

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

CIBELE MIDORI SATO

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO
COMPARTIMENTADO NO TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO**

Ilha Solteira

2013

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

CIBELE MIDORI SATO

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO
COMPARTIMENTADO NO TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia - UNESP – Campus de Ilha Solteira, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil. Área de Conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto

Ilha Solteira

2013

FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

- S253a Sato, Cibele Midori.
Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto doméstico / Cibele Midori Sato. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2013
109 f. : il.
- Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2013
- Orientador: Tsunao Matsumoto
Inclui bibliografia
1. Reator anaeróbio compartimentado. 2. Esgoto sanitário. 3. Nova configuração UASB.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto doméstico

AUTORA: CIBELE MIDORI SATO

ORIENTADOR: Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Aprovada como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE EM ENGENHARIA CIVIL , Área: RECURSOS HIDRICOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS, pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO
Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Profa. Dra. LILIANE LAZZARI ALBERTIN
Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. MARC ÁRPÁD BONCZ
Departamento de Hidráulica e Transportes / Universidade Federal do Mato Grosso do Sul

Data da realização: 06 de setembro de 2013.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, por tudo que tenho e por me dar forças para conseguir finalizar este trabalho.

Aos meus pais, Aurea e Minolu, pois sem o incentivo, confiança, apoio, carinho e milhares de outras coisas, eu nada seria. Se eu faço algo nessa vida é por eles e para eles. Minha honra e orgulho incondicional de podê-los ter como pais e amigos.

A minha irmã, Fefa, que apesar dos nossos altos e baixos, sempre me apoiou e me incentivou.

Ao meu orientador, Tsunao, pela oportunidade e incentivo, além de ter me ensinado e aconselhado muito, não apenas na área acadêmica, mas também em outros setores da vida. E principalmente, obrigada pela paciência que sempre teve comigo!

Aos técnicos que trabalham na Estação Elevatória, Tiquinho, Marcelo e Daniel, por sempre que possível terem me auxiliado no trabalho com o reator e na reforma da torre.

Aos técnicos da Engenharia Civil, principalmente ao Sr. Cavassano que me ajudou na construção do reator, nas instalações e em tudo o que era possível.

Aos colegas que fiz em Ilha Solteira, que sempre me apoiaram, incentivaram e estiveram comigo em muitos os momentos, Nati Antoniali, Nati Michelin, Valéria, Talita, Bia; e aos meninos que me ajudaram diversas vezes no laboratório: Heitor, Felipe, Bruno do IC, Bruno do mestrado e Moacir.

Aos amigos que mesmo distantes sempre me ajudaram de alguma forma, em especial a Jaque e ao Denis.

A CAPES pela bolsa de mestrado concedida e a todo Departamento de Engenharia Civil.

RESUMO

A aplicação de reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) passou a ocupar uma posição de destaque, principalmente no Brasil, face às condições ambientais de temperatura favoráveis, baixo custo, simplicidade operacional e baixa produção de sólidos. Com o intuito de aprimorá-lo, este estudo aliou as características construtivas e operacionais destes reatores com as dos Reatores Anaeróbios Compartimentados (RAC), caracterizados por oferecerem a possibilidade de separação das fases que ocorrem na digestão anaeróbia e o aumento do tempo de contato entre a biomassa e o efluente. Assim, foi projetado e construído um reator vertical, contendo dois tubos concêntricos em seu interior, visando à separação das etapas acidogênica e metanogênica, a partir da cinética de crescimento dos microrganismos presentes. A pesquisa teve como objetivo principal estudar o comportamento e avaliar o desempenho do reator UASB compartimentado sob nova configuração, no período de partida e operação, tratando esgoto doméstico.

O monitoramento do sistema foi dividido em duas etapas: partida e operação. Durante a partida, os valores de pH e alcalinidade mantiveram-se estáveis dentro de uma faixa adequada. Os resultados apresentados durante seu monitoramento indicaram ainda, que o inóculo utilizado promoveu condições adequadas para a partida do reator, com remoção média de DQO de 53,8%, chegando a atingir 82,8% ao final desta etapa.

Na segunda etapa de monitoramento, ocorreram diversos problemas relacionados à operação do sistema, ocasionando sua paralisação durante alguns dias. Os valores de pH encontraram-se dentro da faixa adequada, contudo, a alcalinidade sofreu variações quando houve interrupção no sistema. A remoção de matéria orgânica apresentou-se estável, mesmo após tais interrupções, com eficiência média de remoção de 80% para a DQO e 78% para a DBO. Além disso, ambas chegaram a alcançar 90% na eficiência de remoção.

Palavras-chave: Reator anaeróbio compartimentado. Esgoto sanitário. Nova configuração UASB.

ABSTRACT

Application of UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactor has come to occupy a prominent position, especially in Brazil, due to favorable climatic conditions, low cost, operational simplicity and low production solids. In order to improve it, this study combined constructional and operational features of these reactors with the Compartmented Anaerobic Reactor (CAR), characterized by offering the possibility of phase separation occurring in the anaerobic digestion and increase the contact time between the biomass and effluent. Thus a vertical reactor was designed and constructed containing two concentric tubes inside, in order to separate the acidogenic and methanogenic steps from the kinetics of growth of microorganisms present. The research aimed to study the behavior and evaluate the performance of the UASB compartmentalized reactor under new configuration during starting and operation, treating domestic wastewater.

The monitoring system was divided into two stages: starting and operating. During the start-up, the values of pH and alkalinity remained stable within a proper range. The results presented during its monitoring also indicated that the inoculum used promoted conditions for starting the reactor, with average COD removal of 53,8%, reaching 82,8% at the end of this step.

In the second stage of monitoring, there were several problems related to system operation, causing a stoppage for a few days. The pH values were within the appropriate range, however, the alkalinity variations experienced when there was an interruption in the system. The removal of organic matter remained stable even after such interruption, with average removal efficiency of 80% to 78% for COD and BOD. Moreover, both even reached 90% removal efficiency.

Key-words: Compartmented anaerobic reactor. Sewage. New configuration UASB.

