mm, sendo que na saída dos reservatórios 1 e 2 foram instaladas válvulas de esfera (\varnothing 50 mm) e uma de gaveta (\varnothing 32 mm), respectivamente, que serviam para a regulagem da vazão. Para o esgotamento do lodo excedente, quando necessário, foi instalado na parte inferior do reator uma tubulação de diâmetro 60 mm, acompanhada de uma

válvula de esfera. Na saída do efluente uma válvula de esfera de diâmetro 32 mm foi instalada antecedendo o reservatório 3.

Água residuária e inóculo utilizados

A água residuária da suinocultura era bombeada duas vezes ao dia, do tanque de acumulação para a área do experimento, sendo que, duas vezes por semana eram feitas as lavagens das “piscinas” dos leitões, o que ocasionava maior concentração de sólidos e maiores riscos de entupimentos. O enchimento do reservatório 1 era feito diariamente no bombeamento realizado no período da manhã. No experimento foi utilizado como inóculo, um volume de lodo de excesso de um reator tipo UASB. Tal material, cedido pelo SAAE Viçosa, foi proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto do Bairro Violeira (ETE Violeira), em Viçosa-MG. O lodo utilizado apresentou DBO de 1255 mg dm⁻³, DQO de 5682 mg dm⁻³ e SVT de 2992 mg dm⁻³. Como material suporte para imobilização do inóculo foi utilizado espuma de poliuretano, cortada em cubos com 7 cm de aresta (Figura 4.8).



Figura 4.8: Cubos de espuma de poliuretano utilizados como material suporte.

O material suporte era isento de aditivos ou corantes e possuía porosidade próxima a 0,93 m³ m⁻³ (valor obtido em laboratório), com massa específica aparente de 23 kg m⁻³. No processo de imobilização foram utilizados 0,3 m³ de lodo. Os cubos do material suporte foram submersos no lodo em um tambor e pressionados um a um, de forma a encharcar todo o material (Figura 4.9), para, em seguida, serem acomodados na rede suporte com o cuidado de evitar a compressão do mesmo. O restante do lodo foi aplicado no fundo do reator para aclimatação ao meio.



Figura 4.9: Espuma não inoculada x espuma inoculada; procedimento de inoculação.

14.3 Operação, monitoramento e análises no reator

Procedimento experimental

A operação do reator anaeróbio híbrido durou 250 dias (incluindo a partida) compreendendo os meses de agosto de 2010 a maio de 2011. Para a análise do desempenho e estabilidade do sistema, dividiu-se o período de estudo em três fases operacionais, com duração de 76, 110 e 64 dias.

A operação do reator constituiu no aumento gradativo da vazão afluyente, o que proporcionou conseqüente elevação da carga orgânica aplicada e redução do tempo de retenção hidráulica. Para garantir que tal estratégia obtivesse sucesso, algumas análises de caracterização da ARS foram feitas, partindo do princípio que nenhuma alteração relevante no sistema de criação de suínos ocorreria.

No período de partida aplicou-se menor carga orgânica, a fim de promover a aclimatação da biomassa ao novo ambiente. Nessa fase, a carga orgânica, em termos biológicos (COB) aplicada ao reator foi de aproximadamente $0,05 \text{ kg kg}^{-1} \text{ d}^{-1}$, medida como $[\text{DQO}] [\text{SSV}]^{-1} [\text{dia}]^{-1}$.

Para obtenção das variáveis operacionais no período experimental, considerou-se o volume útil do reator, visto que representa melhor as condições as quais o reator foi submetido. Na Tabela 4.1 sumarizam-se as condições operacionais aplicadas no estudo.

Tabela 4.1: Características operacionais no reator anaeróbio híbrido.

Variáveis	Fases		
	I	II	III
Q (m ³ d ⁻¹)	2,6±0,9	4,6±0,6	9,0±0,2
CH (m ³ m ⁻³ d ⁻¹)	0,3±0,09	0,5±0,08	1,0±0,05
TRH (h)	91±1,3	48±0,5	24±0,06
CV _u (kg m ⁻³ d ⁻¹ de DQO)	0,85±0,46	1,38±0,50	2,62±0,85
CV _t (kg m ⁻³ d ⁻¹ de DQO)	0,78±0,42	1,29±0,46	2,40±0,78
Duração (d)	76	110	64

Q = vazão afluyente; CH = Carga hidráulica; TRH = tempo de retenção hidráulica; CV_u = carga orgânica volumétrica de DQO, considerando-se o volume útil do reator; CV_t = carga orgânica volumétrica de DQO, considerando-se o volume total do reator

A decisão de mudança de fase (aumento de vazão) ou manutenção das condições operacionais vigentes foi feita ponderando-se aspectos ligados ao desempenho e à estabilidade do sistema (eficiência de remoção, tamponamento e perda de sólidos). Ao final das fases II e III, avaliou-se o perfil de remoção de DQO ao longo do reator.

Análises físicas e químicas

As análises foram realizadas de acordo com o preconizado no *Standard Methods for the Examination Water and Wastewater* (APHA et al., 2005, salvo o nitrogênio total (N_T), que foi quantificado segundo o método semimicro Kjeldahl com adição de ácido salicílico, adaptado de Kiehl (1985). As variáveis analisadas, assim como os métodos utilizados estão apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2: Variáveis analisadas durante o monitoramento do RAH, frequência e os métodos utilizados para cada variável.

Frequência	Variável	Método/Aparelho
2 vezes por semana	Demanda Química de Oxigênio	Oxidação química em refluxo aberto
1 vez a cada 15 dias	Demanda Bioquímica de Oxigênio	Incubação em frascos de DBO
	Sólidos nas Águas	Estufa, mufla, dessecador e balança
	Nitrogênio total	Semimicrokjeldahl
	Fósforo total	Espectrofotometria
1 vez por semana	Turbidez	Turbidímetro
	Potencial hidrogeniônico	Peagâmetro
	Condutividade elétrica	Condutivímetro
	Temperatura	Termômetro de mercúrio

Para a análise física da quantificação do biogás gerado, foi instalado, na tampa do reator, um medidor de gás, comumente utilizado em prédios e condomínios como o visualizado na Figura 4.10.



Figura 4.10: Vistas central e lateral do medidor de biogás utilizado.

Análises microbiológicas

Ao final das fases II e III do experimento foram retiradas amostras do material suporte, para caracterização da biomassa aderida, por meio de exames microscópicos, distinguindo-se as principais morfologias celulares presentes no biofilme.

As amostras foram fixadas com tampão fosfato (pH 6,8) contendo glutaraldeído 5%, por 1 h. Após a fixação, as amostras foram lavadas 6 vezes, em intervalos de 10 min, com uma solução tampão fosfato $0,1 \text{ mol dm}^{-3}$ e água destilada. Em seguida, fez-se a desidratação com soluções de etanol em concentrações crescentes (30, 50, 70, 80, 95 e 100% v/v) sendo que as amostras foram lavadas três vezes em etanol 100% v/v. Cada

etapa de desidratação durou 10 min. Essas amostras foram secadas a 30 °C no aparelho *Critical Point Dryer Bal Tec CPD 030*. As partículas foram cobertas com uma camada de ouro de 20 nm de espessura, no *Sputter Coater Balzers SCU 010* e fixadas em suportes de alumínio (stubs) com caneta condutiva de elétrons. As observações foram realizadas no microscópio eletrônico de varredura LEO VP 1430. Essas análises foram realizadas no Núcleo de Microscopia Eletrônica e de Varredura da UFV.

Cálculo da eficiência da remoção de matéria orgânica

Para uma estimativa mais acurada das eficiências apresentadas pelo sistema, utilizaram-se os valores de DQO afluente média em cada uma das diferentes fases experimentais (C_{AT}).

Utilizando os dados rotineiros das amostras coletadas do líquido afluente e efluente ao reator, calcularam-se as eficiências de remoção de DQO bruta (DQO_t) (Equação 4.1) e de DQO filtrada (DQO_f) (Equação 4.2), em cada amostragem.

$$\varepsilon_T = \left(\frac{\bar{C}_{AT} - C_{ET}}{\bar{C}_{AT}} \right) \times 100 \quad (4.1)$$

em que,

ε_T = Eficiência de remoção de DQO total (%);

\bar{C}_{AT} = DQO total afluente, valor médio da fase (mg dm⁻³);

C_{ET} = DQO total efluente, valor de cada amostragem (mg dm⁻³).

$$\varepsilon_f = \left(\frac{\bar{C}_{AT} - C_{EF}}{\bar{C}_{AT}} \right) \times 100 \quad (4.2)$$

em que,

ε_f = Eficiência de remoção de DQO filtrada (%);

C_{EF} = DQO filtrada efluente, valor de cada amostragem (mg dm⁻³).

Com o objetivo de minimizar os efeitos de variações abruptas nas concentrações observadas, os gráficos relativos ao desempenho do sistema foram plotados considerando-se as médias móveis das variáveis para 2 dias de amostras coletadas

subsequentemente. Considerou-se como eficiência média da fase, a média das eficiências observadas ao longo das amostragens no período em questão.

Ajuste de modelos cinéticos aos dados

Como relatado anteriormente, ao final das fases II e III, avaliou-se o perfil de remoção de DQO ao longo do reator, assim como o perfil de concentração de sólidos. Estes dados foram utilizados para a obtenção dos coeficientes cinéticos aparentes de degradação da matéria orgânica. As amostras foram coletadas em 6 pontos do reator, correspondendo à entrada, 4 pontos no leito de lodo e saída.

O modelo de primeira ordem, segundo Stein et al. (2006), reúne as influências biológicas e físicas na remoção de matéria orgânica e as recicla em um único coeficiente (k) e prevê que a concentração de matéria orgânica afluenta tenderá assintoticamente a zero. Para aplicar esse modelo, presume-se que as transformações químicas são irreversíveis, ocorrendo sob taxa de reação homogênea de primeira ordem (Gupta, 1989; Chapra, 1997; citados por Kincanon e McAnally, 2004). Diversos autores propuseram ou usaram adaptações a esse modelo, como Ratusznei et al. (2001), Shepherd et al. (2001) e Brasil et al. (2007a). O modelo cinético clássico de primeira ordem é apresentado na Equação 4.3.

$$C_E = C_A \times e^{(-k \times TRH)} \quad (4.3)$$

em que,

C_E = DQO efluente (mg dm^{-3});

C_A = DQO afluenta (mg dm^{-3});

k = coeficiente cinético de primeira ordem (h^{-1});

TRH = tempo de residência hidráulica (h^{-1}).

Conforme proposto por Ratusznei et al. (2001) e Ribeiro et al. (2003), um modelo cinético de primeira ordem, tomando-se por base a concentração residual (equação 4.4), pode ser utilizado para representar a cinética de degradação da matéria orgânica. A equação 4.4 é análoga ao modelo cinético de primeira ordem, porém é considerada a concentração do substrato residual, parâmetro diretamente associado com a qualidade final do efluente.

$$C_E = C_R + (C_A - C_R) \times e^{-(k \times TRH)} \quad (4.4)$$

em que,

$$C_R = \text{DQO residual (mg dm}^{-3}\text{)};$$

No modelo de Shepherd et al. (2001), os autores inseriram o coeficiente b , que representa o retardo do tempo na redução da concentração do material orgânico. Tal modelo apresenta menor dependência da concentração do afluente, em comparação aos modelos que levam em consideração a concentração residual.

$$C_E = C_A \times e^{-\left(\frac{b}{D}\right) \times \ln(0.5 \times t + 1)} \quad (4.5)$$

em que,

$$b - \text{coeficiente de retardo do tempo (T}^{-1}\text{)}.$$

O modelo de tanques em série (N-CSTR) é uma adaptação do modelo de mistura completa, em que N equivale ao número de tanques de mistura completa em série. O valor do coeficiente N indica como o sistema se comporta, caso seja baixo o sistema tende a mistura completa, caso N seja elevado o sistema se comporta como se fosse subdividido em diversas células, tendendo ao fluxo em pistão (von Sperling, 1996).

$$C_E = \frac{C_A}{\left(1 + \frac{k \times \tau}{N}\right)^N}$$

(4.6)

em que,

N – números de tanques de mistura completa em série.

O valor do coeficiente N indica como o sistema se comporta, caso seja elevado, o sistema se comporta como se fosse subdividido em diversas células, tendendo ao escoamento em pistão. Já caso de que N seja reduzido, o sistema tende a um comportamento conhecido como mistura completa, regime também teórico, sendo o oposto da condição anterior, com dispersão total (von Sperling, 2005).

Análises estatísticas

Para verificar a homogeneidade e a normalidade dos dados efluentes ao reator, aplicou-se o teste D'Agostino & Pearson, tomando-se as amostragens em cada fase como repetições. Posteriormente, procedeu-se a análise de variância pelo teste Kruskal-Wallis, em nível de 5% de probabilidade, quando havia efeito significativo dos fatores, quando os dados eram não paramétricos. Para os dados paramétricos, utilizou-se o teste Tukey em nível de 5% de probabilidade. Para tais análises considerou-se um delineamento inteiramente ao acaso com 1 reator e 3 fases e com número de repetições variando de acordo com a frequência das variáveis monitoradas. As análises estatísticas foram feitas com os programas Microsoft Excel e GraphPad Prism 5.

15. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A reduzida taxa de crescimento da biomassa anaeróbia, em especial das arqueias metanogênicas, traz a necessidade da observação de diversos detalhes que envolvem os processos físicos, químicos e biológicos em um reator anaeróbio, já que a recuperação do sistema é lenta quando a biomassa anaeróbia sofre condições imprevistas. É conhecido que a massa de organismos requer condições favoráveis em relação a fatores ambientais e de alimento, bem como à própria geometria e características do reator. Estes fatores, aliados ao conceito de tempo de retenção de sólidos biológicos e do tempo de retenção hidráulica, são parâmetros fundamentais de controle do processo (Jordão e Pessoa, 2005). Nas regiões tropicais predominam temperaturas mesofílicas, e nestas condições o tratamento anaeróbio se destaca. O Brasil possui imensas regiões com temperaturas tropicais, por isto o desenvolvimento dos processos de tratamento anaeróbio é tão intenso no país.

15.1 Fatores climáticos

Na Figura 5.1 estão apresentados os valores de temperaturas máxima, mínima e média do ar ao longo do período de monitoramento, além dos valores da temperatura média, para cada fase do experimento, obtidos entre os dias 26 de agosto de 2010 e 3 de maio de 2011.

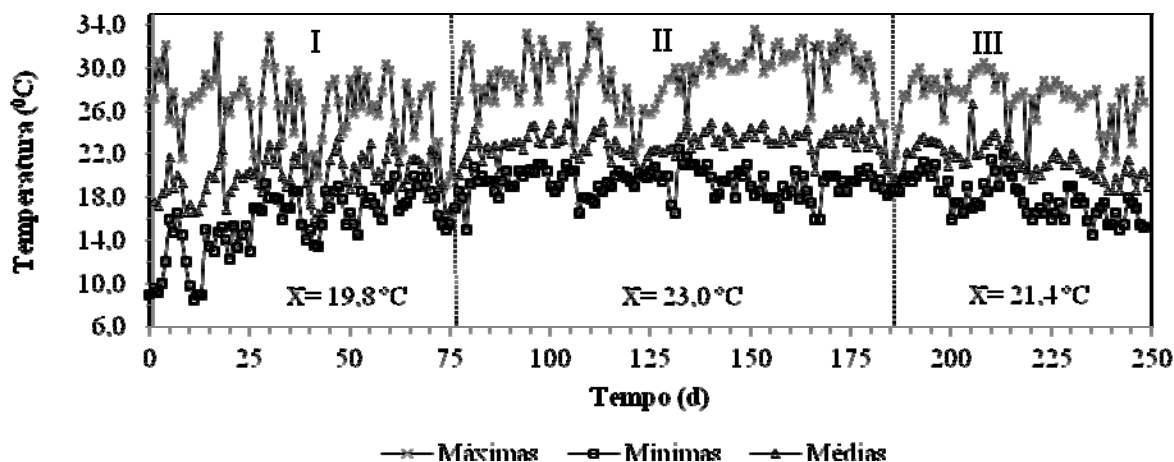


Figura 5.1: Variação da temperatura máxima, mínima e média do ar (°C) ao longo do período experimental. Início em 26 de agosto de 2010 (dia 0) até 3 de maio de 2011 (dia 250).

A temperatura média do ar durante todo o período de monitoramento do reator foi de 21 °C, sendo que, considerando as diferentes fases do experimento, a fase II apresentou a maior temperatura média do ar (23 °C). Os valores máximo e mínimo de temperatura do ar foram, respectivamente, de 34 °C e 15 °C, observados nos dias 20/12/2010 (fase II) e 01/05/2011 (fase III). O experimento teve seu início no final do inverno de 2010, sendo finalizado na segunda metade do outono de 2011.