LISTA DE FIGURAS

Figura 01 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia com a sequência na presença de sulfato (em vermelho).....	17
Figura 02 - Curva típica do crescimento bacteriano.....	25
Figura 03 - Esquema do processo de um reator UASB.....	35
Figura 04 - Estrutura de suporte do sistema.....	45
Figura 05 - Tanque de equalização.....	45
Figura 06 - Caixa de nível.....	45
Figura 07 - Representação esquemática do sistema e seus componentes.....	46
Figura 08 - Esquema do corte longitudinal do reator UASB compartimentado.....	47
Figura 09 - Detalhe da figura 08, parte superior do reator.....	48
Figura 10 - Vista superior do reator/flange.....	48
Figura 11 - Vista lateral inferior do reator.....	49
Figura 12 - Solução de NaOH a 15%.....	58
Figura 13 - Solução de NaOH a 30%.....	58
Figura 14 - Primeiro ensaio montado em andamento.....	59
Figura 15 - Segundo ensaio em andamento.....	59
Figura 16 - Gráfico de pH no período de partida do sistema.....	63
Figura 17 - Alcalinidade do afluente e efluente durante período de partida.....	64
Figura 18 - Gráfico de ácidos voláteis afluente e efluente.....	65
Figura 19 - Box-plot DQO _{total} afluente e efluente.....	66
Figura 20 - Valores de DQO afluente e efluente e porcentagens de remoção.....	67
Figura 21 - Box-plot de DBO afluente e efluente.....	68
Figura 22 - Valores de DBO afluente e efluente e porcentagens de remoção.....	69
Figura 23 - Gráfico de nitrogênio durante a partida.....	70
Figura 24 - Gráfico de fósforo durante a partida.....	70
Figura 25 - Gráfico de Sólidos Totais Voláteis na partida.....	71
Figura 26 - Gráfico de sólidos suspensos voláteis do afluente e efluente na partida..	72
Figura 27 - Gráfico de Sólidos Sedimentáveis durante a partida.....	72
Figura 28 - Caracterização do esgoto afluente em campanha de 24 horas.....	74
Figura 29 - Temperaturas afluente, interna e efluente ao reator.....	77
Figura 30 - pH afluente, interno e efluente ao reator no período de operação.....	78
Figura 31 - Valores de alcalinidade afluente e efluente durante a operação do	79

sistema.....	
Figura 32 - AOV no período de operação.....	80
Figura 33 - Box-plot da DQO afluente e efluente na etapa de operação.....	81
Figura 34 - Gráfico de remoção da DQO na etapa de operação.....	81
Figura 35 - Box-plot da DBO afluente e efluente na etapa de operação.....	82
Figura 36 - Gráfico de remoção da DBO na etapa de operação.....	83
Figura 37 - Gráfico de nitrogênio na etapa de operação.....	84
Figura 38 - Gráfico de fósforo na etapa de operação.....	84
Figura 39 - Gráfico de Sólidos Totais no período de operação.....	85
Figura 40 - Gráfico de Sólidos Suspensos Voláteis na operação.....	86
Figura 41 - Gráfico de Sólidos Sedimentáveis no período de operação.....	87
Figura 42 - Valores de DQO afluente e efluente durante o monitoramento contínuo das etapas de partida e operação.....	89
Figura 43 - Produção cumulativa de metano no primeiro ensaio de AME.....	91
Figura 44 - Produção cumulativa de CH ₄ no segundo ensaio.....	92

LISTA DE TABELAS

Tabela 01 - Comparação energética de algumas reações comuns na degradação anaeróbia.....	20
Tabela 02 - Constantes cinéticas de culturas anaeróbias.....	27
Tabela 03 - Parâmetros de projeto do reator em condições operacionais.....	51
Tabela 04 - Programa de monitoramento do reator UASB compartimentado durante a partida.....	53
Tabela 05 - Programa de monitoramento do reator UASB compartimentado durante a operação.....	54
Tabela 06 - Reagentes necessários para a solução de nutrientes.....	57
Tabela 07 - Reagentes para solução de micronutrientes.....	57
Tabela 08 - Aumento gradual da vazão afluyente.....	61
Tabela 09 - Valores mínimos, médios e máximos das temperaturas separados por vazões.....	62
Tabela 10 - Composição típica do esgoto sanitário e média dos resultados obtidos.....	76
Tabela 11 - Resultados do monitoramento das etapas de partida e operação do reator compartimentado.....	88
Tabela 12 - Resultados tabelados dos parâmetros pH e temperatura na etapa de partida e operação.....	101
Tabela 13 - Resultados tabelados do parâmetro DQO nas etapas de partida e operação do reator compartimentado.....	105

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	12
2	OBJETIVOS.....	14
2.1	Objetivo Geral.....	14
2.2	Objetivos Específicos.....	14
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	15
3.1	Processo de digestão anaeróbia.....	15
3.1.1	<i>Hidrólise.....</i>	<i>15</i>
3.1.2	<i>Acidogênese.....</i>	<i>16</i>
3.1.3	<i>Acetogênese.....</i>	<i>17</i>
3.1.4	<i>Metanogênese.....</i>	<i>17</i>
3.1.5	<i>Sulfetogênese.....</i>	<i>18</i>
3.2	Bioquímica da digestão anaeróbia.....	20
3.3	Produção de metano.....	21
3.4	Cinética da digestão anaeróbia.....	24
3.4.1	<i>Cinética do crescimento bacteriano.....</i>	<i>25</i>
3.4.1.1	<i>Crescimento bruto específico.....</i>	<i>25</i>
3.4.1.2	<i>Decaimento bacteriano.....</i>	<i>27</i>
3.4.1.3	<i>Crescimento líquido.....</i>	<i>28</i>
3.4.2	Produção de sólidos.....	28
3.4.2.1	<i>Produção bruta.....</i>	<i>28</i>
3.4.2.2	<i>Produção líquida.....</i>	<i>29</i>
3.5	Fatores importantes na digestão anaeróbia.....	29
3.5.1	<i>Nutrientes.....</i>	<i>29</i>
3.5.2	<i>Temperatura.....</i>	<i>30</i>
3.5.3	<i>pH e alcalinidade.....</i>	<i>32</i>
3.5.4	<i>Atividade Metanogênica Específica (AME).....</i>	<i>32</i>
3.6	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo – UASB.....	33
3.6.1	Parâmetros e critérios de projeto.....	36
3.6.1.1	<i>Carga Orgânica Volumétrica.....</i>	<i>36</i>
3.6.1.2	<i>Carga Hidráulica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulica.....</i>	<i>36</i>
3.6.1.3	<i>Carga Biológica ou Carga de Lodo.....</i>	<i>38</i>
3.6.1.4	<i>Velocidade Ascendente do Fluxo.....</i>	<i>38</i>
3.6.2	<i>Partida do Sistema.....</i>	<i>39</i>
3.6.3	<i>Reator Anaeróbio Compartimentado.....</i>	<i>41</i>
4	MATERIAIS E MÉTODOS.....	44
4.1	Instalação Experimental.....	44
4.2	Descrição do reator anaeróbio compartimentado.....	46
4.3	Água residuária.....	51
4.4	Teste hidráulico.....	51
4.5	Caracterização do esgoto bruto.....	51
4.6	Partida do sistema (Etapa I).....	52

4.7	Operação e acompanhamento do sistema (Etapa II).....	53
4.7.1	<i>Cálculo da produção teórica de metano.....</i>	54
4.7.2	<i>Teste de Atividade Metanogênica Específica.....</i>	55
4.7.3	<i>Substrato.....</i>	55
4.7.4	<i>Biomassa (concentração inicial de inóculo).....</i>	56
4.7.5	<i>Solução de nutrientes e reagentes químicos.....</i>	57
4.7.6	<i>Aclimação do lodo.....</i>	58
4.7.7	<i>Descrição do procedimento (medição direta do volume de metano).....</i>	58
4.7.8	<i>Cálculo da AME.....</i>	60
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	61
5.1	Partida do sistema - Etapa I.....	61
5.2	Operação e acompanhamento do sistema – Etapa II.....	76
5.3	Partida e operação do sistema – Etapas I e II.....	87
5.4	Cálculo da produção teórica de metano.....	89
5.5	Atividade Metanogênica Específica.....	91
5.5.1	<i>Teste I.....</i>	91
5.5.2	<i>Teste II.....</i>	92
6	CONCLUSÃO	94
7	RECOMENDAÇÕES	95
	REFERÊNCIAS	96
	APÊNDICE A - RESULTADOS TABELADOS DOS PARÂMETROS PH E TEMPERATURA	101
	APÊNDICE B – RESULTADOS TABELADOS DO PARÂMETRO DQO	105

1 INTRODUÇÃO

Até o ano de 2008, pouco mais da metade dos municípios brasileiros tinham serviço de esgotamento sanitário por rede coletora. Apenas a Região Sudeste registrava uma elevada presença de municípios com tal vantagem. Em todas as demais, menos da metade dos municípios a possuíam, sendo os extremos representados pelos Estados de São Paulo e Piauí (PESQUISA NACIONAL DE SANEAMENTO – PNSB, 2008).

Apenas 28,5% dos municípios brasileiros tratavam o esgoto coletado. Mesmo na Região Sudeste, onde grande parte dos municípios possuíam coleta, menos da metade desses o tratavam. Em 2010, o índice de tratamento de todo esgoto gerado ainda era considerado baixo, de apenas 37,9% (SISTEMA NACIONAL DE INFORMAÇÕES SOBRE SANEAMENTO - SNIS, 2010).

Neste contexto, diante da necessidade de melhoria no setor de saneamento básico no Brasil, uma vez que sua ausência causa riscos de impacto ao meio ambiente e de prejuízo à saúde da população, buscam-se novas técnicas de tratamento com baixo custo de implantação e operação.

A aplicação de reatores anaeróbios em sistemas de tratamento de efluentes domésticos tem se desenvolvido bastante nas últimas décadas, por se apresentarem como unidades compactas e de baixo custo. Sobretudo, os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) tiveram uma grande aceitação, particularmente em vista de suas condições climáticas favoráveis, baixa produção de sólidos e sua eficiência de 60 a 80% na remoção de matéria orgânica, faixa razoável para tais tipos de sistema de tratamento.

Existem várias configurações de reatores anaeróbios com parâmetros e modelos bem definidos, além de experiências bem sucedidas em escala real, piloto e de bancada. Contudo, algumas configurações inovadoras, que ainda não possuem parâmetros e critérios claramente definidos, necessitam de maiores estudos, visando à ampliação do conhecimento e aplicabilidade dos processos anaeróbios, como os reatores anaeróbios compartimentados - RAC.

Os reatores anaeróbios compartimentados surgiram baseados na concepção do UASB, e podem ser definidos como unidades de tratamento baseado na utilização de microrganismos, que por meio de seu metabolismo degradam matéria orgânica, possuindo uma configuração simples, com divisões internas que buscam aumentar o

tempo de detenção hidráulica possibilitando maior contato entre a biomassa e o efluente (GROBICKI; STUCKEY, 1991 apud AVELAR, 2008).

Assim, com o intuito de aliar as características construtivas e operacionais dos reatores UASB, juntamente com as vantagens proporcionadas pelos RACs, construiu-se um reator UASB compartimentado, de configuração diferenciada das já existentes, que visa à separação das etapas presentes na digestão anaeróbia, no caso, acidogênica e metanogênica.

Outras pesquisas com reatores anaeróbios compartimentados são em sua maioria reatores de chicanas, que se caracterizam por também separar as etapas da digestão anaeróbia, mas em fluxo horizontal e sem presença de separador trifásico.

A fundamentação conceitual deste reator baseia-se na cinética de crescimento dos microrganismos presentes na digestão anaeróbia, onde teoricamente, o coeficiente de produção de biomassa das bactérias acidogênicas é cerca de cinco vezes maior que o coeficiente metanogênico. A modificação proposta se faz com a redução do compartimento onde ocorre a etapa acidogênica, e o aumento na dimensão onde sucede a etapa metanogênica. Com isso, espera-se que haja um aumento na produção de metano e um melhor desempenho no tratamento.

Dessa forma, estudou-se o comportamento do sistema por um período aproximado de seis meses, sendo dois para o acompanhamento da partida e os quatro restantes para o seu monitoramento, tratando o esgoto doméstico provindo da estação elevatória de esgoto do município de Ilha Solteira – SP.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Estudar o comportamento e avaliar o desempenho do sistema composto por um reator UASB compartimentado que apresenta em sua configuração uma nova proposta, tratando esgoto doméstico durante seu período de partida e operação.

2.2 Objetivos Específicos

- a) projetar e construir o reator UASB compartimentado;
- b) avaliar o desempenho durante a partida e operação quando comparados a um reator UASB convencional;
- c) realizar o teste de Atividade Metanogênica Específica (AME) do lodo utilizado como inóculo;
- d) analisar as variações dos parâmetros físicos, químicos e biológicos entre o afluente, o efluente e o efluente no final da primeira câmara (parte superior).

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processo de digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia pode ser considerada um dos processos de tratamento mais antigos usados para estabilização do lodo e de águas residuárias. O processo envolve a decomposição da matéria orgânica através do metabolismo dos microrganismos, na ausência de oxigênio. Neste processo, a matéria orgânica complexa presente nas águas residuárias é convertida pela ação bioquímica dos microrganismos em: metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas (TCHOBANOGLIOUS, 1991; CHERNICHARO, 2007).

A aplicação dos reatores anaeróbios de alta taxa, nos quais o tempo de detenção hidráulica está dissociado do tempo de retenção dos sólidos, permitiram o sucesso de sua implementação e a ampla aceitação mundial da tecnologia anaeróbia como alternativa viável para sistemas de tratamento de águas residuárias (VAN LIER et al., 2001; CERVANTES et al., 2006).

O processo de digestão anaeróbia é complexo e composto por uma sequência de reações que são divididas em quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, podendo ainda ocorrer a sulfetogênese. Cada etapa possui uma população bacteriana específica, que se dividem em três grupos principais: bactérias fermentativas, bactérias sintróficas e arqueas metanogênicas (COSTA, 2009).

3.1.1 Hidrólise

A primeira fase no processo de degradação anaeróbia consiste na conversão de materiais particulados complexos (polímeros) em compostos solúveis mais simples (moléculas menores), os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas (TEIXEIRA, 2007). Este processo é realizado pelas exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas através de (poli) peptídeos para formar aminoácidos, os carboidratos são transformados em açúcares solúveis (mono e dissacarídeo) e os lipídeos são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa e glicerina (CERVANTES et al., 2006).