O reator, construído em escala plena e instalado em campo, esteve diretamente exposto às condições ambientais do local do experimento. Observa-se por meio da Figura 5.1 que a temperatura média do ar, durante as diferentes fases de monitoramento do reator, manteve-se na faixa mesófila, porém, abaixo da região ótima de temperatura (30 a 35 °C). Embora temperaturas mais elevadas sejam desejadas, a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator mostra-se mais importante, visto que, mudanças bruscas de temperatura, com curta duração, são capazes de provocar perdas na eficiência de remoção de DQO (Chernicharo, 2007). O reator anaeróbico híbrido (RAH) foi confeccionado em polietileno, material que garantiu ao sistema maior amortecimento às variações de temperatura, sendo que, a temperatura média do líquido efluente do RAH foi de aproximadamente 21 °C.

Na primeira fase do experimento, considerada a fase mais crítica, devido à aclimação dos micro-organismos ao sistema, observaram-se as médias mais baixas de temperatura e as maiores variações entre as temperaturas máximas e mínimas no decorrer dos dias de monitoramento do reator ($T_{méd} = 19,8 \pm 3,7$ °C). Nestas condições de instabilidade operacional, a inoculação do reator com o lodo anaeróbico mostrou-se importante estratégia para diminuir o tempo de partida do mesmo.

A precipitação total durante o período do experimento foi de 1505 mm de chuva, sendo que, o mês de novembro de 2010 apresentou o maior índice de precipitação mensal de 393 mm. Esses dados foram obtidos na estação meteorológica automática de município, monitorada pelo Instituto Nacional de Meteorologia (INMET). Apesar da importância dos índices pluviométricos em determinados tipos de tratamento, o RAH não sofreu influência das chuvas do local, visto que o sistema foi vedado.

A medida de horas de brilho solar, que é uma medida indireta da radiação solar global (Pai, 2009), durante os 250 dias de monitoramento, foi de 1476 horas. A

luminosidade do local influencia diretamente o desenvolvimento das bactérias fototróficas anoxigênicas que possuem um aparato fotossintético que permite a geração de energia dependente da luz. Tais bactérias são Gram negativas, unicelulares ou podem formar filamentos multicelulares, e crescem em condições anaeróbias, realizando fotossíntese sem produção de oxigênio. As paredes de cor escura do reator desfavoreceram o desenvolvimento destes micro-organismos, que são regulados pela intensidade da luz e têm importante papel no metabolismo anaeróbio da matéria orgânica, como produtores primários (fotoautotróficos) ou como consumidores de compostos orgânicos reduzidos (fotoheterotróficos) (Madigan et al., 2006).

15.2 Caracterização da água residuária

As principais características físicas e químicas da ARS afluyente ao RAH, considerando as variáveis analisadas pH, turbidez, DQO, DBO, ST, SVT, SSV, P_T, N_T estão apresentadas na Tabela 5.1

Tabela 5.1: Concentração (média ± desvio padrão) da ARS afluyente ao RAH no período experimental.

Variáveis	Unidades	ARS
pH	(adim.)	7,19±0,34
Turbidez	(UNT)	1015,5±50,2
DQO	(mg dm ⁻³)	2816±1281
DBO	(mg dm ⁻³)	1095±382
ST	(mg dm ⁻³)	4752±2696
SVT	(mg dm ⁻³)	2694±1360
SSV	(mg dm ⁻³)	573±876
P _T	(mg dm ⁻³)	40,9±22,2
N _T	(mg dm ⁻³)	279,0±119,99

Conforme pode ser visto na Tabela 5.1, a água residuária da suinocultura (ARS) apresentou um valor médio de demanda química de oxigênio (DQO) superior aos encontrados por Fia (2009), Lim e Fox (2011) e Lee et al. (2004), porém, inferior aos descritos por Zheng et al. (2006), Yang e Cicek (2008) e Rodrigues et al. (2010). Oliveira (1993) relata que a composição dos dejetos animais está associada a fatores

como: o manejo adotado, o tipo e tamanho do animal, funcionamento dos bebedouros e sistema de higiene utilizado. Outro fator importante é a temperatura do ambiente, pois, sabe-se, que em temperaturas mais elevadas ocorrem maior consumo de água pelos suínos e na higienização. Sendo assim, os dejetos podem apresentar grandes variações nas concentrações de seus componentes, de acordo com as situações distintas de cada propriedade de criação de suínos.

As relativamente baixas concentrações das variáveis analisadas ARS podem ser provenientes da maior ou menor diluição dos dejetos pela água desperdiçada no estabelecimento, pois quanto maior o volume de água desperdiçada, maior é a diluição dos dejetos. Como relatado anteriormente, o volume *per capita* de ARS gerado diariamente na suinocultura onde o experimento foi conduzido, de aproximadamente 21 dm³, mostrou-se excessivo, visto que, na literatura são relatados valores médios em torno de 8 a 10 dm³ (Oliveira et al., 1993; Brandão et al., 1999; Matos et al., 2004, Nogueira e Silva, 2006), caracterizando o efluente como mais diluído.

Apesar da variação na qualidade da ARS, inerente às características próprias da suinocultura, não foi observado diferenciação significativa entre as concentrações de material orgânico ao longo do tempo, ou seja, entre as 3 fases do experimento (fases I, II e III). Para tal afirmação, foi feito o teste estatístico de Kruskal-Wallis, teste não paramétrico para as médias de DQO, nas diferentes fases. Mesmo assim, conforme ressaltado no item Material e Métodos, optou-se pelo uso das médias de DQO afluente nas fases para as estimativas de eficiência.

As amostras utilizadas na caracterização do afluente aplicado no reator eram retiradas após a passagem por um sistema de tratamento preliminar (Figura 4.2). Neste tipo de tratamento predominam os mecanismos físicos de remoção de poluentes, objetivando a remoção de sólidos grosseiros (pêlos e restos de ração não digeridos), sólidos sedimentáveis e, em decorrência, parte da matéria orgânica. Segundo von Sperling (2005) unidades de sedimentação, como caixas de gordura, implicam na redução da carga de DBO, e conseqüentemente DQO, que estariam destinadas ao tratamento principal. Explorando-se os dados de DBO e DQO, observou-se que a cerca de 40% da matéria orgânica poderia ser considerada como “rapidamente” biodegradável. Em relação aos nutrientes, a razão DQO:N:P foi de aproximadamente 70:7:1. As características da ARS, na qual, se encontram concentrações elevadas de nitrogênio e fósforo, tornam a relação DQO:N:P abaixo da utilizada por Lettinga et al. (1996), que é de 350:5:1, no entanto, a relação entre N:P de 5:1 a 7:1, consideradas

essenciais para o crescimento dos micro-organismos, foram obtidas. Tratando o efluente proveniente de uma suinocultura, Pereira et al. (2011) avaliou a eficiência física e biológica de remoção de material orgânico e a remoção teórica de biogás em unidades de tratamento contendo um reator anaeróbio compartimentado (RAC) e um reator de manta de lodo. Segundo os autores o efluente utilizado proporcionou boas condições ao desenvolvimento de um lodo denso, o que fez aumentar a produção de biogás e eficiência de remoção de DQO, mesmo não obedecendo as relações DQO:N:P estabelecidas na literatura.

A estabilidade do reator foi evidenciada pelos valores de pH monitorados durante o período experimental. Para o pH afluente ao reator, foram observados valores compreendidos entre 6,69 e 7,84 com uma média de 7,31. No monitoramento do efluente do reator foram observados valores compreendidos na faixa de 6,65 a 7,33 e uma média de 7,01; mesmo com o ligeiro decréscimo nos valores do pH efluente, os valores médios se mantiveram próximos aos da neutralidade. Analisando o valor médio de entrada e saída do sistema, vê-se que não houve diferença acentuada entre esses, demonstrando boas condições de tamponamento da unidade. Esse é um detalhe importante quando se considera o custo de operação do reator UASB, pois elevadas variações de pH, reduzem a eficiência do sistema, tornando necessária a adição de substâncias químicas para tamponamento, o encareceria o tratamento.

A relação DBO/DQO da ARS afluente variou de 0,29 a 0,88, sendo que os índices de biodegradabilidade nas fases II e III foram $0,43 \pm 0,14$ e $0,54 \pm 0,22$, respectivamente. Esses valores são justificados pelo conteúdo de proteínas e carboidratos presentes nas fezes, urinas e restos de ração presentes nas águas residuárias da atividade suinícola, o que favorece a utilização de tratamentos biológicos. Para o efluente do reator, as relações DBO/DQO nas fases II e III foram $0,39 \pm 0,24$ e $0,35 \pm 0,6$, respectivamente. A relação DBO/DQO menor indica a remoção do material orgânico mais lábil, que ocorre em grande parte, por processos microbiológicos. As maiores eficiências de remoção de DBO indicam a grande atividade de micro-organismos anaeróbios, responsáveis pela degradação do material orgânico biodegradável.

15.3 Avaliação do desempenho do reator anaeróbio híbrido

Na Tabela 5.2 visualizam-se as principais características do afluente e efluente do RAH durante as três fases de operação do sistema.

Tabela 5.2. Valores (média \pm desvio padrão) das variáveis de monitoramento afluente e efluente do reator anaeróbio híbrido, em cada fase operacional.

Variáveis	I		II		III	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,18 \pm 0,18	7,08 \pm 0,13	7,75 \pm 0,09	7,17 \pm 0,21	7,0 \pm 0,31	6,99 \pm 0,34
Turbidez	n.d.	n.d.	1051	206	980	524
CE	n.d	n.d	1,949 \pm 0,11	3,076 \pm 0,06	2,401 \pm 0,03	2,985 \pm 0,04
DQO _T	3344 \pm 1534	1968 \pm 1496	2579 \pm 1172	744 \pm 482,2	2618 \pm 1066	685 \pm 257,9
DQO _F	n.d	1550 \pm 636	n.d	550 \pm 353	n.d	411 \pm 176
DBO	n.d	n.d	929 \pm 278	225 \pm 101	1295 \pm 408	270 \pm 76
ST	6703 \pm 3877	3161 \pm 637	5179 \pm 2903	1971 \pm 964	4361 \pm 1341	1782 \pm 715
SFT	3513 \pm 3035	956 \pm 348	1695 \pm 1467	995 \pm 537,0	1291 \pm 134	680 \pm 263
SVT	3190 \pm 1275	2205 \pm 547	3484 \pm 1561	1275 \pm 915	3070 \pm 1043	1278 \pm 797
SP	10 \pm 6	1,4 \pm 0,5	6 \pm 3	0,9 \pm 0,3	5 \pm 1,5	0,9 \pm 0,5
SST	3053 \pm 959	2642 \pm 548,7	2688 \pm 707,6	1194 \pm 254	2345 \pm 168	1106 \pm 89
SSF	1328 \pm 595	1088 \pm 263	1081 \pm 103	363 \pm 187	1021 \pm 580	468 \pm 595
SSV	1676 \pm 936	1566 \pm 1051	1529 \pm 522	769 \pm 174	1485 \pm 195	567 \pm 80
SDT	5042 \pm 3074	2780 \pm 1238	3426 \pm 2053	1253 \pm 670	1894 \pm 599	932 \pm 267

CE em: mS cm⁻¹, DQO_T, DQO_F, DBO, ST, SFT, SVT, SST, SSF, SSV e SDT em: mg dm⁻³; SP em: mL L⁻¹.

n.d = não foram realizadas análises

As eficiências médias de remoção das variáveis monitoradas, em cada fase operacional, estão apresentadas na Tabela 5.3.

Tabela 5.3. Eficiência de remoção (média \pm desvio padrão) DQO_T, DQO_F, DBO, ST, SFT, SVT, SSF, SSV e SDT pelo reator aeróbio híbrido, em cada fase operacional.

Variáveis	Fases		
	I	II	III
DQO _T	43 \pm 15	72 \pm 7	73 \pm 6
DQO _F	68 \pm 7	81 \pm 6	82 \pm 5
DBO	n.d	75 \pm 6	78 \pm 5
ST	53 \pm 15	60 \pm 16	58 \pm 8
SFT	74 \pm 8	35 \pm 37	38 \pm 22
SVT	31 \pm 7	62 \pm 17	61 \pm 9
SST	20 \pm 27	56 \pm 21	53 \pm 17
SSF	49 \pm 14	55 \pm 26	43 \pm 14
SSV	17 \pm 13	55 \pm 6	62 \pm 13
SDT	46 \pm 22	48 \pm 16	48 \pm 10

Nas Figuras 5.2a e 5.2b estão apresentados as variações da concentração de matéria orgânica, em termos de DQO, para afluente não filtrado, efluente não filtrado e efluente filtrado e eficiência na remoção de DQO para amostras filtradas e não filtradas, obtidas durante as fases (I, II e III) de operação do reator.

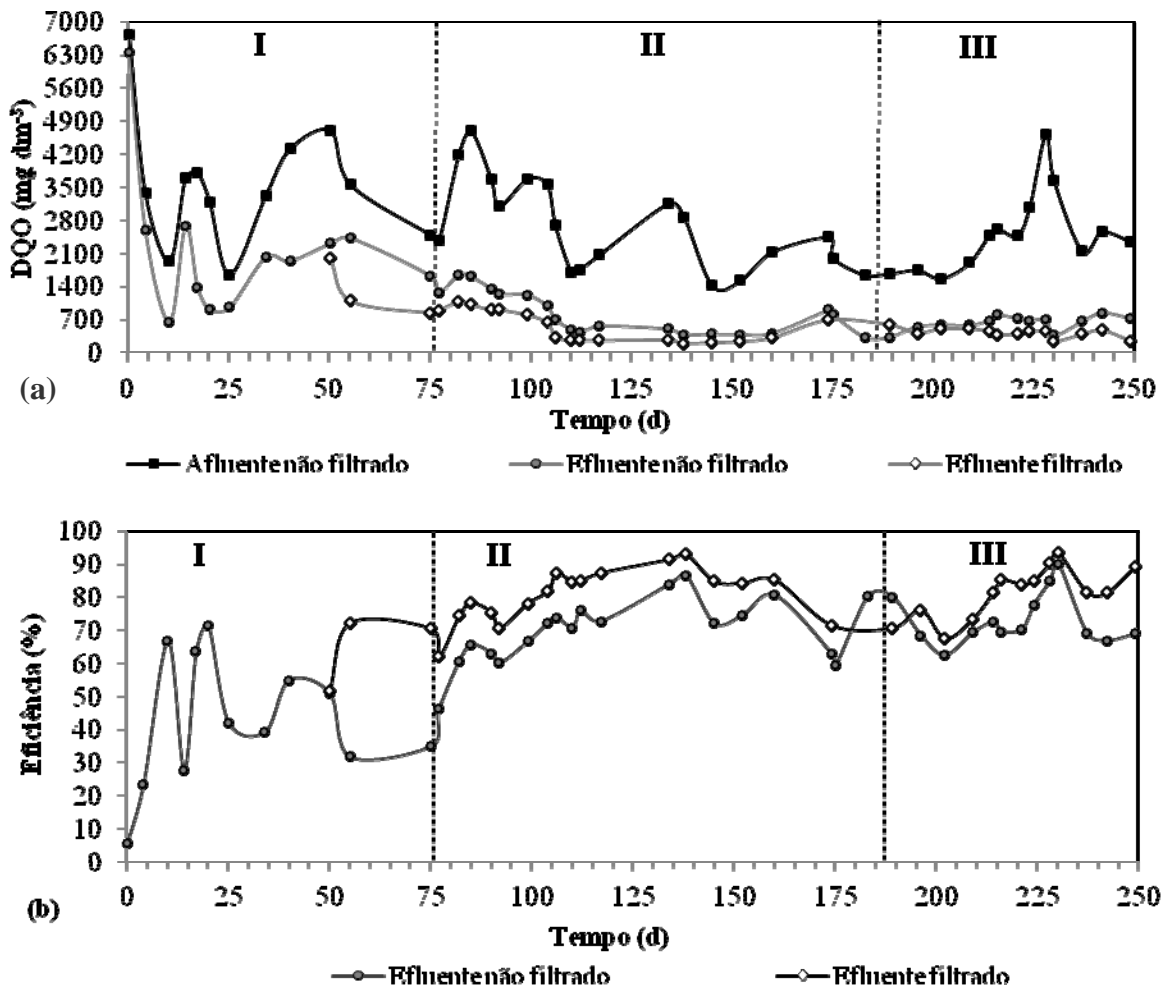


Figura 5.2: Variação da DQO afluente, efluente filtrado e efluente não filtrado do reator anaeróbico híbrido (a) e da eficiência de remoção de DQO para amostras filtradas e não filtradas (b).