De acordo com Morgenroth et al. (2002 apud TEIXEIRA, 2007), no caso de tratamento de efluentes, os processos de hidrólise sintetizam todos os mecanismos que tornam o substrato lentamente biodegradável disponível para as bactérias. Assim, a hidrólise pode ser diferenciada em duas formas: hidrólise do substrato primário, onde a matéria orgânica presente no efluente é quebrada e hidrólise do substrato secundário que se refere à quebra dos compostos produzidos pela célula (substâncias liberadas pelas bactérias durante o metabolismo ou partículas produzidas durante o decaimento endógeno).

Por ser a etapa inicial do processo, pode-se considerar a hidrólise como etapa limitante para a digestão anaeróbia, onde vários fatores podem afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado (LETTINGA et al., 1996 apud CHERNICHARO, 2007): temperatura operacional do reator; tempo de residência do substrato no reator; composição do substrato; tamanho das partículas; pH do meio; concentração de NH_4^+ -N; e concentração de produto da hidrólise.

3.1.2 Acidogênese

Os compostos dissolvidos, gerados na fase de hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas, onde são convertidos em substâncias orgânicas simples e excretados pelas células. Os compostos produzidos incluem ácidos orgânicos (principalmente acético, propiônico e butírico), alcoóis, cetonas, dióxido de carbono e hidrogênio, além de novas células bacterianas. Estas derivam da fermentação de açúcares, aminoácidos e ácidos graxos. Dos compostos produzidos pelos organismos fermentativos, os ácidos orgânicos são os principais produtos, sendo usualmente designados de bactérias fermentativas acidogênicas (FORESTI, 1999; CHERNICHARO, 2007).

A fermentação acidogênica é realizada por um grande e diverso grupo de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória, sendo os seus produtos metabólicos gerados, importantes substratos para as bactérias acetogênicas e para as arqueas metanogênicas (FORESTI, 1999; CHERNICHARO, 2007).

3.1.3 Acetogênese

As bactérias sintróficas acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos produtos gerados na acidogênese, em compostos apropriados para a produção de metano, como o acetato, hidrogênio e dióxido de carbono (FORESTI, 1999). O acetato é o principal precursor direto da metanogênese em sistemas de tratamento de esgotos, pois em condições mesofílicas e termofílicas, contabilizam aproximadamente 70 a 80 % do metano produzido (VAN LIER, 1995 apud TEIXEIRA, 2007).

Segundo Abreu (2007), dois grupos distintos de acetogênicas podem ser distinguidos, baseados em seu metabolismo: o primeiro grupo é de bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio obrigatórias, que produzem ácido acético, dióxido de carbono e hidrogênio a partir de uma grande variedade de substratos, dentre eles: ácidos graxos intermediários, álcoois ou outros ácidos orgânicos maiores.

Estas bactérias são capazes de crescer apenas em ambientes com baixas concentrações de hidrogênio, sendo possível na presença de microrganismos consumidores de hidrogênio, como arqueias metanogênicas hidrogenotróficas ou bactérias redutoras de sulfato.

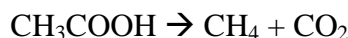
O segundo grupo de bactérias é estritamente anaeróbio, chamadas de bactérias homoacetogênicas, que catalisam a formação de acetato a partir de dióxido de carbono e hidrogênio, podendo contribuir para a manutenção de um ambiente com baixa concentração de hidrogênio.

3.1.4 Metanogênese

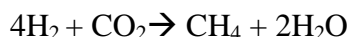
A última etapa da digestão anaeróbia ocorre com a conversão do hidrogênio e ácido acético em metano e dióxido de carbono pelos microrganismos metanogênicos, atualmente classificados dentro do domínio *Archaea*, um grupo reconhecido como distinto das bactérias típicas, uma vez que possuem vários atributos bioquímicos e estruturais únicos (FORESTI, 1999; CHERNICHARO, 2007).

As arqueas metanogênicas podem ser divididas em dois grupos fisiológicos para a produção de metano: as metanogênicas hidrogenotróficas (maioria das espécies), que utilizam o gás carbônico e hidrogênio; e as metanogênicas acetotróficas ou acetoclásticas, que utilizam o acetato (ABREU, 2007; CHERNICHARO, 2007):

- a) Metanogênicas acetoclásticas: microrganismos predominantes na digestão anaeróbia e responsáveis por cerca de 60 a 70% de toda a produção de metano, utilizando acetato como fonte de carbono e energia.



- b) Metanogênicas hidrogenotróficas: realizam a conversão do hidrogênio e do gás carbônico em metano, onde o hidrogênio é utilizado como fonte de carbono e acceptor final de elétrons, e o gás carbônico como fonte de energia.



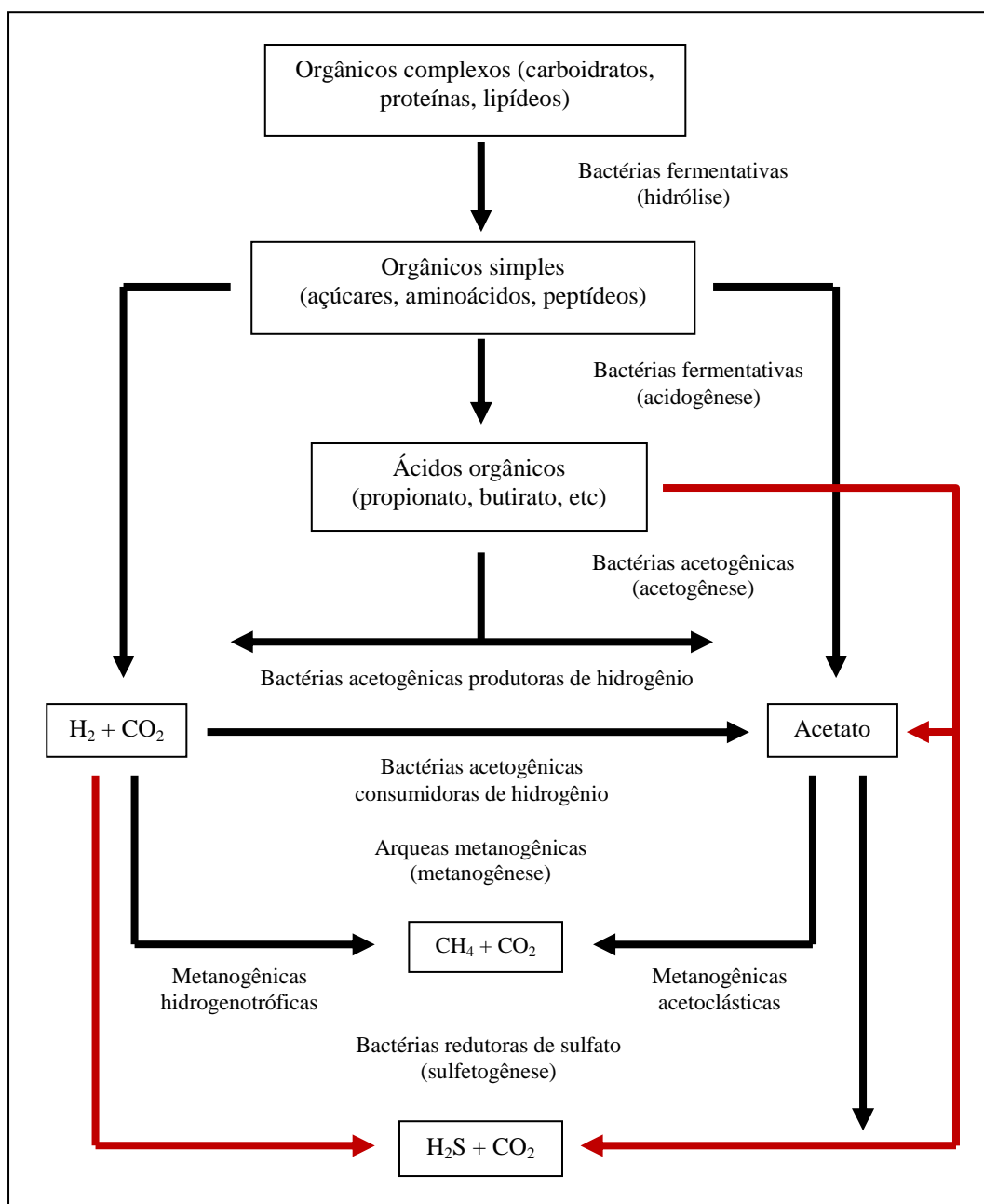
Os microrganismos metanogênicos desempenham um papel fundamental na posição final no ambiente anaeróbio, durante a degradação de compostos orgânicos, e a sua baixa taxa de crescimento normalmente representa um fator limitante no processo de digestão como um todo. Dessa forma, a avaliação da atividade microbiana anaeróbia, a partir da caracterização da Atividade Metanogênica Específica – AME, tem se mostrado importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano (CH_4) e gás carbônico (CO_2) (CHERNICHARO, 2007).