Como apresentado anteriormente na Tabela 5.3 estão algumas das características operacionais do RAH nas diferentes fases de operação. A fase I, tipicamente caracterizada como uma fase de instabilidades, apresenta maior variação na carga orgânica volumétrica, com relação à DQO, e no TRH. A pequena vazão aplicada inicialmente dificultou o controle operacional do reator causando o entupimento da tubulação, principalmente nas válvulas de gaveta, impedindo a alimentação do sistema e acentuando os problemas relacionados à baixa estabilidade na remoção da matéria orgânica e ao desenvolvimento microbológico. Para vazão inicial de aproximadamente $2,6 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$, a CV_u e o TRH foram, respectivamente, $0,85 \pm 0,8 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e $3,8 \pm 1,2 \text{ d}$ e a

eficiência de remoção de DQO, em termos totais, foi de $43 \pm 14\%$. Variações na DQO afluente e na vazão (Figura 5.3) resultaram em oscilações na CV_u e CHV, que dificultaram a estabilidade no desempenho do reator (Figuras 5.4 e 5.5).

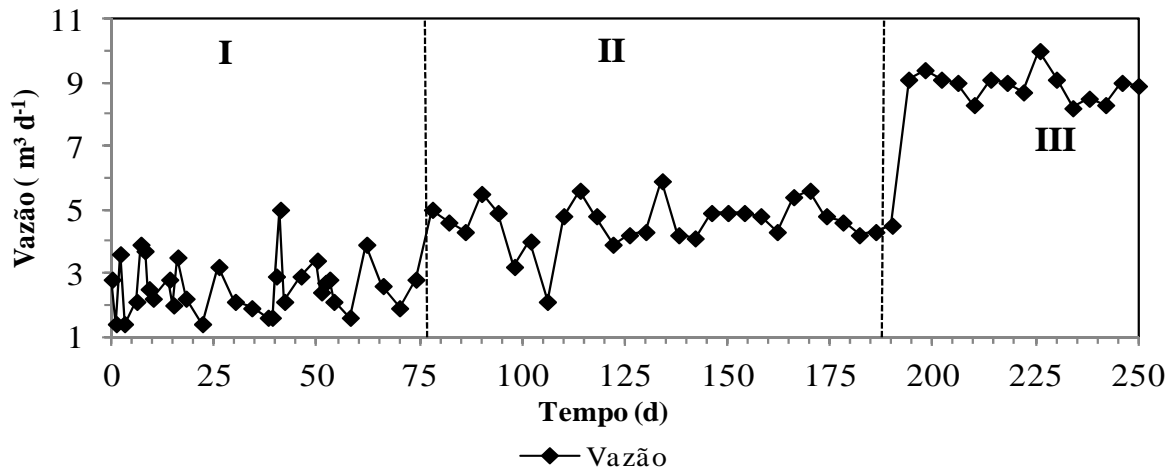


Figura 5.3: Variação da vazão em cada fase de operação do reator anaeróbio híbrido.

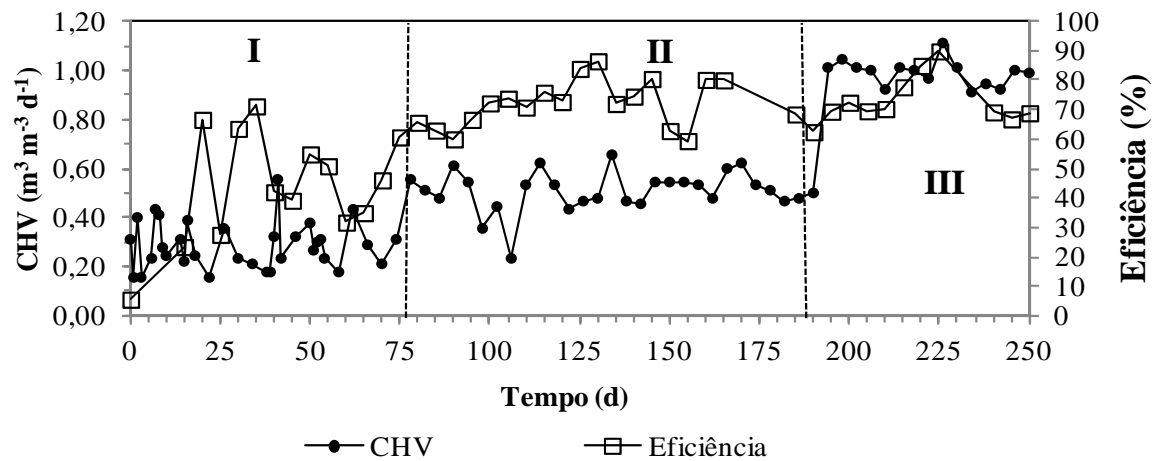


Figura 5.4: Variação da eficiência de remoção de DQO em função da CHV aplicada em cada fase de operação do reator anaeróbio híbrido.

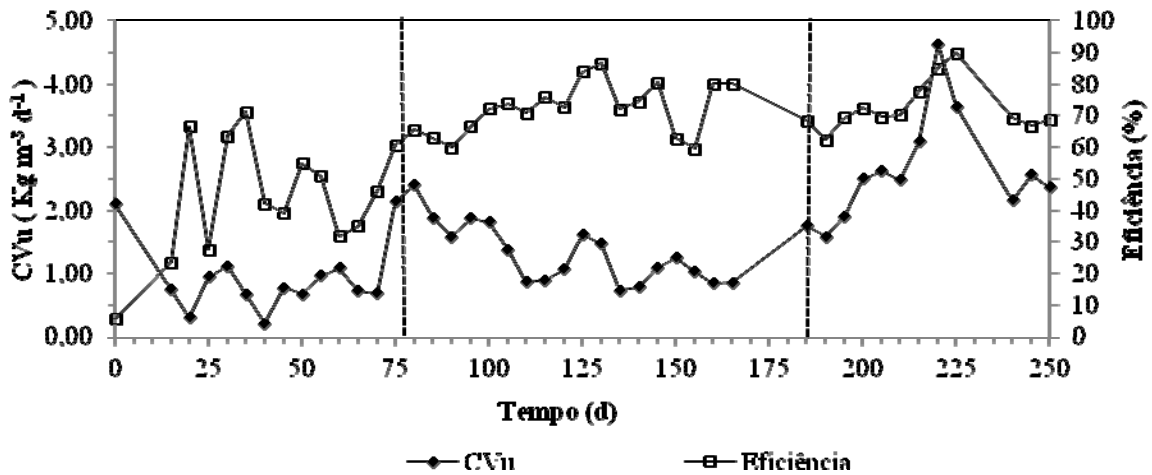


Figura 5.5: Variação da eficiência de remoção da DQO em função da CV_u aplicada em cada fase de operação do reator anaeróbio híbrido.

Na Figura 5.6, verifica-se a variação da eficiência de remoção da DQO em função da temperatura ambiente.

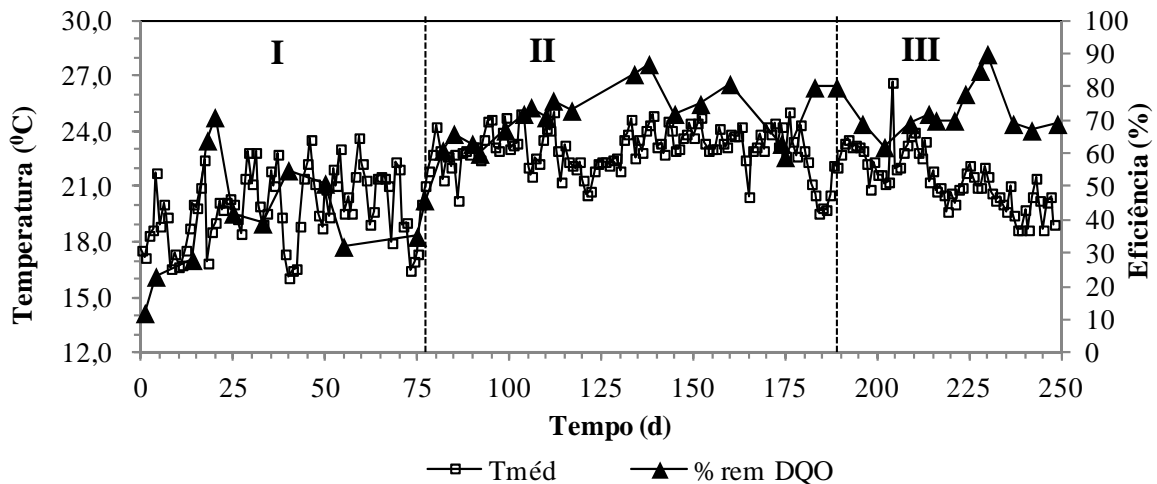


Figura 5.6: Variação da eficiência de remoção de DQO em função da temperatura média ambiente em cada fase de operação do RAH.

O primeiro decréscimo expressivo na eficiência de remoção de DQO, ocorrido na semana do 60º ao 67º dia de operação, deveu-se, provavelmente, ao aumento na CHV e consequente aumento na CV_u , nos dias anteriores. Após o 77º dia, o reator passou a ser alimentado com CV_u de $1,35 \pm 0,17 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (fase II). Nesse período, as eficiências médias de remoção DQO total e filtrada foram de $72 \pm 8\%$ e $81 \pm 8\%$, respectivamente.

A carga orgânica útil de $1,35 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ foi mantida durante o período mais longo de monitoramento, totalizando 110 dias, o reator se mostrou estável na remoção de DQO e também equilibrado na remoção de sólidos. Logo após, a CHV foi aumentada para $1,0 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e, em consequência, a CV_u passou a ser de $2,62 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (fase III), sendo que, as menores eficiências foram influenciadas diretamente pelas variações nas CHV e CV_u , tal como o aumento abrupto ocorrido na semana do 203º ao 210º dia. Diante do aumento da carga orgânica, a eficiência média na remoção de DQO total e filtrada, nesse período, foram $73\pm 8\%$ e $86\pm 4\%$, respectivamente, mostrando que, apesar do aumento da CV_u , o reator foi capaz de amortecer a alteração de carga, tendo sido observado ligeiro aumento na eficiência média de remoção de DQO.

Variações na estabilidade do reator podem estar intimamente ligadas às temperaturas da ARS, visto que, o reator ficou exposto às condições não controladas de temperatura. As menores eficiências de remoção de DQO, na fase II (175º dia) e na fase III (202º dia), foram, provavelmente, influenciadas pelas reduzidas temperaturas do líquido em dias anteriores, sendo registradas as mais baixas temperaturas do afluente, com valores médios de $18,6 \text{ }^\circ\text{C}$ e $18,9 \text{ }^\circ\text{C}$, para as semanas que antecederam os dias 175 e 202, respectivamente. Pequenas oscilações da temperatura do líquido exercem pouca influência nos processos de remoção física, como exemplo, a remoção de matéria orgânica particulada e sólidos em suspensão. Entretanto, no tratamento biológico de águas residuárias, a temperatura é extremamente importante, haja vista que pequenas variações podem influenciar diretamente o metabolismo dos microrganismos. Muitos modelos de dimensionamento assumem relação positiva entre a temperatura e a taxa de remoção do poluente, o que, conseqüentemente, gera um aumento na degradação da matéria orgânica (Stein et al., 2006).

Os valores das concentrações de matéria orgânica (como DBO) afluente e efluente ao reator estão apresentados na Tabela 5.1, sendo que as eficiências de remoção obtidas nas fases II e III estão apresentadas na Tabela 5.2. Nas Figuras 5.7a e 5.7b estão apresentados as variações da concentração orgânica, em termos de DBO, para afluente e efluente e as porcentagens de remoção de DBO, durante as fases II e III.

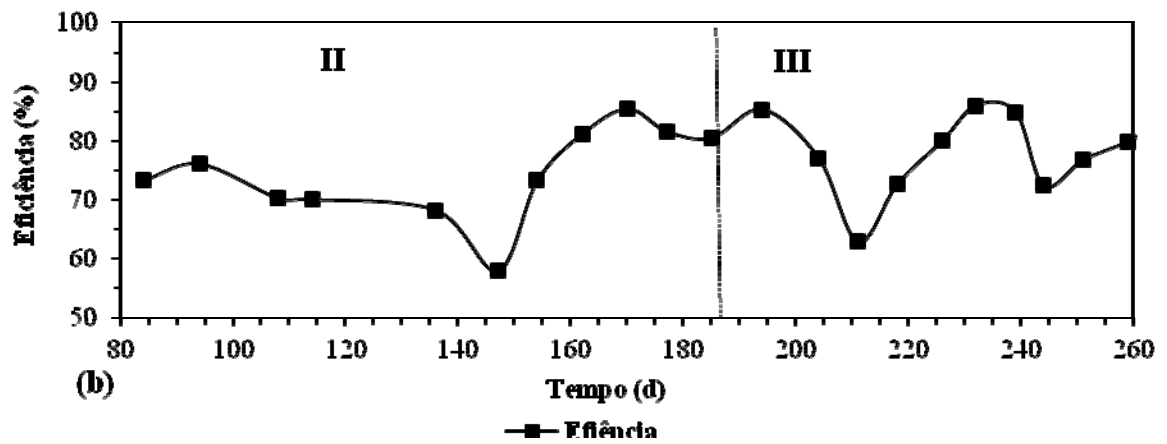
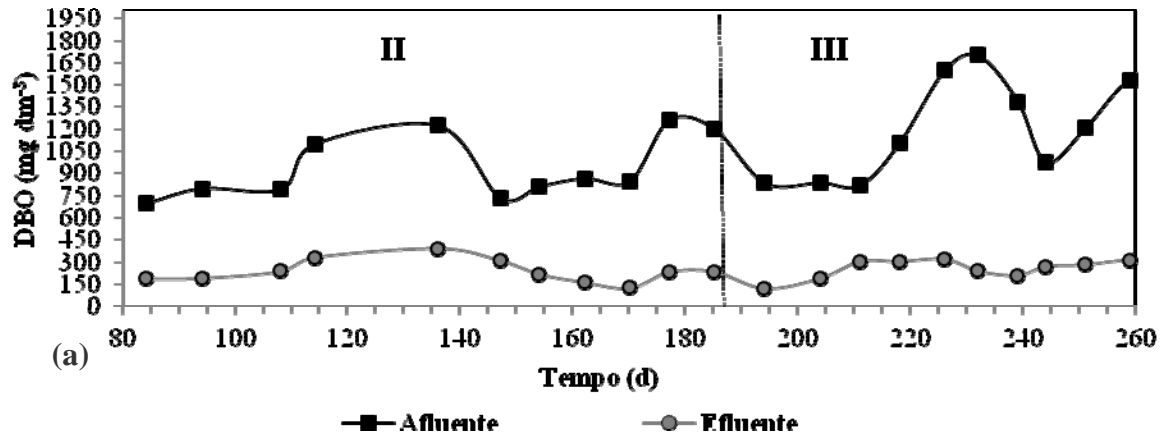


Figura 5.7: Variação das concentrações de DBO afluente e efluente do reator anaeróbio híbrido (a) e eficiência de remoção de DBO (b), nas fases II e III.

Nas Figuras 5.8a, 5.8b, estão apresentadas as variações temporais dos sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT) no RAH.

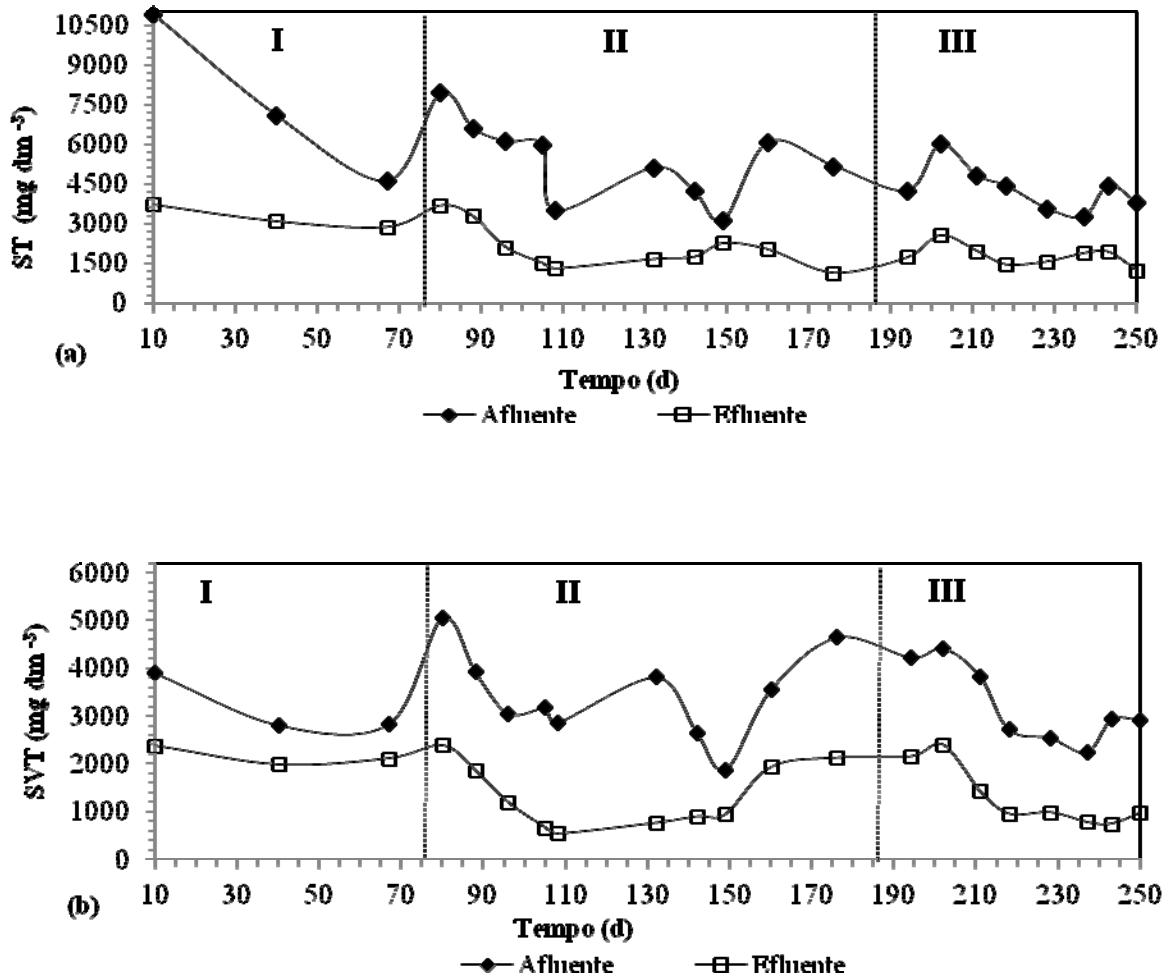


Figura 5.8: Variação dos sólidos totais (a) e dos sólidos voláteis totais (b) afluente e efluente do reator anaeróbio híbrido, em cada fase operacional.