3.1.5 Sulfetogênese

Além dos processos que ocorrem na digestão anaeróbia, descritos anteriormente, pode-se desenvolver ainda, a fase de redução de sulfatos e formação de sulfetos, a chamada sulfetogênese. Nesta fase, sulfato, sulfito e outros sulfurados são reduzidos a sulfeto, por meio de um grupo de bactérias anaeróbias estritas, denominadas bactérias redutoras de sulfato ou sulforedutoras (CHERNICHARO, 2007).

Este tipo de bactéria utiliza uma grande parte do substrato, dentre esses, toda a cadeia de ácidos graxos voláteis, diversos ácidos aromáticos, hidrogênio, metanol, etanol, glicerol, açúcares, aminoácidos e vários compostos fenólicos. Entretanto, como pode ser visto na Figura 01, a presença de sulfato faz com que as bactérias sulforedutoras consumam, além do hidrogênio e do acetato, muitos dos compostos intermediários, passando a competir com as bactérias fermentativas, acetogênicas e metanogênicas, o que acaba atrapalhando todo o processo de digestão.

Figura 1 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia com a sequência na presença de sulfato (em vermelho)



Fonte: Chernicharo(2007)

A eficiência na redução da DQO da fase líquida é melhor na sulfetogênese do que na metanogênese, porém com a remoção de DQO na sulfetogênese ocorre a produção de gás sulfídrico, que pode resultar em problemas de emissão de maus odores, corrosão e toxicidade do meio, além de não produzir o metano (CHERNICHARO, 2007).

A toxicidade pelo sulfeto está diretamente relacionada à temperatura e ao pH do meio. Para um pH na faixa neutra, 50% do sulfeto se encontra na forma não dissociada, e os outros 50% na forma dissociada e menos tóxica. Quando a concentração de sulfetos no reator excede, algumas medidas podem ser tomadas para o seu controle, como: elevação de pH no reator, diluição do afluente, precipitação de sulfetos, além de outras.

3.2 Bioquímica da digestão anaeróbia

As reações químicas que envolvem variação de energia, geralmente são descritas termodinamicamente pela variação de energia livre de Gibbs, sendo a sua mudança designada de ΔG° . O sobrescrito indica as condições padrão, no caso pH 7,0 e temperatura a 25°C (CAMPELLO, 2009).

Segundo Chernicharo (2007), em relação a esses aspectos termodinâmicos, os microrganismos acidogênicos são os mais beneficiados energeticamente, caracterizados com baixo tempo de geração e as mais elevadas taxas de crescimento do consórcio microbiano (Tabela 01).

Tabela 1 - Comparação energética de algumas reações comuns na degradação anaeróbia
(continua)

Acidogênese			ΔG° (kJ/reação)
Glicose → Acetato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 2CO_2 + 2H^+ + 4H_2$		-206
Glicose → Propionato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3CH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$		-358
Glicose → Butirato	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3CH_2CH_2COO^- + 2CO_2 + H^+ + 2H_2$		-255
Acetogênese			
Bicarbonato → Acetato	$2HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$		-104,6
Propionato → Acetato	$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2O$		+76,1
Propionato → Acetato	$CH_3CH_2COO^- + HCO_3^- \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 3HCOO^-$		+72,2
Butirato → Acetato	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$		+48,1
Etanol → Acetato	$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$		+9,6

Tabela 1 - Comparação energética de algumas reações comuns na degradação anaeróbia

			(conclusão)
Lactato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	-4,2
Metanogênese e Sulfetogênese			
Acetato → Metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	-31,0
Hidrogênio → Metano	$\text{H}_2 + \frac{1}{4} \text{HCO}_3^- + \frac{1}{4} \text{H}^+$	$\rightarrow \frac{1}{4} \text{CH}_4 + \frac{3}{4} \text{H}_2\text{O}$	-33,9
Formiato → Metano	$\text{HCOO}^- + \frac{1}{4} \text{H}_2\text{O} + \frac{1}{4} \text{H}^+$	$\rightarrow \frac{1}{4} \text{CH}_4 + \frac{3}{4} \text{HCO}_3^-$	-32,6
Metanogênese e Sulfetogênese			
Bicarbonato → Metano	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+$	$\rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135,6
Sulfato → Sulfeto	$\text{SO}_4^{2-} + 4\text{H}_2 + \text{H}^+$	$\rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-151,9

Fonte: Chernicharo (2007)

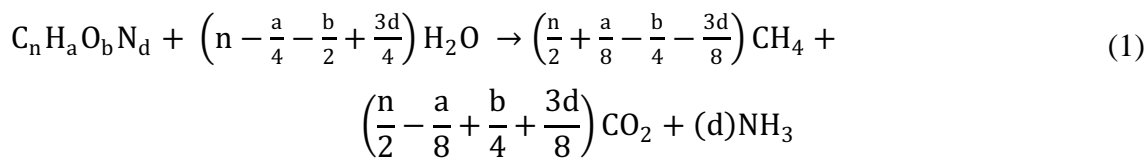
Enquanto as reações acetogênicas são facilmente inibidas pelo acúmulo de produtos, e quando se encontram fora das condições ótimas de crescimento são diretamente afetadas, apresentando baixa taxa de crescimento, similar ao que ocorre com os microrganismos metanogênicos.