As 5.9a e 5.9b contem as variações temporais dos sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), respectivamente.

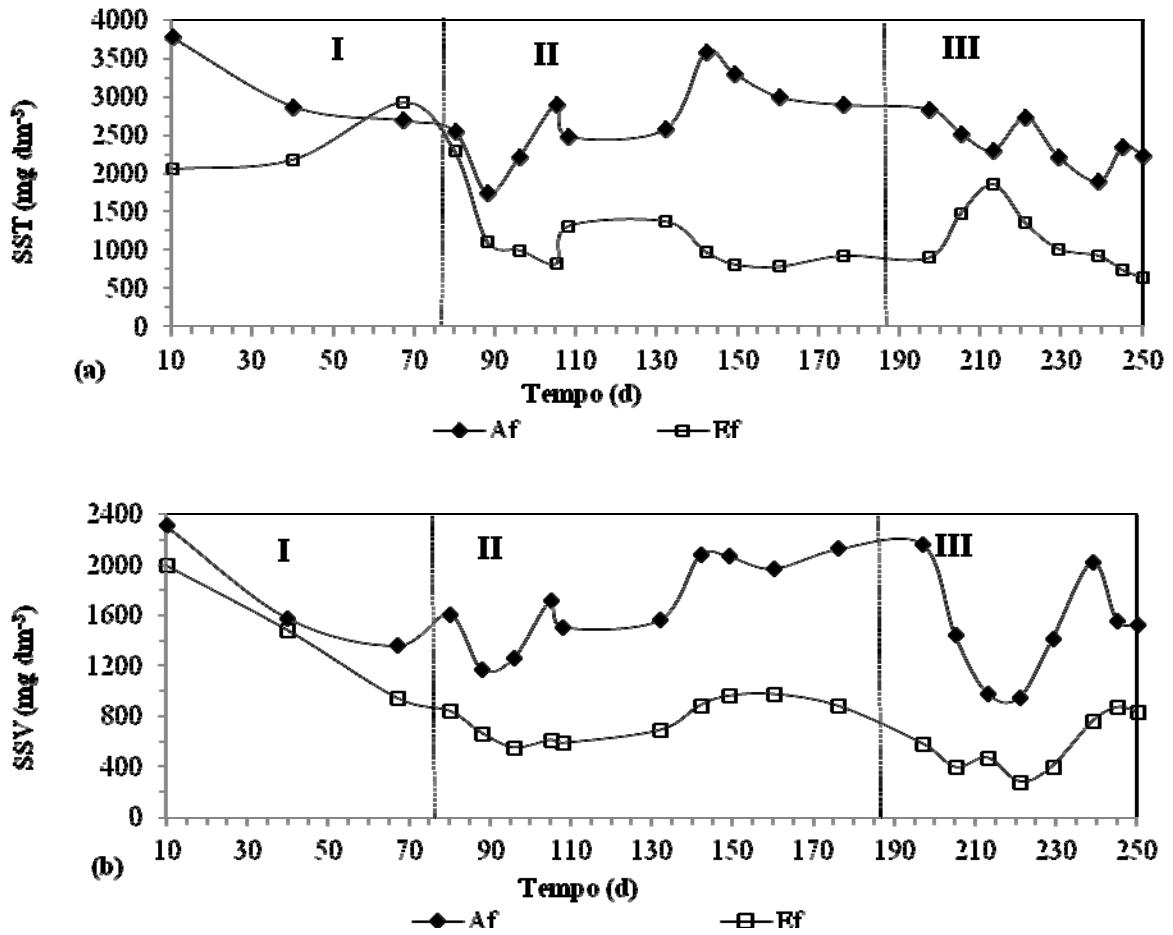


Figura 5.9: Variação dos sólidos suspensos totais (a) e dos sólidos suspensos voláteis (b) afluente e efluente do reator anaeróbio híbrido, em cada fase operacional.

Ao longo do experimento, observou-se valores de ST e SVT no afluente compreendidos entre 1515 e 10902 mg dm⁻³, e 662 a 6145 mg dm⁻³, respectivamente. Os valores médios foram de 5228 e 3284 mg dm⁻³ para ST e SVT, respectivamente, valores estes inferiores aos encontrados por Lim e Fox (2011), Liu et al. (2011) e Rodrigues et al. (2010), e superiores aos encontrados por Fia (2009) e Lee et al. (2004).

Verificou-se boa eficiência de remoção de sólidos no reator, durante todas as fases operacionais, com valores de 53±15%, 60±16% e 58±8% na remoção de ST, 31±15%, 62±17% e 61±9% na remoção de SVT, respectivamente nas fases I, II e III. Mesmo apresentando grande variação na concentração de ST e SVT afluente, o RAH apresentou boa capacidade de amortecimento de sólidos e remoções satisfatórias destes. A grande variação dos sólidos no afluente se deve, principalmente, ao manejo utilizado na fazenda (lavagem periódica das piscinas dos leitões) e a problemas recorrentes do sistema de tratamento preliminar utilizado no local. A boa remoção do material

orgânico presente na ARS, representada pelas eficiências de remoção de SVT, pode ser associada ao metabolismo dos micro-organismos anaeróbios presentes no reator.

A presença da camada suporte no reator, constituída por espuma de poliuretano, mostrou-se estratégia importante, tendo o RAH, apresentando eficiências de remoção de SST e SSV de $20\pm 27\%$, $56\pm 21\%$ e $53\pm 17\%$, e $17\pm 13\%$, $55\pm 6\%$ e $62\pm 13\%$, respectivamente, sendo a instabilidade do sistema, responsável pelas baixas eficiências na primeira fase, principalmente pela adaptação dos micro-organismos ao efluente. O meio suporte contribui para o aumento no tempo de retenção de sólidos, favorecendo a população metanogênica e, conseqüentemente, aumento na capacidade do reator em resistir a “choques” orgânicos, às mudanças nas características do substrato e à presença de compostos tóxicos. Azbar et. al., (2009) constatou que os reatores anaeróbios híbridos combinam melhor as tecnologias dos reatores UASB e dos FA, tornando o sistema mais resistente a choques hidráulicos. Em investigação, Kumar et. al., (2008) concluiu que para este conceito de reator a velocidade de escoamento ascendente faz com que o leito de lodo granular se mantenha totalmente fluidizado, eliminando a formação de zonas mortas e proporcionando melhor contato com o lodo de esgoto que os reatores UASB, principalmente quando ocorrem variações abruptas de vazão. Nas três fases de operação do reator, foram observados episódios de ocorrência de sólidos suspensos no efluente em concentrações próximas às do afluente, possivelmente como consequência do arraste de biomassa para a saída do reator.

Mesmo com o aumento gradativo da vazão, o RAH foi capaz de suportar o maior volume de sólidos e manter-se estável. Para tal, o descarte de lodo mostrou-se essencial para o equilíbrio do reator, evitando o acúmulo excessivo de sólidos no interior do sistema e diminuindo a possibilidade de perda de sólidos para o compartimento preenchido com espuma. Na primeira fase de operação foram realizados 4 descartes, com um volume médio de $0,62 \text{ m}^3$ de lodo por descarte. A partir da fase II e III os descartes eram feitos semanalmente, com um volume médio de lodo descartado de $0,74$ e $0,81 \text{ m}^3$, respectivamente, as variações ocorreram pela dificuldade de controle do volume exato de descarte, porém todos os valores foram contabilizados. Na Figura 5.10 apresentam-se os volumes de lodo descartados e a variação de SST no efluente do RAH.

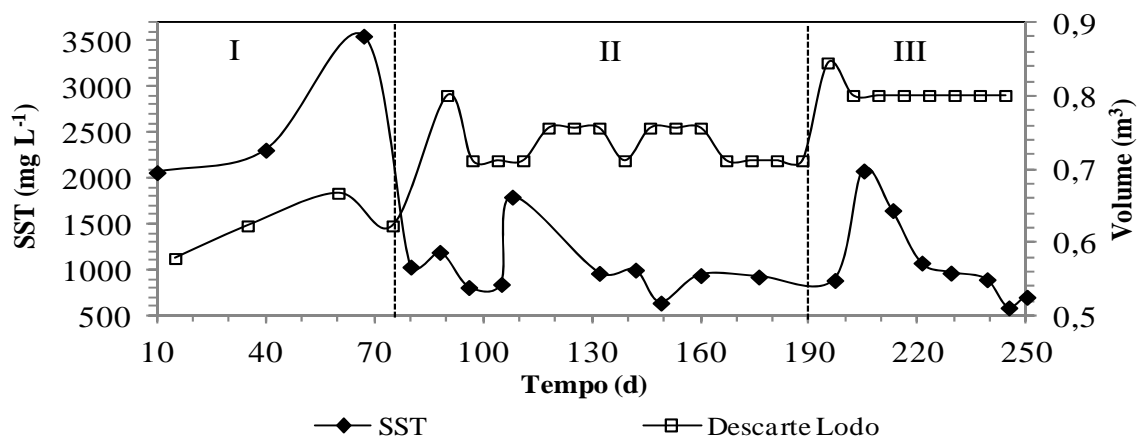


Figura 5.10: Variação da concentração de SST efluente em razão do volume descartado de lodo.

Lobato et al. (2007), ao analisarem o desempenho de reatores UASB na ETE Onça em Minas Gerais, observaram que a eficiência de remoção de material orgânico (DQO) desses reatores é fortemente dependente do correto gerenciamento do lodo no interior dos reatores. A não retirada do lodo excedente com a frequência apropriada provocará maior perda de sólidos para o compartimento de decantação, ocasionando a elevação da produção de espuma e possível deterioração da qualidade do efluente final.

Ramos (2008), comparando o desempenho de reatores UASB operados com e sem descarte programado de lodo, verificou diferenças nas características dos efluentes produzidos nas duas modalidades de operação. Após monitoramento de dois reatores UASB da ETE Gama, no Distrito Federal, o autor avaliou o impacto da suspensão do descarte programado de lodo, sendo que, para esta situação, a remoção de DQO, DBO e SST foi inferior ao sistema funcionando com descarte programado.

Na Tabela 5.2 observam-se os valores de CE efluente maiores que o afluente. Os valores de condutividade elétrica na ARS podem ser atribuídos a elevados teores de CaCO_3 e sais solúveis nos dejetos de suínos (Plaza et al., 2004). De acordo com Matos et al. (2004), altos valores de condutividade elétrica indicam elevadas quantidades de substâncias iônicas dissolvidas, sendo que os íons mais frequentemente encontrados são cálcio, magnésio, potássio, sódio, carbonato, bicarbonato, sulfato, entre outros. Quanto maior a quantidade de íons dissolvidos, maior será a condutividade elétrica na água residuária. Os suínos excretam parte de sua alimentação em estado praticamente intacto, com a degradação do material orgânico presente na ARS, muitos íons podem ser

liberados para a solução, o que vem a proporcionar aumento na CE. O RAH apresentou nas 3 fases de operação eficiências na remoção de SDT inferiores a 50% (Tabela 5.3).

Durante as fases II e III, foram monitoradas também as concentrações de nitrogênio total (N_T), nitrato (NO_3^-) e fósforo total (P_T) afluente e efluente do reator, conforme pode ser visualizado na Tabela 5.4.

Tabela 5.4. Valores médios de nitrogênio e fósforo totais no afluente e efluente do reator nas fases II e III.

Variáveis	II		III	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
-----mg dm ⁻³ -----				
N_T	261±32	214±58	388±152	264±49
P_T	51±23	35±15	55±20	40±29

As eficiências médias de remoção de N_T e P_T , nas fases II e III, estão apresentadas na Tabela 5.5.

Tabela 5.5. Eficiência (%) média de remoção de N_T e P_T pelo reator.

Variáveis	Fases	
	II	III
N_T	19±15	28±18
P_T	20±34	23±58

Como esperado, houve pequena remoção de N_T e P_T . As maiores eficiências de remoção de nitrogênio e fósforo foram obtidas na Fase III, onde foram alcançados valores de 28 e 23% respectivamente. A maior remoção de nutrientes nesta fase pode ser explicada pela maior remoção de sólidos suspensos voláteis, visto que o fósforo e o nitrogênio se apresentam fortemente associados à matéria orgânica. A assimilação de nutrientes pelos micro-organismos também é um fator a ser considerado no cômputo das remoções de nutrientes.

Ao final das fases II e III foi feita uma análise para determinação das concentrações de nitrato (NO_3^-). Conforme esperado para um tratamento anaeróbico, as concentrações do efluente do RAH foram muito baixas ou não detectáveis, visto que, a falta de oxigênio impede a oxidação do amônio a nitrito e este a nitrato.

Os coeficientes de variação (34 e 58%, respectivamente) nas eficiências médias de remoção mostraram que, em alguns momentos, houve maior concentração de P_T no

efluente, quando comparadas ao afluente. Oliveira (1997) observou eficiência de remoção de P_T de 29 a 34%, operando reator UASB a temperatura de 25 a 30 °C, com TDH de 30 h e SST do afluente de 2000 mg dm^{-3} . Carmo Jr. (1998) observou que as eficiências de remoção de P_T variaram de 28 a 30% com TDH de 72 h e 25% com TDH de 36 h com SST do afluente variando de 3080 a 3400 mg dm^{-3} . Neste estudo observaram-se eficiências de remoção no RAH abaixo das encontradas por estes autores, mostrando que este poluente não é removido com eficiência em reatores anaeróbios.

Durante o período experimental, buscou-se monitorar o reator em três fases distintas, onde a estratégia adotada para a diferenciação das fases era o aumento gradativo da vazão. O reator foi submetido às mesmas concentrações de matéria orgânica (DQO), sólidos (ST, SST), condições nutricionais, mas cargas orgânicas e volumétricas (CV_t , CHV), e o tempo de retenção hidráulica (TRH) variaram no experimento, nas diferentes fases. Entretanto, em decorrência de problemas discutidos anteriormente, ocorreram grandes oscilações na vazão (Q), tornando necessária análise das variáveis adotadas.

Em relação às fases, verificou-se diferenciação entre as 3 fases para as variáveis Q, TRH, CHV. No entanto, não houve diferença significativa entre as CV_t e CV_u das fases I e II, fato que não era previsto no projeto. Vale ressaltar a instabilidade da fase inicial, com problemas relacionados ao tratamento preliminar da ARS, onde muitas vezes, este não funcionou. Com relação a DQO_T , ST, STV, SST e SSV, como era de se esperar, não houve diferença significativa entre as médias de suas concentrações na ARS.

Na Tabela 5.6 estão apresentados os valores médios das variáveis: vazão hidráulica volumétrica, demanda química de oxigênio total (DQO_T), sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV).

Tabela 5.6. Valores médios das variáveis Q, CV_u , TRH, CHV, nas diferentes fases de operação do reator.

Operação	Q ($m^3 d^{-1}$)	CV_u ($kg m^{-3} d^{-1}$ de DQO)	TRH (d)	CHV ($m^3 m^{-3} d^{-1}$)
Fase I	2,6a	0,88a	3,8 a	0,31a
Fase II	4,6b	1,35a	2,0b	0,51b
Fase III	9,0c	2,62b	1,0c	1,08c

*Tratamentos seguidos de mesma letra na coluna não diferem significativamente entre si, a 5% de probabilidade, pelo teste Kruskal-Wallis.