3.3 Produção de metano

Como descrito anteriormente, a produção do metano ocorre através das bactérias metanogênicas de duas formas distintas, sendo uma com a utilização do hidrogênio e gás carbônico (metanogênicas hidrogenotróficas), e a outra utilizando o acetato (metanogênicas acetotróficas). De acordo com Chernicharo (2007), é possível estimar a produção de metano conforme descrito a seguir.

Estimativa da produção de metano a partir da composição química do despejo

Através do conhecimento da composição química do despejo é possível prever a quantidade de metano a ser produzida, bem como a quantidade de matéria orgânica degradada pela equação estequiométrica de Buswell:



Onde, $C_n H_a O_b N_d$ representa a fórmula química do composto orgânico biodegradável presente no efluente, não sendo considerada a utilização de substrato para a produção da biomassa bacteriana, nem outras formas de conversão da matéria orgânica.

Estimativa da produção de metano a partir da DQO degradada

A produção teórica de metano pode ser determinada a partir da estimativa da carga de DQO afluente ao reator:

$$DQO_{CH_4} = Q \times (S_0 - S) - Y_{obs} \times Q \times S_0 \quad (2)$$

Onde:

DQO_{CH_4} : carga de DQO convertida em metano (kgDQO_{CH4}/d);

Q : vazão de esgoto afluente (m³/d);

S_0 : concentração de DQO afluente (kgDQO/m³)

S : concentração de DQO efluente (kgDQO/m³)

Y_{OBS} : coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO (0,11 a 0,23 kgDQO_{lodo}/kgDQO_{apl})

Para a conversão da massa de metano em produção volumétrica, aplica-se a seguinte equação:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)} \quad (3)$$

Onde:

Q_{CH_4} : produção volumétrica de metano (m³/d)

$f(T)$: fator de correção para a temperatura operacional do reator (kgDQO/m³)

(4)

$$f(T) = \frac{P \times K_{DQO}}{R \times (273 + T)}$$

Onde:

P: pressão atmosférica (1 atm);

K_{DQO} : DQO correspondente a um mol de CH_4 (64gDQO/mol);

R: constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K);

T: temperatura operacional do reator ($^{\circ}C$)

A partir das equações acima descritas, ainda é possível estimar a produção total de biogás, uma vez que a sua composição é cerca de 70 a 80% de metano, nos casos de reatores tratando esgoto doméstico.

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (5)$$

Onde:

$Q_{\text{biogás}}$: produção volumétrica de biogás (m^3/d);

Q_{CH_4} : produção volumétrica de metano (m^3/d);

C_{CH_4} : concentração de metano no biogás, usualmente da ordem de 70 a 80%.

Segundo Souza et al. (2011), a produção do biogás em digestores anaeróbios ocorre apenas quando os gases constituintes na fase líquida excedem a concentração de saturação. Assim, apesar do metano ser considerado um gás com baixa solubilidade em água, vários autores constataram problemas da perda de metano dissolvido em efluente de reatores anaeróbios, cerca de 20 a 60% da produção de metano teórico.

Borges et al. (2009), utilizando as equações acima descritas, compararam a produção teórica de metano a produção real, em se tratando do biogás gerado em um reator UASB de $23m^3$ para tratamento de esgoto. O resultado foi que a produção real de metano ficou em torno de 75% da produção teórica, que pode ser explicada pela perda do metano com o efluente tratado, bem como para a atmosfera. De acordo com Van Haandel e Lettinga (1994 apud BORGES et al., 1999), na prática, as perdas podem sofrer variações entre 20 e 50% da produção teórica.

3.4 Cinética da digestão anaeróbia

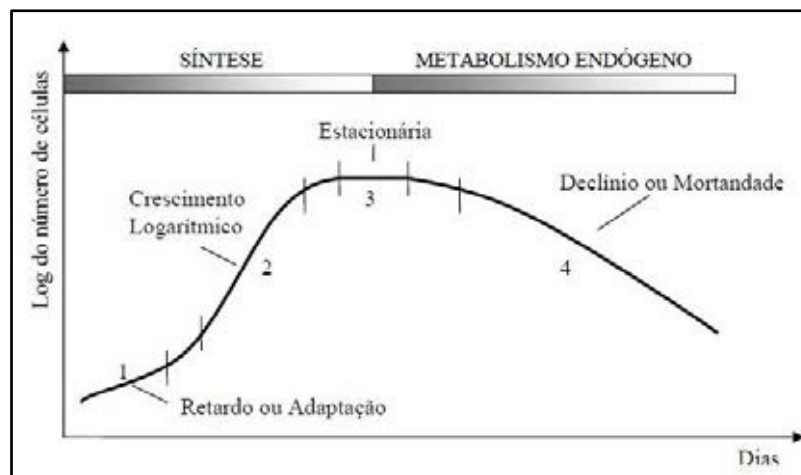
A cinética bioquímica estuda as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo dos substratos e de formação de produtos, na qual estas velocidades podem ser expressas por modelos matemáticos. Alguns fatores podem influenciar a cinética das populações microbianas, tais como o pH, a temperatura, a adaptabilidade ao meio, a transferência de nutrientes entre a massa celular e o meio, dentre outras (FORESTI, 1999).

Conforme von Sperling (1996), o principal modo de reprodução das bactérias é por fissão binária, ou seja, quando a célula atinge um determinado tamanho, divide-se em duas novas células, as quais posteriormente gerarão novas quatro células, e assim por diante. Contudo, o crescimento é restringido pela exaustão do nutriente no meio. Assim, ao se inocular um volume de líquido em função de um único substrato e com uma população única de microrganismo, o número viável de indivíduos é alcançado em função do tempo, em que ocorre o esgotamento do substrato e com isso o decréscimo da população, representado na Figura 02.

De acordo com Mckinney (1962) e Tchobanoglous (1995 apud MEYESTRE, 2007), o crescimento padrão possui quatro fases bem distintas:

- a) fase 1: retardo ou adaptação – período de adaptação enzimática das bactérias ao novo substrato fornecido, para que possa iniciar o processo de divisão;
- b) fase 2: crescimento logarítmico - ocorre a divisão das células a uma taxa determinada pelo seu tempo de geração e sua habilidade ao processo de digestão do substrato;
- c) fase 3: estacionária – a população permanece inalterada, uma vez que há o esgotamento do substrato, e a taxa de crescimento é igual a taxa de mortalidade.
- d) fase 4: declínio ou mortalidade – a disponibilidade de substrato no meio é escassa. A taxa de morte bacteriana excede a produção de novas células. Prevalcem as características da respiração endógena, situação em que as bactérias são forçadas a utilizar o seu próprio protoplasma celular como fonte de alimento. Em alguns casos essa fase pode se comportar como o inverso da fase de crescimento logarítmico.

Figura 2 - Curva típica do crescimento bacteriano



Fonte: Adaptado de von Sperling (1996)

A realidade de um reator biológico para o tratamento de efluente doméstico é bem diferente da curva demonstrada pela Figura 2, já que existe uma multiplicidade de espécies de microrganismos metabolizando uma infinidade de compostos. Dessa maneira haverá uma variação do tipo e forma das curvas com superposição, desenvolvendo-se em tempos diferentes, agravando a dificuldade em descrever matematicamente essas cinéticas de conversão (VON SPERLING, 1996).

Segundo Chernicharo (2007), do ponto de vista cinético, o tratamento anaeróbio pode ser descrito com um processo envolvendo os seguintes estágios: hidrólise de orgânicos complexos, produção de ácidos e produção de metano.

3.4.1 Cinética do crescimento bacteriano

3.4.1.1 Crescimento bruto específico

Segundo von Sperling (1996), a taxa de crescimento bruto de uma população bacteriana, sem limitação de substrato, é função do seu número, massa ou concentração em um dado instante, podendo ser expresso:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (6)$$

Onde:

X: concentração de microrganismo no reator, SS ou SSV (g/m^3)

μ : taxa de crescimento específico (d^{-1})

t: tempo (d)

O crescimento de microrganismos tem como fator limitante a disponibilidade de substrato no meio. Assim, a taxa de crescimento em função da concentração de substrato pode ser expressa através da equação de Monod:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (7)$$

Onde:

$\mu_{\text{máx}}$: taxa de crescimento específico máximo (d^{-1})

S: concentração do substrato ou nutriente limitante (g/m^3)

K_S : constante de saturação ou concentração de substrato (g/m^3)

De acordo com a concentração do nutriente limitante (S), a taxa de crescimento populacional poderá aumentar ou diminuir. Contudo, caso a quantidade de nutriente continue a crescer, chegará um ponto em que ele saturará o meio, não sendo mais fator limitante para o crescimento. Assim, μ tende a um valor máximo ($\mu_{\text{máx}}$), pois neste momento, mesmo que se aumente a concentração de nutriente, a taxa de crescimento não aumentará, por não estar mais limitada por ele. Quanto ao coeficiente de saturação K_S , o seu valor dá uma indicação da não afinidade dos microrganismos por cada substrato, quando comparados, ou seja, quanto maior o seu valor, menor será a taxa de crescimento (μ).

A taxa específica de utilização do substrato é um importante parâmetro cinético, que denota a massa máxima de substrato que pode ser metabolizada por unidade de tempo e por unidade de massa de microrganismos. Pode ser calculada a partir da taxa de crescimento máximo ($\mu_{\text{máx}}$) e do coeficiente de rendimento (Y) (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

$$K_m = \frac{\mu_{\text{max}}}{Y} \quad (8)$$

Hezen e Harremões (1983 apud van Haandel e Lettinga, 1994), estimaram os valores das constantes cinéticas relativas à digestão anaeróbia, que estão apresentadas na Tabela 02.

Tabela 2 - Constantes cinéticas de culturas anaeróbias

Culturas	$\mu_{\text{máx}}$ (d^{-1})	Y (mgSVS/mgDQO)	K_m (mgDQO/mgSVS.d)	K_s (mgDQO.L $^{-1}$)
Bactérias de fermentação ácida	2	0,15	13	200
Bactérias produtoras de metano	0,4	0,03	13	50
Cultura combinada	0,4	0,18	2	-

Fonte: Henzen e Harremoes (1983 apud van HAANDEL, LETTINGA, 1994)

Assim, de acordo com a tabela, eles concluíram que tanto as bactérias de fermentação ácida quanto as produtoras de metano podem metabolizar até 13 mgDQO por mg de massa bacteriana por dia. Para digestão de material orgânico complexo, há uma produção bruta de lodo de 0,18 mgSVS/mgDQO, ou seja, o coeficiente de rendimento é 0,15 para fermentação ácida e 0,03 para a metanogênica.

A cultura mista é composta de 5/6 de bactérias de fermentação ácida e de apenas 1/6 das bactérias produtoras de metano, sendo a taxa máxima de conversão de material orgânico para biogás somente 1/6 da taxa máxima de uma cultura pura de metanogênicas.

3.4.1.2 Decaimento bacteriano

Para a obtenção da massa líquida de crescimento, deve-se descontar a perda dos microrganismos, que ocorre devido ao metabolismo endógeno. Além de outros fatores, como morte e predação, também contribuirão para o decréscimo da massa de microrganismos. Assim, a taxa desse decréscimo pode ser expressa:

$$\frac{dX}{dt} = -K_d \cdot X \quad (9)$$

Onde:

K_d : coeficiente de respiração endógena (d^{-1})

3.4.1.3 Crescimento líquido

A taxa de crescimento líquido é obtida ao incluir a taxa de decaimento à taxa do crescimento bacteriano relacionado à utilização do substrato:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot X - K_d \cdot X \quad (10)$$

3.4.2 Produção de sólidos

O coeficiente de produção de biomassa é um fator importante, porém de difícil determinação na prática, pois em diversas situações, além do lodo bacteriano ativo presente na biomassa dos reatores, há também a presença de material insolúvel. Deste modo, o valor de Y torna-se influenciado pela quantidade e natureza do material suspenso trazido juntamente com o esgoto afluyente (CHERNICHARO, 2007).

3.4.2.1 Produção bruta

O crescimento bacteriano, ou seja, a produção de biomassa decorrente do substrato utilizado pode ser expressa como:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} \quad (11)$$

Onde:

X: concentração de microrganismos, SS ou SSV (g/m^3)

Y: coeficiente de produção de biomassa ($mg_{SSV}/mg_{DQO_{\text{remov}}}$)

S: concentração de DBO_5 ou DQO no reator (g/m^3)

t: tempo (d)

Há uma relação linear entre a taxa de crescimento bacteriano e a taxa de utilização de substrato, sendo que quanto mais substrato for assimilado, maior será a taxa de crescimento. Segundo van Haandel e Lettinga (1994), como já descrito anteriormente, para o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos, o Y para as bactérias heterótrofas responsáveis pela remoção de matéria carbonácea pode ser:

- a) $Y \approx 0,15$ mgSSV/mgDQO para bactérias acidogênicas;
- b) $Y \approx 0,03$ mgSSV/mgDQO para bactérias metanogênicas.

3.4.2.2 Produção líquida

Para se levar em consideração a redução da biomassa devido à respiração endógena, basta incluí-la a expressão anterior:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} - K_d \cdot X \quad (12)$$

3.5 Fatores importantes na digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia pode ser considerada um sistema sensível às mudanças devido a complexidade e interação entre as bactérias fermentativas e metanogênicas, sendo as últimas mais vulneráveis ao descontrole do processo (CHERNICHARO, 2007). Assim, alguns fatores são extremamente relevantes ao desempenho do processo e necessitam de um controle mais rigoroso.