Em relação às eficiências médias de remoção das variáveis analisados para a ARS efluente ao reator, verificou-se similaridade para as fases 2 e 3, para todas as variáveis analisadas. O aumento na CV_u e vazão aplicadas não afetaram a capacidade do reator na remoção do material orgânico presente, não havendo diferença significativa entre as duas fases. Quando comparadas as fases I e II, não houve diferença significativa na eficiência média de remoção de ST, sendo que, para todas as outras variáveis, a fase II apresentou melhores resultados. Nas fases I e III não houve diferenças significativas na remoção de ST e SST, no que se refere às demais variáveis, a fase III apresentou melhores resultados. Para tal afirmação, foram feitos o teste Tukey a 5% de probabilidade para as variáveis DQO, DBO, SVT, SST, SSV e o teste de Kruskal-Wallis, a 5% de probabilidade, para a variável ST.

Sánchez et al. (2002), tratando água residuária da suinocultura em um reator anaeróbio de leito fixo com escoamento descendente, em escala laboratorial, para duas faixas de CV_u , com valores no intervalo de 1,5-1,9 e 3,0-3,4 $kg m^{-3} d^{-1}$ de DQO, verificaram que a melhor remoção de DQO foi obtida para o valor mais baixo de CV_u . Ainda segundo os mesmos autores, as melhores remoções de SST e SSV (73 e 77%, respectivamente) foram obtidas no intervalo de 1,5-1,9 $kg m^{-3} d^{-1}$ de DQO. Os autores ressaltam que, nesta mesma faixa, foram obtidas as melhores condições operacionais, sem problemas de entupimentos no sistema.

Rodrigues et al. (2010), tratando água residuária da suinocultura em um sistema constituído por decantador, seguido de um reator UASB, em escala plena, e uma lagoa de polimento, em escala de demonstração, em reator UASB, operando de forma intermitente, no qual a CV_u variou de 1,1 a 17,5 $kg m^{-3} d^{-1}$ de DQO, com valor médio de 5,7 $kg m^{-3} d^{-1}$ de DQO, obteve 85% de eficiência média de remoção de DQO_T para um TRH no reator variando de 1,7 a 4,1 dias. Os autores verificaram, também que, nos

períodos em que foi aplicada a maior CV_u , a eficiência média no reator UASB caiu para 53%.

Lo et al. (1994), operando reator UASB híbrido em escala laboratorial, no tratamento de águas residuárias da suinocultura, obtiveram eficiências médias de remoção de DQO_T de 95% com concentrações afluentes variando de 6500 a 12000 $mg\ dm^{-3}$, CV_u variando de 0,9 a 1,78 $kg\ m^{-3}\ d^{-1}$ de DQO.

Além da CV_u , a CHV foi outra importante variável de influência no desempenho do reator, durante todo o período experimental, o que pode também ser analisado tomando-se por base o o TRH. Santana e Oliveira (2005) avaliaram o desempenho de dois reatores anaeróbios de escoamento ascendente com manta de lodo (UASB), em escala-piloto, com volumes de 0,908 m^3 e 0,188 m^3 , instalados em série, alimentados com águas residuárias da suinocultura com concentrações médias de sólidos suspensos totais (SST) variando de 2.216 $mg\ dm^{-3}$ a 7.131 $mg\ dm^{-3}$ e submetidos a tempos de retenção hidráulica (TRH) de 62,3 e 31,1 h, no primeiro reator, e de 12,9 e 6,5 h, no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQO_T variaram de 74,0% a 89,6% no Reator 1 e de 34,3% a 45,1% no reator 2. Segundo os mesmos autores, o sistema operando em dois estágios foi mais eficiente na remoção de DQO e SST, para um TRH de 37,6 h.

Oliveira e Foresti (2004) obtiveram o balanço de massa, a partir dos valores médios das determinações de DQO e produção de metano (CH_4), em dois reatores UASB de bancada, com volume de 10,5 dm^3 , tratando águas residuárias da suinocultura, submetidos a condições operacionais distintas no que diz respeito às concentrações de sólidos suspensos totais do afluente (SST de 500; 1.000; 1.500 e 2.000 $mg\ dm^{-3}$), tempo de retenção hidráulica (TRH de 30; 20; 12 e 8 h), taxas de carregamento orgânico volumétrico (CV_t de 0,8 a 8,0 $kg\ m^3\ d^{-1}$ de DQO total e temperatura (ambiente e controlada a 25 e 30 °C). Os autores verificaram que a DQO total removida convertida em CH_4 variou de 28 a 51% e a relação DQO- CH_4 por DQO dissolvida removida de 0,94 a 2,07; indicando alta participação da remoção física dos sólidos do afluente, de 49 a 72%, na remoção de DQO total nos reatores, a qual variou de 75 a 92%. Segundo os autores, a concentração de SST do afluente, a temperatura, o TRH e a CV_t influenciaram no desempenho desses reatores UASB. Foi observado que, para TDH e temperaturas mais altas, o desempenho pode ser melhorado, independentemente do tipo de reator, da forma de alimentação (contínua ou

intermitente), e da concentração de SST no afluente, em virtude da influência de ambos os fatores sobre a solubilização dos sólidos orgânicos.

15.4 Avaliação cinética e microbiológica dos reatores

5.4.1 Perfis de concentração ao longo da altura dos reatores

Ao final das fases II e III de operação do reator, como já descrito no material e métodos, foram determinados os perfis de DQO, ST, SVT, SST e SSV ao longo das alturas do reator onde foram instaladas torneiras para coleta da ARS. Nas Figuras 5.11 e 5.12 estão apresentados estes perfis obtidos na operação do sistema, para as respectivas fases.

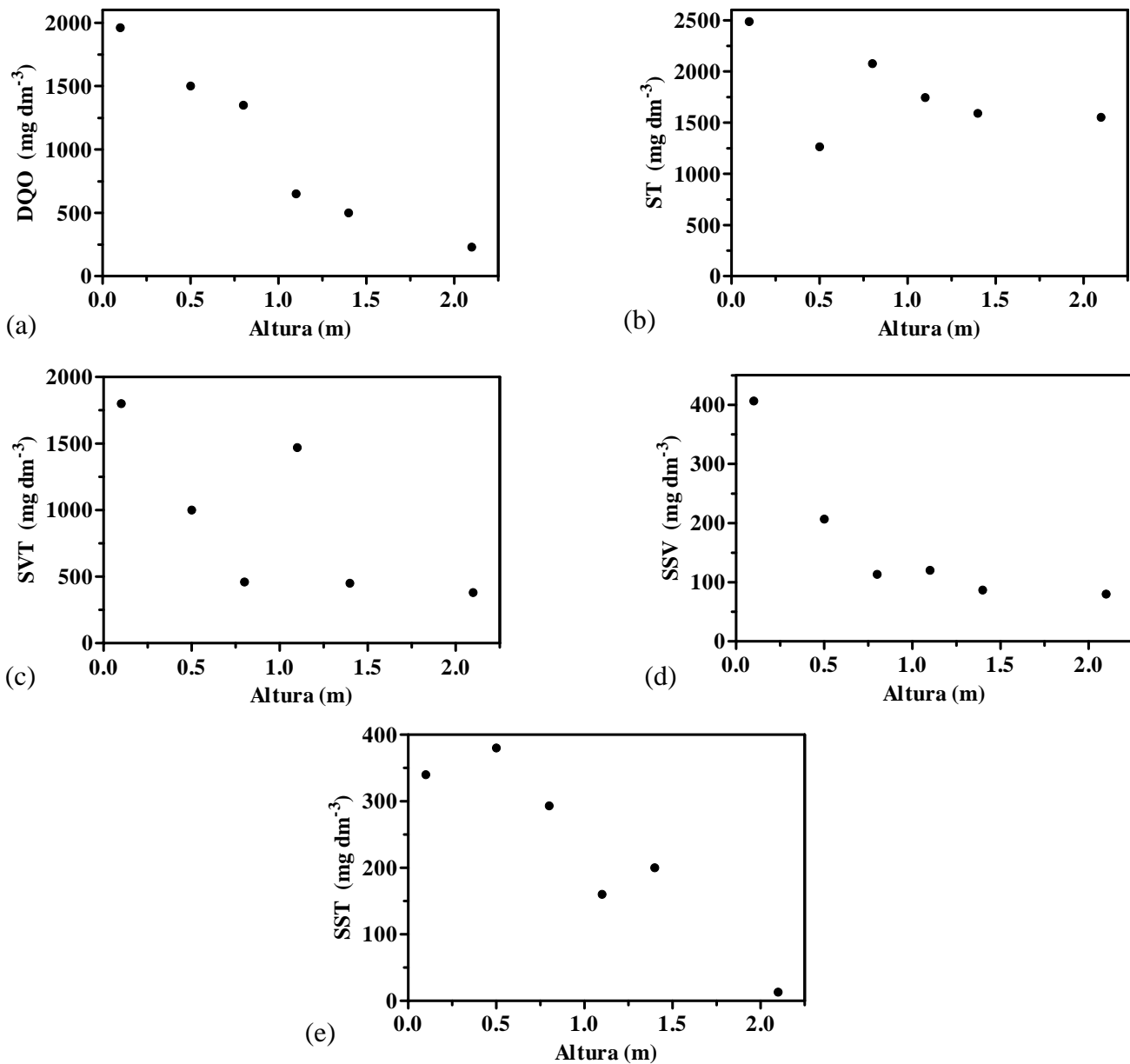


Figura 5.11: Perfis de DQO, ST, SVT, SSV e SST ao longo da altura do reator anaeróbio híbrido ao final da segunda fase de operação.

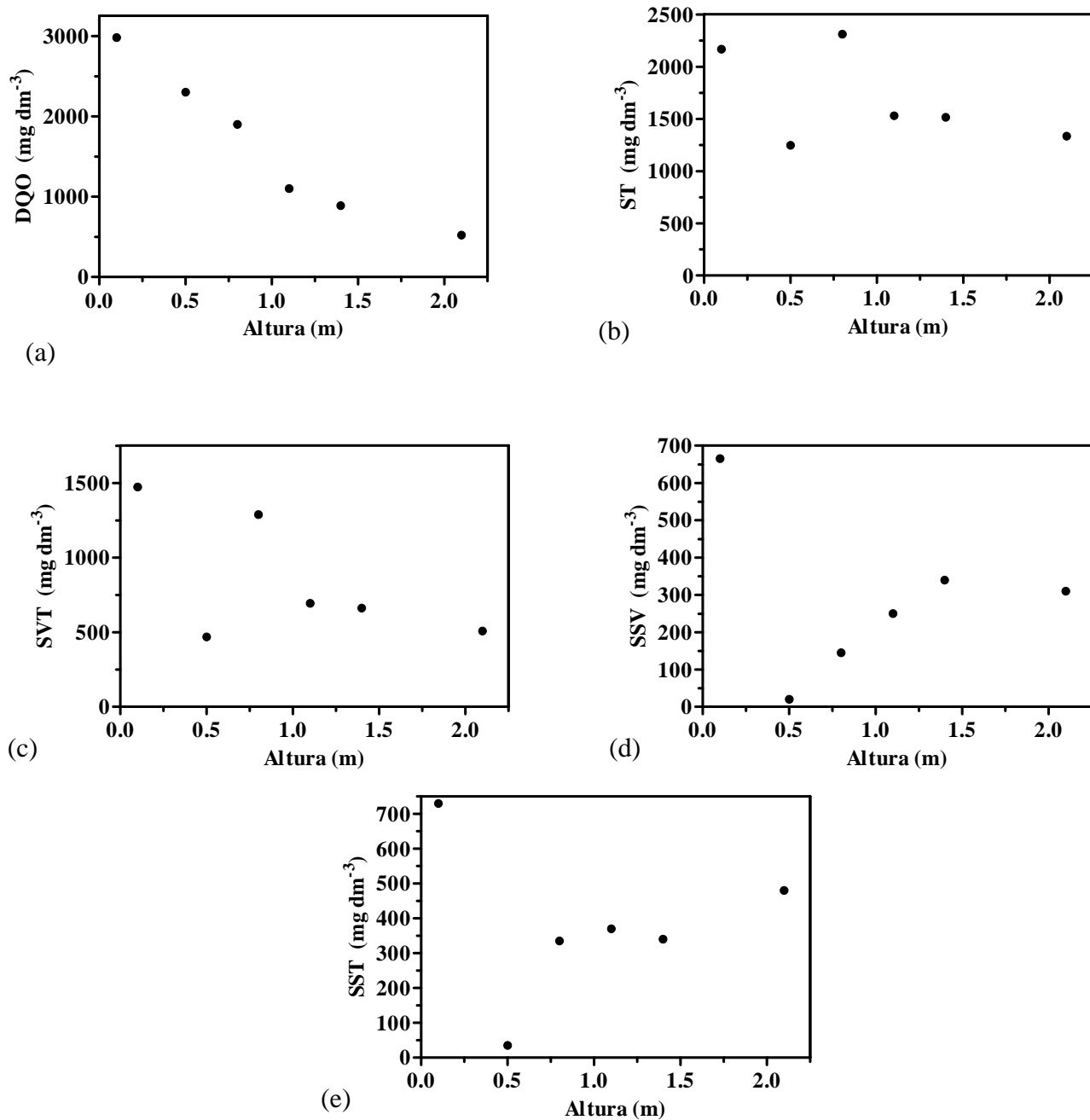


Figura 5.12: Perfis de DQO, ST, SVT, SSV e SST ao longo da altura do reator anaeróbio híbrido ao final da terceira fase de operação.

Os perfis de DQO obtidos no reator durante as duas últimas fases de operação do sistema apresentaram gradual decréscimo de valores ao longo da altura do reator. A análise de regressão não linear para as duas fases analisadas mostrou que a altura do reator e o decréscimo da concentração do material orgânico apresentam forte correlação, justificado por um coeficiente de determinação (R^2), para as fases II e III, respectivamente, de, 0,9188 e 0,9225. Sendo assim, é possível afirmar que o regime

hidráulico adotado e o escoamento ascendente do reator anaeróbio híbrido foram essenciais para os valores de remoção de material orgânico, observados em termos de DQO. Ainda assim, analisando de forma mais criteriosa os perfis de remoção de DQO do reator, pode-se concluir, para as duas fases monitoradas, que a primeira metade do reator, correspondente aos princípios de tratamento dos reatores do tipo UASB e antecedendo o volume preenchido com material suporte, é a responsável pelas maiores porcentagens de remoção, correspondendo a 66,8 e 66,1% de eficiência de remoção da DQO total presente nas amostras de ARS analisadas. Em outras palavras, a biomassa mais ativa, responsável pelas maiores remoções de DQO alcançadas, estava presente na primeira metade do reator.

Pela análise dos perfis, o aumento nas alturas implicou em menores valores de DQO, ao longo do reator (Figura 5.11a e 5.12a). Tal fato justificou a estratégia de distribuição do afluente ao fundo do reator, como descrito no item material e métodos, explicitando que não houve a formação de caminhos preferenciais no reator, principalmente nas bordas de seção transversal do reator tubular. A remoção periódica do lodo de excesso foi outro importante fator, responsável pelo perfil gradual de remoção de DQO.

O perfil de sólidos do reator apresenta, para as duas fases, grandes concentrações de sólidos ao fundo do reator, sendo o primeiro ponto medido, aquele na qual foram observadas as maiores concentrações de ST, SVT, SST e SSV. A presença de bancos de lodo proporciona a deposição de grande quantidade de sólidos suspensos na parte inferior do reator, onde a mistura, em decorrência da formação de bolhas de gás, é pobre. Além disso, o material suporte funciona como uma barreira física, fazendo decrescer abruptamente a velocidade do material sólido e proporcionando o seu depósito no fundo do sistema.

5.4.2 Obtenção dos parâmetros cinéticos

Os parâmetros cinéticos foram obtidos dos perfis de DQO total ao longo da altura do reator. As equações 4.3 a 4.6 foram ajustadas, de maneira não linear, com base nos valores dos perfis para cada fase operacional (Fases II e III). Na Figura 5.13 estão ilustrados os perfis de DQO contendo o ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados experimentais. Na determinação dos coeficientes cinéticos para os respectivos modelos avaliados, procedeu-se de maneira que todos os coeficientes fossem estimados, deste modo não se fixou nenhuma variável das equações dos modelos, deixando que o

programa estatístico utilizado as ajustasse da melhor forma possível aos dados experimentais.

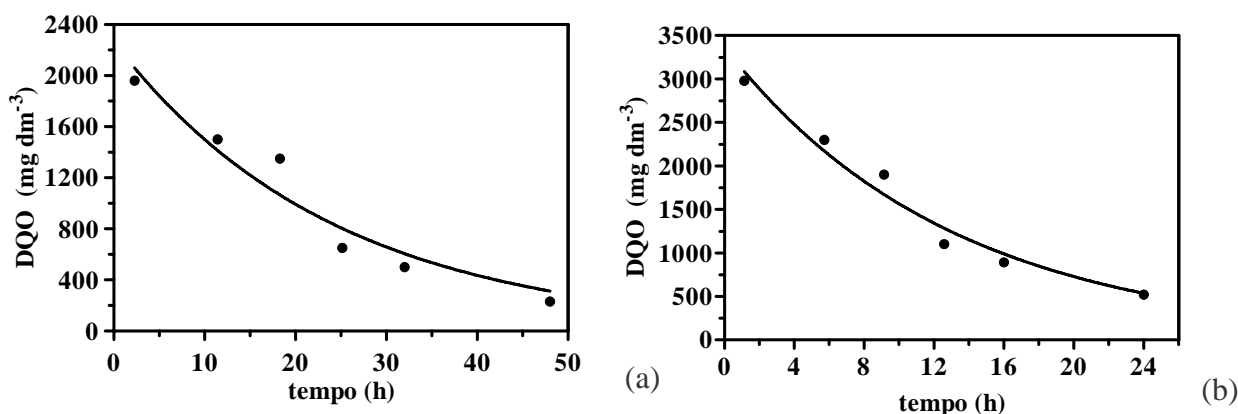


Figura 5.13. Ajuste dos perfis obtidos no RAH para o modelo cinético de primeira ordem, operando na fase II (a) e fase III (b).

Torna-se importante salientar que, para realizar o ajuste de todos os modelos neste estudo, não foram utilizados os dados experimentais médios e, sim, os dados das amostragens referentes aos estudos de decaimento para as fases II e III ao longo da altura do RAH. O valor do coeficiente cinético (k) para o modelo cinético de primeira ordem foram estimados em $0,041 \text{ h}^{-1}$ e $0,077 \text{ h}^{-1}$ para as fases II e III, respectivamente.

Os valores de k obtidos na literatura variam amplamente em função dos sistemas de tratamento, de suas configurações, dos modelos ajustados e de características das águas residuárias tratadas (Brasil et al., 2007b; Fia, 2009; Kadlec; Wallace, 2008; Reed et al., 1995; Chagas et al., 2011) dificultando, assim, a comparação para os diversos estudos relacionados.

Com o aumento da CV_t aplicada, observa-se aumento no valor do coeficiente cinético obtido durante as duas fases. O aumento na quantidade de substrato no reator implicou em maiores velocidades de conversão do mesmo, podendo-se concluir, assim, que não houve limitações no metabolismo dos micro-organismos. O maior valor do coeficiente cinético na fase III era esperado, visto que esse parâmetro é diretamente proporcional ao desempenho do reator, ou seja, quanto maior k , maior será a velocidade de reação e consequentemente maior será a eficiência no reator. O modelo cinético de primeira ordem se ajustou bem aos dados para as duas fases do experimento,

apresentando valores do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), para as fases II e III iguais a 0,9378 e 0,9720, respectivamente.

Além do modelo cinético de primeira ordem, outros modelos de primeira ordem modificados e apresentados na literatura foram ajustados aos dados obtidos, sendo eles: modelo de primeira ordem com residual; modelo de primeira ordem com retardo; modelo de tanques em série de primeira ordem. Diante dos modelos analisados, o de primeira ordem com retardo apresentou o menor ajuste da equação aos dados, apresentando para as fases II e III valores R^2 de 0,7351 e 0,7916, respectivamente. Os outros dois modelos apresentaram valores de k e R^2 , para as duas fases, semelhantes ao modelo cinético de primeira ordem. Tal fato se deve pela opção de que todos os coeficientes foram estimados pelo programa estatístico utilizado, sendo que a melhor forma de ajuste encontrada tendia a se aproximar do modelo cinético de primeira ordem.

A opção por fixar alguns parâmetros nas equações de primeira ordem modificadas, como por exemplo, utilizar um valor de DQO residual experimental, implicou em menores valores de R^2 para as respectivas equações com relação aos dados.

Segundo Fogler (2008), modelos com muitos parâmetros podem ser ajustados a grande variedade de dados experimentais, sendo o processo de modelagem, nesses casos, nada mais que um simples ajuste de curvas. O mesmo autor afirma que, em se tratando de modelos com desempenho semelhante, a opção deve ser sempre por aqueles mais simplificados, com menor número de variáveis. Dessa maneira, para o caso analisado aqui, infere-se que o modelo clássico de primeira ordem se ajustou bem aos dados.

Os perfis possibilitaram a melhor compreensão das rotas de degradação ao longo do TRH de 48 e 24 horas (fases II e III), além de permitirem a obtenção de parâmetros de degradação da matéria orgânica. Moraes e Junior (2004) verificaram, por meio de metodologia simplificada, a biodegradabilidade de dejetos da bovinocultura e da suinocultura, objetivando avaliar aplicabilidade de processos anaeróbios. Os ensaios foram realizados com reatores em batelada, usando lodos granulados de três procedências: reator UASB tratando efluente de bovinocultura, UASB tratando efluente da suinocultura e UASB tratando efluente de abatedouro de aves. Para os ensaios com o efluente da suinocultura e lodo de abatedouro de aves não adaptado; efluente da suinocultura e lodo de abatedouro de aves adaptado; efluente da suinocultura e lodo da suinocultura os valores para a constante cinética primeira ordem (k) foi de $0,0249 \text{ h}^{-1}$; $0,0309 \text{ h}^{-1}$ e $0,0409 \text{ h}^{-1}$. Nota-se que o valor do k do efluente da suinocultura quando

utilizado o lodo da suinocultura se aproximou do valor encontrado para a fase II, já o valor de K^{ap} da fase III se mostrou superior aos encontrados.

5.4.3. Exames microscópicos

Ao final das fases de operação II e III, foram coletadas amostras das biopartículas acumuladas no material suporte para que fossem efetuadas observações microscópicas. Torna-se importante ressaltar que as amostras de biofilme analisadas nas duas fases foram coletadas no terço superior da camada de espuma, em razão da dificuldade para amostragem de material. Alguns problemas com o microscópio eletrônico de varredura, ao final da segunda fase de experimento, prejudicaram a qualidade das imagens, o que não foi observado ao final da fase III, onde, o problema com o aparelho já havia sido resolvido. Nas Figuras 5.14 e 5.15, estão apresentadas a diversidade morfológica dos microrganismos presentes na biomassa imobilizada no material suporte durante as fases II e III de operação.

Na fase III de operação, morfologias que se assemelham ao domínio *Archae* foram observados no material suporte do reator. Com o uso da microscopia eletrônica de varredura (MEV), com a observação do biofilme íntegro aderido ao material suporte, foi verificada a predominância de algumas morfologias. Analisando, de maneira geral, verificou-se a predominância de diversas dimensões de bacilos e cocos. No que se refere às arqueias metanogênicas, no material polimérico (espuma de poliuretano), predominaram as estruturas celulares semelhantes à *Methanosaeta* e *Methanococcus*, as quais se encontravam fixadas na parede do suporte, formando agrupamentos não uniformemente distribuídos. Além dessas morfologias, foi verificada a presença, nas duas fases de operação do reator, ainda que em menor grau, de células semelhantes às do gênero *Methanosarcina* sp., evidenciando-se a disposição cúbica, característica dos cocos formando sarcina.

Parte das morfologias encontradas no reator anaeróbio se deve, principalmente, à utilização do inóculo na fase inicial de operação. Algumas formas se desenvolveram em razão da grande diversidade microbiana presente no esgoto sanitário utilizado como inóculo e, em parte, pelos micro-organismos presentes na própria ARS. Verrier et al. (1988) consideraram a instalação da primeira camada de bactérias o fenômeno de maior importância para o desenvolvimento futuro do biofilme. Ainda segundo os mesmos autores a diversidade morfológica de micro-organismos é influenciada principalmente pelo tipo de substrato, condições ambientais e hidráulicas.

Ribeiro (2001) estudou a dinâmica de formação de biofilme em espuma de poliuretano no tratamento anaeróbico de esgoto sintético e verificou a presença de morfologias semelhantes a cocos, vîbrios e bacilos com extremidades arredondadas. Barboza (2001) observou, dentre o gênero de micro-organismos metanogênicos, morfologias semelhantes a *Methanosaeta*, *Methanosarcina*, *Methanobacterium* e *Methanococcus*, quando operou sistema anaeróbico em duas fases, no tratamento de esgoto sintético.

Visto que o RAH apresentou bom desempenho operacional, principalmente no que se refere à remoção de matéria orgânica, era esperada grande variedade morfológica no material suporte. Esse bom desempenho está associado à maior quantidade de biomassa aderida, em termos de SVT, como discutido anteriormente. Sendo assim, a grande quantidade de biomassa observada na espuma de poliuretano permite concluir que esse material apresentou condições favoráveis para o desenvolvimento de um consórcio microbiano estável, em altas concentrações. Quando comparada as fases II e III, observou-se maiores quantidades de biomassa aderida ao material coletado ao final da fase III, além de uma maior variedade morfológica. Tal aumento na quantidade de micro-organismos pode ser atribuído ao maior tempo de operação do reator e à maior CV_u aplicada.

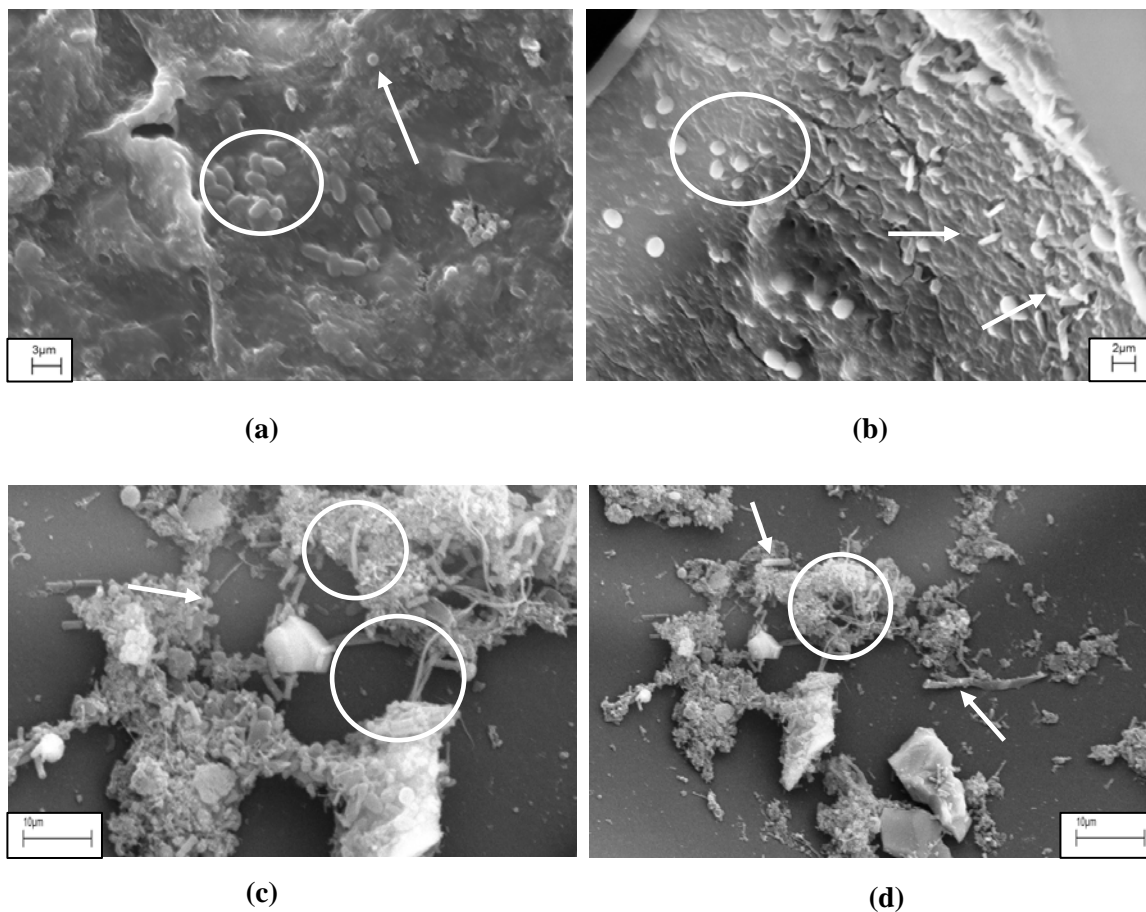


Figura 5.14: Observações morfológicas sob microscopia eletrônica de varredura, referentes às amostras de material suporte coletadas no reator anaeróbio híbrido, ao final da segunda fase de operação do sistema. [Notação: (a) provavelmente bacilos e *cocos*, (b) estruturas semelhantes à *Methanosaetas* e *cocos*, (c) polímeros extracelulares junto com filamentos e provavelmente *Methanosaetas*, (d) provavelmente *Methanosaetas* e *Methanosarcinas*.]

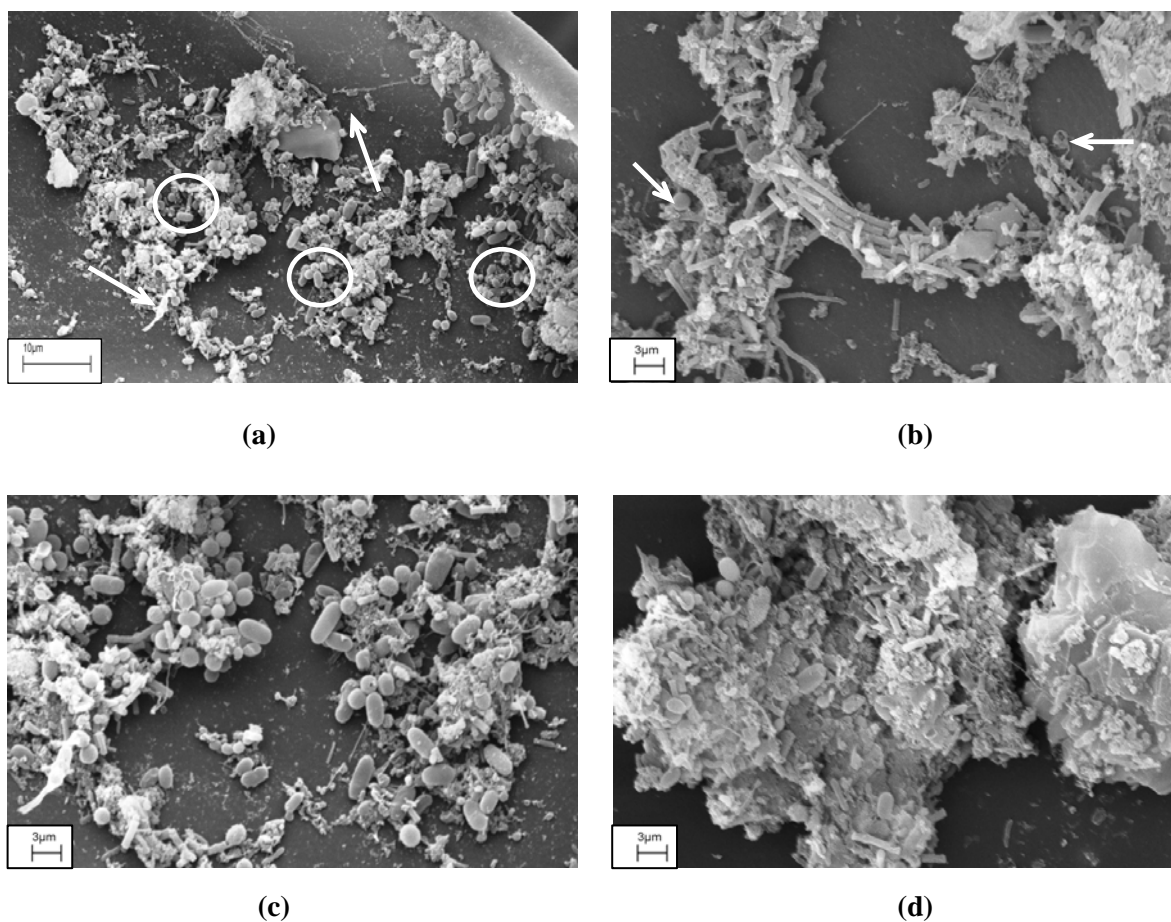


Figura 5.15: Observações morfológicas sob microscopia eletrônica de varredura, referentes às amostras de material suporte coletadas no reator anaeróbio híbrido, ao final da terceira fase de operação do sistema. [Notação: (a) provavelmente *Methanosarcinas* e *Methanosaeta*; (b) filamentos e *cocos*, (c) Bacilos curvos, *cocos*, *Methanosaetas*, e provavelmente *Methanosarcinas*, (d) Bacilos curvos, *cocos*, *Methanosaetas* e filamentos.]

Fia et al. (2010), avaliando o desempenho de três filtros anaeróbios com diferentes meio suporte, sendo eles: escória de alto-forno, espuma de poliuretano e brita gnáissica; alimentados com água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro, chegou a conclusão que o filtro anaeróbio preenchido com espuma de poliuretano apresentou as maiores concentrações de micro-organismos aderidos ao material, favorecendo a formação de consórcios microbianos estáveis. Ainda, segundo o autor, a escória foi o material suporte que apresentou as maiores diversidades microbianas. O grande índice de vazios do material suporte escolhido cria condições favoráveis para o

desenvolvimento dos micro-organismos e favorece o contato dos mesmos com o efluente, aumentando o desempenho do RAH.

Ribeiro (2001) avaliou a influência do tipo de substrato na dinâmica da formação do biofilme em matrizes de espuma de poliuretano, utilizadas no tratamento de extrato de carne, solução de glicose, solução de amido, solução contendo lipídeos e esgoto sanitário sintético. O autor concluiu que todos os ciclos estudados apresentaram grande variabilidade morfológica em relação ao tipo de solução/água residuária utilizada. No entanto foi verificada ocorrência persistente e mais intensa de organismos semelhantes a *Methanosaeta* sp e *Methosarcina* sp.

O baixo número de células semelhantes a *Methanosarcina*, identificados por meio da microscopia, pode também estar relacionado com uma baixa produção de acetato no meio. A *Methanosaeta* sp. tem maior afinidade por acetato e alta taxa de crescimento comparado à do gênero *Methanosarcina* (Urrutia et al., 1999), podendo ser, em baixas concentrações de acetato, fator determinante para a predominância das *Methanosaetas* no meio. Face ao exposto, verifica-se que as condições ambientais, hidráulicas e de operação dos reatores aparentemente favoreceram o crescimento e permanência de *Methanosaeta* em relação ao gênero *Methanosarcina*.

Angenent et al. (2002b) estudaram a dinâmica da população metanogênica durante a partida de ASBR, no tratamento de resíduos da suinocultura. Estes autores concluíram que, provavelmente, durante a operação com altos níveis de amônia, a principal rota de produção do metano ocorra por meio da relação sintrófica entre bactérias oxidantes de acetato e arqueias metanogênicas utilizadores de hidrogênio.

Medição do biogás

A instalação de um sistema que visava quantificar o biogás produzido no RAH, por meio da utilização de um medidor de gás instalado diretamente na saída de gás do sistema, mostrou-se ineficiente, pois foi incapaz de medir a quantidade de gás produzida diariamente. Diversos fatores podem estar associados ao insucesso da estratégia adotada: falhas na vedação do reator, tanto na tampa, quanto no cano de saída do gás, o que pode ter prejudicado a medição, visto que, o aparelho de medição possuía capacidade mínima de leitura de $0,016 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Outro fator que deve ser considerado é a não produção de uma vazão mínima na qual o aparelho utilizado pudesse ser capaz de realizar a leitura.

Rodrigues et al.(2010) ao avaliarem um sistema de tratamento de ARS, constituído de decantador e seguido de reator anaeróbio de manta de lodo (reator UASB), em escala plena, relataram dificuldades na quantificação e avaliação da viabilidade do uso do biogás gerado no reator. O biogás gerado era coletado na parte superior do separador trifásico por meio de uma tubulação em PVC soldável e encaminhado para o sistema de tratamento do gás, passando por um selo hídrico com, aproximadamente, 30 cm de carga hidráulica, posteriormente por um filtro de gás sulfídrico, composto de limalha de ferro, e, por último, o biogás passava por um medidor de gás (semelhante ao utilizado no RAH), sendo posteriormente queimado. Segundo os autores, devido a um vazamento na parte superior da coifa, houve grande perda de biogás para a atmosfera durante todo o período experimental, o que inviabilizou a medição.

16. CONCLUSÕES

Considerando-se os resultados obtidos no presente estudo, as seguintes conclusões podem ser registradas:

- Mesmo operado em condições não controladas de temperatura ambiente, submetido ocasionalmente a oscilações de temperaturas do líquido e de carga hidráulica e orgânica, o reator anaeróbio híbrido utilizado neste trabalho manteve-se estável apresentado-se equilibrado na eficiência de remoção de DQO e manutenção de pH efluente acima de 6,5, confirmando sua estabilidade;
- O desempenho do sistema pode ser considerado satisfatório, com eficiências médias de remoção de DQO_T nas fases II e III superiores a 70% e eficiências médias de remoção de DQO_F superiores a 80%. O RAH operando com uma vazão média de $9,0 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ e CV_u de $2,62 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO apresentou eficiência de remoção de DQO ligeiramente superior na fase II, porém, não houve diferença significativa entre as fases II e III ($p > 0,05$).
- Na remoção de DBO também não houve diferença estatística ($p > 0,05$) entre as fases II e III e foram obtidas, respectivamente, eficiências de remoção de 75% e 78%.
- A configuração híbrida proporcionou boa eficiência de remoção de sólidos no reator durante as fases operacionais, com valores de 60 e 58% de eficiência de remoção de ST e remoção de $62 \pm 17\%$ e $61 \pm 9\%$ de SVT durante as fases II e III. Mesmo apresentando variação na concentração de SVT afluente, o RAH apresentou boa capacidade de amortecimento e remoções satisfatórias de sólidos;
- Mesmo com o aumento gradativo da vazão, o RAH foi capaz de suportar o maior volume de sólidos e manter seu funcionamento estável. Para tal, o descarte de lodo mostrou-se essencial para o equilíbrio do reator, evitando o acúmulo excessivo de sólidos no interior do sistema;
- Houve pequena remoção de N_T e P_T da ARS, tendo sido obtidas as maiores eficiências na Fase III, onde foram alcançados valores de 28 e 23% respectivamente;
- O aumento na CV_u e vazão aplicada não afetou a capacidade do reator na remoção do material orgânico presente, não havendo diferença significativa entre as duas fases de funcionamento do sistema;

- Quanto maior a alteração de carga orgânica afluyente, maior a capacidade demonstrada pelo RAH de assimilar as alterações no meio, não tendo havido limitações no metabolismo dos micro-organismos, na faixa de CV_u aplicada;
- À medida que se aumentou a concentração de matéria orgânica afluyente ao reator verificou-se o desenvolvimento e o crescimento do biofilme aderido ao material suporte, apresentando visualmente boa diversidade morfológica.
- O modelo cinético de primeira ordem descreveu satisfatoriamente a cinética de degradação da matéria orgânica no interior do reator. O aumento na quantidade de substrato no interior do reator proporcionou maiores taxas de conversão da matéria orgânica.

17. REFERÊNCIAS

- ALEXIOU, G. E.; MARA, D. D. Anaerobic waste stabilization ponds. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 109, 2003.
- ALMEIDA, P. G. S.; OLIVEIRA, S. C.; CHERNICHARO, C. A. L. Operação de Filtros Biológicos Percoladores Pós-Reatores UASB sem a Etapa de Decantação Secundária. *Engenharia Sanitária Ambiental*, v.16, n.3, p. 271-280, 2011.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). American Water Works Association (AWWA). Water Environment Federation. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21 ed. Washington DC, USA, 2005.
- ANDRADE NETO, C. O.; CAMPOS, J. R.; ALÉM SOBRINHO, P.; CHERNICHARO, C. A. L.; NOUR, E. A. Filtros Anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processos Anaeróbios e Disposição Controlada no Solo. Rio de Janeiro: ABES, p. 139-154, 1999.
- ANDRADE NETO, C O de; HAANDEL, A van ; MELO, H N S. (2002). O Uso do Filtro Anaeróbio para Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios no Brasil. In: X SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Braga, Portugal. Anais do X Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Braga: APESB/APRH/ABES, 2002. CD-ROM.
- ANDRADE NETO, C O de; HAANDEL, A van ; MELO, H N S. O Uso do Filtro Anaeróbio para Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios no Brasil. In: X simpósio luso-brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, Braga, Portugal. APESB/APRH/ABES, 2002. CD-ROM.
- ANGENENT, L. T.; SUNG, S.; RASKIN, L. Methanogenic population dynamics during startup of a full-scale anaerobic sequencing batch reactor treating swine waste. *Water Res.*, v. 36, p. 4648-4654, 2002.
- AZBAR, N.; TUTUK, F.; KESKIN, T. Biodegradation performance of an anaerobic hybrid reactor treating olive mill effluent under various organic loading rates. *International Biodeterioration & Biodegradation*, n.63, p.690-698, 2009.
- BARBOZA, M. G., M. ZAIAT, AND E. FORESTI. Use of a Two-Stage Anaerobic System in the Treatment of Synthetic Wastewater Simulating Domestic Wastewater. In Proceedings of the 9th World Congress Anaerobic Digestion - Anaerobic Digestion for Sustainability, p. 369-371, 2001.

- BENEFIELD L. D. AND RANDALL C. W. Biological Process Design for Wastewater Treatment. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1980.
- BORJA, R.; BANK, C. J.; WANG, Z.; MANCHA, A. Wastewater Using a Combination Sludge Blanket and Filter Arrangement in a Single Reactor. *Bioresource Technology*, v. 65, p.125-133, 1998.
- BRABER, K.; NOVEM, B. V. Anaerobic Digestion of Municipal Solid Waste: A Modern Waste Disposal Option on the Verge of Breakthrough. *Biomass and Bioenergy*, v. 9, n. 1-5, p. 365-376, 1995. (0961-9534/95)
- BRANDÃO, V.S. Tratamento de águas residuárias de suinocultura utilizando filtros orgânicos. Dissertação Mestrado em Engenharia Agrícola – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa: UFV, 1999. 65p.
- BRASIL, M. S.; MATOS, A. T.; SOARES, A. A. Plantio e desempenho fenológico da taboa (*Thyphasp.*) utilizada no tratamento de esgoto doméstico em sistema alagado construído. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 12, n. 3, p. 266-272, 2007a.
- BRASIL, M. S.; MATOS, A. T.; SILVA, C. M.; CECOM, P. R.; SOARES, A. A. Modeling of pollution removal in constructed wetlands with horizontal subsurface flow. *Agricultural Engineering Research*, v.13, n.2, p. 48-56, 2007b.
- CAMPOS, C. M. M.; CARMO, F. R.; BOTELHO, C. G.; COSTA, C. C. Desenvolvimento e Operação de Reator Anaeróbico de Manta de Lodo (UASB) no Tratamento dos Efluentes da Suinocultura em Escala Laboratorial. *Ciênc. agrotec.*, Lavras, v. 30, n. 1, p. 140-147, jan./fev., 2006.
- CAMPOS, C. M. M.; MOCHIZUKI, E. T.; DAMASCENO, L. H. S.; BOTELHO, C. G. Avaliação do Potencial de Produção de Biogás e da Eficiência de Tratamento do Reator Anaeróbico de Manta de Lodo (UASB) Alimentado com Dejetos de Suínos. *Ciênc. agrotec.*, Lavras, v. 29, n. 4, p. 848-856, jul./ago., 2005a.
- CAMPOS, C. M. M.; DAMASCENO, L. H. S.; MOCHIZUKI, E. T.; BOTELHO, C. G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbico de manta de lodo (uasb) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. *Ciênc. agrotec.*, Lavras, v. 29, n. 2, p. 390-399, mar./abr., 2005b.
- CAMPOS, J. R. Tratamento de esgoto sanitário por processos anaeróbios e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABRS, 1999. 469 p. (projeto PROSAB).
- CHAGAS, R. C.; MATOS, A. T.; CECOM, P. R.; Lo MONACO, P. A. V.; FRANÇA, L. G. F.; Cinética de remoção de material orgânico em sistemas alagados

- construídos cultivados com lírios amarelos. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental* v.15, n.11, p.1186–1192, 2011.
- CHAIPRASERT, P.; SUVAJITTANONT, W.; SURARAKSA, B.; TANTICHAROEN, M.; BHUMIRATANA, S. Nylon fibers as supporting media in anaerobic hybrid reactors: it's effects on system's performance and microbial distribution. *Water Research*, v.37, n.19, p.4.605-4.612, 2003.
- CHANG, J. E. Treatment of landfill leachate with an upflow anaerobic reactor containing a sludge bed and a filter. *Water Science Technology*. v. 21, p. 133-143, 1989.
- CHEN, C. R. The State of the Art Review on the Application of Anaerobic Digestion. *Conservation & Recycling*, Macau, v. 7, n. 2-4, p. 191-198, 1984. (0361-3658/84).
- CHERNICHARO, C.A. de L. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores Anaeróbios. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de engenharia Sanitária e Ambiental, 2007.
- EL-KAMAH, H.; MAHMOUD, M.; TAWFIK, A. Performance of down-flow hanging sponge (DHS) reactor coupled with up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor for treatment of onion dehydration wastewater. *Bioresource Technology*, v. 102, p.7029-7035, 2011.
- ELMITIWALLI, T. A.; SKLYAR V.; ZEEMAN, G.; LETTINGA G. Low temperature pre-treatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. *Bioresource Technology*, v. 82, p. 233-239, 2002
- FENG L.; WANG H.; Chen Y. Effect of solids retention time and temperature on waste activated sludge hydrolysis and short-chain fatty acids accumulation under alkaline conditions in continuous-flow reactors. *Bioresource Technology*, v.100, p.44–49, 2009.
- FERNADES, R. A. S. Suinocultura de Minas Gerais sob o Enfoque da Economia dos Custos de Transações. *Custo e Agronegócio on line*, v. 5, n.3 , 2009.
- FERNANDEZ, J. M.; OMIL, F.; MENDEZ, R.; LEMA, J. Anaerobic Treatment of Fibreboard Manufacturing Wastewaters in a Pilot Scale Hybrid USBF Reactor. *Water Research*, v. 35, n. 17, p. 4150–4158, 2001.
- FOGLER, H. S. *Elementos de engenharia das reações químicas*. 3ª ed. Editora LTC. (Traduzido), 2008.

- FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS, Faostat. Rome: FAO, 2010. Disponível em: <<http://faostat.fao.org/site/569/DesktopDefault.aspx?PageID=569>>. Acesso em: 01 Jan. 2012.
- FIA, F. R. L.; BORGES, A. C.; MATOS, A. T.; DUARTE, I. C. S.; FIA, R.; CAMPOS, L. C. Development of Biofilm in Anaerobic Reactors Treating Wastewater from Coffee Grain Processing. *Revista Bras. Eng. Agríc. Ambiental*, v.14, n.2, p.210–217, 2010.
- FIA, F. R. L. Modelos de remoção de matéria orgânica e nutrientes de águas residuárias da suinocultura em sistemas alagados construídos. Tese (Doutorado). Universidade Federal de Viçosa. Departamento de Engenharia Agrícola, Viçosa, MG, 2009, 160 p.
- FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; Van HAANDEL, A. C.; ZAIT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, JR.. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES, p.29-52, 1999.
- GHANIYARI-BENIS, S.; BORJA, R.; ALI MONEMIAN, S.; GOODARZI, V. Anaerobic treatment of synthetic medium-strength wastewater using a multistage biofilm reactor. *Bioresource Technology*, v.100, p.1740-1745, 2009.
- GONÇALVES, R. G.; PALMEIRA, E. M. Economia no Brasil - Suinocultura Brasileira. *Observatorio de La Economía Latino Americana*, n. 71, 2006 (ISSN 1696-8352).
- HENZE, M.; HARREMÖES, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - a literature review. *Water. Science and Technology*, v.5, p. 643-648, 1983.
- IBGE, Diretoria de Pesquisas, Coordenação de Agropecuária. *Produção Pecuária Municipal*, Rio de Janeiro, v. 37, p.1-55, 2009. (ISSN 0101-4234).
- IBGE, Diretoria de Pesquisas, Coordenação de Agropecuária. *Estatística da Produção Pecuária*, Rio de Janeiro, p. 1-33, 2011.
- JEGANATHAN, J.; BASSI, A.; NAKHLA, G. Pre-treatment of high oil and grease pet food industrial wastewaters using immobilized lipase hydrolyzation. *Journal of Hazardous Materials*, v.137, p.121-128, 2006.
- JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. *Tratamento de Esgotos Domésticos*. 4ª ed., Rio de Janeiro, Editora SEGRAC, 2005, 906 p.

- KADLEC, R. H.; WALLACE, S.D. *Treatment Wetlands*. 2nd ed. Florida: CRC Press, 2008, 1016 p.
- KAMARAJ, A.; GOPAL, N. O.; VENKATACHALAM, P.; SAMPATHRAJAM, A. Biofuel production from tapioca starch industry wastewater using a hybrid anaerobic reactor. *Energy for Sustainable Development*, v.10, p.73-77, 2006.
- KIEHL, J. E. *Fertilizantes orgânicos*. Piracicaba: Editora Agronômica Ceres Ltda., 1985. 492 p.
- KINCANON, R.; McANALLY, A.S. Enhancing commonly used model predictions for constructed wetland performance: as-built design considerations. *Ecological Modelling*, v.174, p.309-322, 2004.
- KUMAR, G. S.; GUPTA, S. K.; SINGH, G. Biodegradation of distillery spent wash in anaerobic hybrid reactor. *Water Research*, v.41, n.4, p.721-730, 2007.
- KUMAR, G. S.; YADAV A. K.; SREEKRISHNAN, T. R.; SATIA S.; KAUSHIK, C. P.; Treatment of low strength industrial cluster wastewater by anaerobic hybrid reactor. *Bioresource Technology*, v. 99, p.3123–3129, 2008.
- KUNZ, A. Impactos sobre a disposição inadequada de dejetos de animais sobre a qualidade das águas superficial e subterrâneas. In: Simpósio Nacional Sobre Uso da Água na Agricultura, 2, Passo Fundo. *Anais...* Passo Fundo: UPF, p.1-6, 2006.
- KUNZ, A.; MIELE, M.; STEINMETZ, R. L. R. Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil. *Bioresource Technology*, v. 100, p. 5485-5489, 2009
- KUNZ, A.; HIGARASHI, M. M.; OLIVEIRA, P. A. Tecnologias de Manejo e Tratamento de Dejetos de Suínos Estudadas no Brasil. *Caderno de Ciência e Tecnologia*, v.22, n.3, p.652-665, 2005.
- LEE, C.Y.; LEE, C.C.; LEE, F.Y.; TSENG, S.K.; LIAO, C.J. Performance of subsurface flow constructed wetland taking pretreated swine effluent under heavy loads. *Bioresource Technology*, v.92, p.173–179, 2004. (doi:10.1016/j.biortech.2003.08.012).
- LETTINGA G.; HULSHOF POL, L. W.; ZEEMAN, G. Biological wastewater treatment. Part I: Anaerobic wastewater treatment. Wageningen: Agricultural University, 1996.
- LEW, B.; LUSTING, I.; BELIAVSKI, M.; TARRE, S.; GREEN, M. An Integrated UASB-Sludge Digester System for Raw Domestic Wastewater Treatment in Temperate Climates. *Bioresource Technology*, n.102, p.4921-4924, 2011.

- LIANHUA, L.; DONG, L.; YONGMING, S.; LONGLON, M.; ZHENHONG, Y.; XIAOYING, K. Effect of Temperature and Solid Concentration on Anaerobic Digestion of Rice Straw in South China. *International journal of hydrogen energy*, n. 35, p. 7261-7266, 2010.
- LIM, S. J.; FOX, P. A kinetic evaluation of anaerobic treatment of swine wastewater at two temperatures in a temperate climate zone. *Bioresource Technology*, v. 102, p. 3724-3729, 2011.
- LIU, H., WANG, J., WANG, A. J., CHEN, J. A. Chemical inhibitors of methanogenesis and putative applications. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 89, p.1333–1340, 2011.
- LO, K. V.; LIAO, P. H.; GAO, Y. C. Anaerobic Treatment of Swine Wastewater Using Hybrid UASB Reactors. *Bioresource Technology*, v.47, p.153-157, 1994.
- LOBATO, L. C. S.; CHERNICARO, C. A. L.; OLIVEIRA FILHO, J. M.; MORAES, O. J. S.; SOUZA, J. R. Avaliação de desempenho da pré-operação dos reatores UASB da ETE Onça: capacidade instalada 2,05 m³/s. Anais do 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Belo Horizonte, 2007.
- MATOS, A. T.; FREITAS W. S.; LO MONACO, P. A. V. Capacidade extratora de diferentes espécies vegetais cultivadas em sistemas alagados utilizados no tratamento de águas residuárias da suinocultura. *Revista Ambiente & Água - An Interdisciplinary Journal of Applied Science*, v.4, n.2, p.31-45, 2009. (doi:10.4136/ambi-agua.84).
- MATOS, A. T.; Lo MONACO, P. A. *Tratamento e aproveitamento agrícola de resíduos sólidos e líquidos da lavagem e despolpa de frutos do cafeeiro*. Viçosa: UFV, 2003, 68p.
- MATOS, A. T.; LEMOS A. F.; BARROS, F. M. Mobilidade de nitrato em solos de rampas de tratamento de águas residuárias por escoamento superficial. *Engenharia na Agricultura*, v.12, n.1, p. 57-65, 2004.
- MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J. *Biology of microorganisms*, v. 8, Prentice Hall, 1997. MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J. *Brock: Biology of Microorganisms*.8.ed. New Jersey: Prentice Hall, 2006. 986p.
- MALINA, J. F., AND POHLAND F. G. *Design of Anaerobic Processes For The Treatment of Industrial and Municipal Wastes, Water Quality Management Library Vol.7*. Technomic Publishing Company, USA, 1992.

- MANNINA, G.; VIVIANI, G. Hybrid moving bed biofilm reactors: an effective solution for upgrading a large wastewater treatment plant. *Water Science and Technology*, v. 60, n. 5, p.1103-1116, 2009.
- MAXHAM, J. V.; WAKAMIYA, W. “ Innovative biological wastewater treatment technologies applied to the treatment for biomass gasification wastewater.” In: Proceedings of 35° Industrial waste conference, Purdue University, p.80-94, 1981.
- McCARTY, P. L. The Development of Anaerobic treatment and its future. *Water Science. Techology*, v. 23, n. 3, p. 665-885, 2001.
- MELO, G. B.; ZEN, S.; CARVALHO, T. B. Acompanhamento Técnico no Tratamento de Dejetos de Suínos: Quem Faz? In: XLIII Congresso Brasileiro de Economia e Sociologia Rural. Ribeirão Preto, SOBER – Poster, 2005.
- MENDOZA, R. B.; RIVERA, M. F. C. Startup of an anaerobic hybrid UASB/Filter reactor treating waste water from a Coffee processing plant. *Anaerobes*, v.14, p.219-225, 1998.
- MORAES, L. M.; JUNIOR, D. R. P. Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de resíduos da bovinocultura e da suinocultura. *Engenharia na Agricultura..*, v.24, n.2, p.445-454, mai/ago. 2004
- NDON, U. J.; DAGUE, R. R. Effects of Temperature and Hydraulic Retention Time on Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treatment of Low-Strength Wastewater. *Water Research*, v.31, n.10, p.2455--2466, 1997.
- NOGUEIRA, L. A. Biodigestão. A alternativa energética. São Paulo: Nobel, p. 93, 1986.
- NOGUEIRA C. P.; SILVA, I. J. O. Aplicação de águas residuárias de suinocultura na irrigação. *Thesis*, v.6, p.18-29, 2006.
- ØDEGAARD, H. Innovations in Wastewater Treatment: the Moving Bed Biofilm Process. *Water Science and Technology*, v. 53, n. 9, p. 17-33, 2006.
- OKTEM, Y. A., INCE, O., SALLIS, P., DONNELLY, T. AND INCE, B. K. Anaerobic treatment of a chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor, *Bioresource Technology* v. 99 p. 1089–1096, 2007.
- OLIVEIRA, R.A. de. Efeito da temperatura e do descarte de lodo no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo, em série, tratando águas residuárias de suinocultura. In: Congresso Brasileiro de Engenharia

- Agrícola, 32., 2003, Goiânia. *Anais...* Sociedade Brasileira de Engenharia Agrícola, 2003. 1 CD-ROM.
- OLIVEIRA, P. A. V. de (Coord.). Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos. Concórdia: EMBRAPA/CNPISA, 1993. 188 p. (Documentos, 27).
- OLIVEIRA, P.A.V.; COSTA, R.H.R.; TROGLIO, J. Lagoons for treatment of waste products from hogs: example of Coopercentral. In: International conference and workshop on waste stabilization ponds technology and applications, 3, 1995, 6 p.
- OLIVEIRA, R. A. DE.; FORESTI, E. Balanço de massa de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. *Engenharia Agrícola*, v.24, n.3, p.807-820, 2004.
- OLIVEIRA, R. A. Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluyente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura. 1997. 359 f. (vol. I e II). Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1997.
- PAI, A. D. Contagem de Horas de Brilho Solar para Estações Primavera e Outono por Meio de Processamento de Imagens Digitais. *Tekhne e Logos*, Botucatu, v.1, n. 1, 2009.
- PARKIN, J. F.; OWEN, W. F. Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater Sludge. *Jornal Environ. Eng. Div. Amer. Soc. Civil Eng.*, n.122, p. 867-920, 1986.
- PERDOMO, C. C.; LIMA, G. J. M. M.; NONES, K. Produção de Suínos e Meio Ambiente. In: 9º Seminário Nacional de Desenvolvimento da Suinocultura. Gramado, abril de 2001.
- PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M. M.; MOTERANI, F.; Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando efluente de suinocultura. *Ambi-Água*, v.4, n.3 p. 157-168, 2009.
- PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F.; NETO, A. M. O. Eficiência de um sistema de reatores anaeróbios no tratamento de efluentes líquidos de suinocultura. *Acta Scientiarum Technology*, v. 33, n. 3, p. 287-293, 2011.
- PLAZA, C.; HERNÁNDEZ, D.; GARCÍA-GIL, J. C.; POLO, A. Microbial activity in pig slurry amended soils under semiarid conditions. *Soil Biology & Biochemistry*, v.36, p.1577-1585, 2004.

- PICANÇO, A. P.; SASSIM, M. N. M.; ZAIAT, M.; BLUNDI, C. E. Avaliação da Atividade Biológica do Biofilme Formado em Materiais Suportes de Filtros Anaeróbios de Fluxo Ascendente. In: 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. João Pessoa, ABES – Trabalhos Técnicos, 2001.
- RAJAKAMUR, R.; MEENAMBAL, T.; SARAVANAN, P. M.; ANANTHANARAYANA, P. Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor packed with pleated poly vinyl chloride rings. *Bioresource Technology*, v. 103 , n.1, p.16–122, 2012.
- RAMAKRISHNA, A.; Gupta, S. K. Effect of hydraulic retention time on the biodegradation of complex phenolic mixture from simulated coal wastewater in hybrid UASB reactors. *Journal of Hazardous Materials*, v.153, p.843-851, 2008.
- RAMOS, R. A.; Avaliação da influencia da operação de descarte do lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no distrito federal. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e recursos hídricos. Brasília, 2008, 153 p.
- RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUEZ, J. A. D.; CAMARGO E. F. M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. Influence of agitation rate on the performance of a stirred anaerobic sequence batch reactor containing immobilized biomass. *Water Science and Technology*, v.44, n.4 , p. 305-412, 2001.
- REED, S, C.; CRITES, R. W.; MIDDLEBROOKS, E. J. Natural systems for management and treatment. New York: McGraw-Hill, Inc. 1995. 435p.
- RIBEIRO, C. M. D.; JERÔMINO, C. E. M.; MOURA, T. N. Cinética de Digestão Anaeróbia de Efluentes da Produção do Queijo tipo "Coalho": Determinação Experimental e Modelagem Matemática. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Joinvile, ABES- Trabalhos Técnicos, 2003.
- RIBEIRO, R. Influência do tipo de substrato na dinâmica de formação do biofilme em matrizes de espuma de poliuretano. São Carlos. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001.
- RODRIGUES, L. S.; SILVA, I. J.; ZOCCATO, M. C.; PAPA, D. N.; von SPERLING, M.; OLIVEIRA, P. R. Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, v.14, n.1, p.94–100, 2010.

- SALEH, M. M. A.; MAHMOOD, U. F. UASB/EGSB applications for industrial wastewater treatment. In: Seventh International Water Technology Conference, Egypt, 2003.
- SANCHEZ, E.; TRAVIESO E.; WEILAND, P. Piggery Waste Treatment by Anaerobic Digestion and Nutrient Removal by Ionic Exchange. *Resources, Conservation and Recycling*, Amsterdam, v. 15, n. 3-4, p. 235-244, 1995.
- SÁNCHEZ, E.; WEILAND, P.; TRAVIESO E. Effect of the organic volumetric loading rate on soluble COD removal in downflow anaerobic fixed bed reactors. *Bioresource technology*, v. 47 p. 173-176, 1994.
- SÁNCHEZ, E.; TRAVIESO E.; WEILAND, P.; BORJA, R.; NIKOLAEVA, R. Effect of Influent Strength Changes on the Performance of a Down-Flow Anaerobic Fixed Bed Reactor Treating Piggery Waste. *Resources, Conservation and Recycling*, n. 36, p.73–82, 2002.
- SANTANA, A. M.; OLIVEIRA, R. A. desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. *Eng. Agric., Jaboticabal*, v.25, n.3, p.817-830, 2005.
- SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; van LIEL, J. B.; HAMWLWRS, H. V. M.; LETTINGA, G. Anaerobic Treatment of Sewage in UASB and EGSB Reactors. *Bioresource Technology*, v.65, p.175-190, 1998.
- SHEPHERD, H.L.; TCHOBANOGLIOUS, G.; GRISMER, M.E. Time-dependent retardation model for chemical oxygen demand removal in a subsurface-flow constructed wetland for winery wastewater treatment, *Water Environ Res.* v.73, n.5, p.597–606, 2001.
- SOUZA, C.F. Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos: obtenção de dados e aplicação no desenvolvimento de um modelo dinâmico de simulação da produção de biogás. Tese (Doutorado em Produção Animal) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 140f, 2001.
- SOUBES, M.. Microbiologia de La Digestion Anaeróbia. Taller e Seminario Latinoamericano, 3. *Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales*. Montevideo-Uruguay, p. 15 – 27, 1994.
- SPEECE, R. E. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater. *Archae Press*, Nashville, 1996.

- SREEKANTH, D.; SIVARAMAKRISHNA, D.; HIMABINDU, V.; ANJANEYULU, Y. Thermophilic treatment of bulk drug pharmaceutical industrial wastewaters by using hybrid up flow anaerobic sludge blanket reactor. *Bioresource Technology*, v.100, n.9 p.2534-2539, 2009.
- STEIN, O.R.; BIEDERMAN, J.A.; HOOK, P.B.; ALLEN, W.C. Plant species and temperature effects on the k-C* first-order model for COD removal in batch-loaded SSF wetlands. *EcologicalEngineering*, v.26, p.100-112, 2006.
- SUBRAMANYAM, R.; MISHRA, I. M. Treatment of Catechol Bearing Wastewater in an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor: Sludge Characteristics. *Bioresource Technology*, n.99, p.8917-8925, 2008.
- TOERIE D. F.; HATTINGH, W. H. J. Review Paper Anaerobic Digestion: The Microbiology of Anaerobic Digestion. *Water Research*, National Institute for Water Research, South African Council for Scientific and Industrial Research, Pretoria v. 3, p.385-416, 1969.
- URRUTIA, H.; VIDAL, R.; BAEZA, M.; ASPE, E. Effect of fishing industries effluents pH and organic load on the methanogenic bacteria biofilm developed over support in fixed biomass reactor. *Anaerobe*, v. 5, p. 325-327, 1999.
- van HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. Tratamento Anaeróbico de Esgotos - Um Manual para Regiões de Clima Quente. Campina Grande, 1994.
- VERRIER, D.; MORTIER, B.; DUBOURGUIER, H. C.; ALBAGNAC, G. Adhesion of anaerobic bacteria to inert supports and development of methanogenic biofilms. In: 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. London (1988)
- von SPERLING, M. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. 3ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2005. 452 p.
- von SPERLING, M. *Princípios básicos do tratamento de esgotos*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1996, 211p.
- WELD, R. J.; SINGH, R. Functional Stability of a Hybrid Anaerobic Digester/Microbial Fuel Cell System Treating Municipal Wastewater. *Bioresource Technology*, n.102, p.842-847, 2011.
- WOLF, D. B.; PAUL, E.; COSTA, R. H. R. Influência do Tipo de Material Suporte no Desempenho de Reatores Biológicos de Leito Móvel na Remoção de Carbono e

- Nitrificação de Esgoto Sanitário. *Eng. Sanitaria Ambiental*, v.15, n.2 , p.149-154, 2010.
- WOLFF, D.B; PAUL, E.; COSTA, R.H. Reatores híbridos: uma nova alternativa para o tratamento de efluentes. *Saneamento Ambiental*, v. 111, p. 30-33, 2005.
- WU, W.M.; HU, J.C.; GU, X.S.; ZHAO, Y.Z.; GU, G.G. Cultivate of anaerobic granular sludge in UASB reactors with aerobic activated sludge as seed. *Water Res.*, v. 21, p. 789, 1987.
- WU, SHU-YII; LIN, CHI-LU; CHANG, JO-SHU. Hydrogen production with immobilized sewage sludge in three-phase fluidized-bed bioreactors. *Biotechnology Progress*, v. 19, p. 828-832, 2003.
- YANG, W.; CICEK, N. Treatment of swine wastewater by submerged membrane bioreactors with consideration of estrogenic activity removal. *Desalination*. v.231, p.200–208, 2008.
- YANG, Y.; TADA, C.; MIAH, M. S.; TSIKAHARA, K.; YAGIHITA, T.; SAWAYAMA, S. Influence of Bed Materials on Methanogenic Characteristics and Immobilized Microbes in Digester. *Material Science and Engineering*, v.23 n.3 p.113-119, 2004.
- YOUNG, J. C.; McCARTTY, P. L. Anaerobic filter for waste treatment. *J. Water Pollut. Control Fed.* v. 41, p.160-173, 1969.
- YOUNG, J. C. Factors Affecting the Design and Performance of upflow anaerobic filters. *Water Science and Technology*, v.24, p.133-155, 1991.
- ZHENG, P.; DENG, L. W.; CHEN, Z. A. Anaerobic digestion and post-treatment of swine wastewater using IC-SBR process with bypass of raw wastewater. *Process Biochemistry*, v. 4, p. 965-969, 2006.