3.5.1 Nutrientes

O nitrogênio e o fósforo são os dois elementos de maior abundância na composição da biomassa microbiana, e deles depende a eficiência dos microrganismos para obtenção de energia para síntese (CHERNICHARO, 2007; FORESTI, 1999). Além destes, o enxofre também pode ser considerado um dos nutrientes essenciais à metanogênese, uma vez que é utilizado para a síntese de proteínas.

Os nutrientes que se encontram presentes nos esgotos domésticos geralmente já possuem concentrações adequadas, permitindo o crescimento dos microrganismos. Segundo Lettinga et al. (1996 apud CHERNICHARO, 2007), a proporção de nutrientes é realizada com base nos valores expressos em DQO do afluente, em que as seguintes relações podem ser utilizadas:

a) Biomassa com baixo coeficiente de produção celular ($Y \sim 0,05 \text{ gSSV/gDQO}$)

DQO : N : P = 1000 : 5 : 1

C : N : P = 330 : 5 : 1

b) Biomassa com elevado coeficiente de produção celular ($Y \sim 0,15 \text{ gSSV/gDQO}$)

DQO : N : P = 350 : 5 : 1

C : N : P = 130 : 5 : 1

A quantidade requerida de cada nutriente é variável e se este não atingir a concentração mínima exigida pode limitar o crescimento dos microrganismos, por outro lado, se a concentração do nutriente exceder determinado valor, ela pode se tornar tóxica, inibindo a atividade e o crescimento bacteriano (RAMOS, 2008).

3.5.2 Temperatura

Um dos fatores mais importantes para todo o processo é a temperatura, sendo seus principais efeitos as alterações no equilíbrio iônico, na solubilidade dos substratos e na velocidade do metabolismo bacteriano, podendo inibir ou favorecer o seu crescimento (CARRASCO, 1992 apud PIEROTTI, 2007; FORESTI, 1999).

A temperatura pode ser descrita em três faixas associadas ao processo anaeróbio: faixa psicrófila com valores variando de 4° a 15°C; a faixa mesófila de 20° a 40°C e a faixa termófila entre 45° e 75°C (BATSTONE et al., 2002 apud CHERNICHARO, 2007). A temperatura ótima para reatores anaeróbios se encontra entre 30° e 35°C (faixa mesófila), pois favorece o crescimento bacteriano e torna os sistemas mais estáveis. Assim, em países de clima tropical e subtropical, como o Brasil, o tratamento anaeróbio é muito atrativo.

Elmitwalli e Otterpohl (2011) estudaram o tratamento de águas cinzas por dois reatores UASB operados em diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH) e temperaturas. Os dois reatores eram idênticos e com volume de 7 litros, sendo o primeiro reator operado a temperatura ambiente (14° - 25°C) com TDH de 20, 12 e 8 horas; e o segundo a uma temperatura controlada de 30°C , aplicando TDH de 16, 10 e 6 horas. Quando no reator operado a 30°C aplicou-se um TDH entre 6 e 16 horas, foi alcançado uma remoção de DQO total de 52 – 64%, enquanto o de baixa temperatura apresentou uma baixa remoção (31 – 41%) quando o TDH estava entre 8 e 20 horas; enquanto a remoção de nitrogênio total e fósforo nos reatores foi limitada, cerca de 22 a 36% e 10 a 24%, respectivamente. O aumento da temperatura ou decréscimo do tempo de detenção hidráulica nos reatores melhora consideravelmente a atividade metanogênica específica do lodo. Assim, o trabalho mostrou que no reator de temperatura mais elevada, o TDH adequado fica entre 8 e 12 horas; enquanto que no reator com temperatura abaixo de 20°C , o TDH necessário é dobrado (12 a 24 horas).

Colares e Benetti (2005) avaliaram a influência da temperatura no tratamento de esgoto doméstico em relação à remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos em dois reatores UASB em paralelo, em escala real. Os dados coletados foram entre os anos de 1992 e 2004, nos quais os meses foram classificados em quatro grupos em função de suas temperaturas médias. Os meses de janeiro, fevereiro e março apresentaram médias de temperaturas mais elevadas, enquanto que os meses de temperatura média mais baixa foram junho, julho e agosto; sendo que a eficiência média na remoção de matéria orgânica nos meses mais quentes foi de 72%, e nas mais baixas de 65,1%. Os resultados quanto à remoção de sólidos suspensos indicam que a temperatura dos esgotos não exerceu influência perceptível. Embora tenha sido verificada uma maior eficiência do processo anaeróbio nos meses em que a temperatura do esgoto encontrava-se mais elevada, as diferenças não são estaticamente significativas. Assim, a situação pode ter relação com o grau de variabilidade dos resultados avaliados, uma vez que unidades em escala real possuem uma maior dificuldade quanto ao monitoramento e diversos fatores podem causar interferências nos resultados.

3.5.3 pH e alcalinidade

O pH, a alcalinidade e os ácidos voláteis tem uma intensa interação, estabelecidas na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos gerados na digestão anaeróbia e em tamponar o pH quando houver acúmulo de ácidos voláteis, devendo ser monitorados a fim de garantir um controle adequado dos processos anaeróbios (COSTA, 2009).

O efeito do pH pode interferir de duas diferentes formas: diretamente, afetando a atividade das enzimas, como é o caso da alteração de suas estruturas protéicas; e indiretamente, provocando a alteração de substâncias e afetando a toxicidade do meio (LETTINGA et al., 1996 apud CHERNICHARO, 2007).

As bactéria metanogênicas possuem crescimento ótimo na faixa de pH 6,6 e 7,4, embora também consigam estabilidade numa faixa mais ampla, entre 6,0 e 8,0; enquanto bactérias acidogênicas tem crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0, possuindo tolerância maior em valores de pH mais baixos. Valores de pH constantemente abaixo de 6,5 ou acima de 8,0 devem ser evitados, devido a possibilidade de ocorrer uma diminuição significativa da taxa de produção de metano (CHERNICHARO, 2007).

De acordo com Foresti (1999), em reatores anaeróbios de alta taxa tratando esgotos domésticos, os cuidados com a manutenção do pH na faixa entre 6,5 e 7,5 são menos exigentes, uma vez que há predominância do sistema carbônico (H_2CO_3 , HCO_3^- , CO_3^{2-}) nesses efluentes. Segundo Ribas, Moraes e Foresti (2007), a instabilidade do processo pode ocorrer quando a velocidade de produção de ácidos for maior que seu consumo, acarretando queda do pH e inibição das atividades de arqueias metanogênicas sensíveis a mudanças nas condições ambientais.

3.5.4 Atividade Metanogênica Específica (AME)

Um dos principais fatores para obter a eficiência na digestão anaeróbia consiste no desenvolvimento e manutenção de uma população elevada, estável e viável de bactérias formadoras de metano, ou seja, uma biomassa adaptada, que tenha alta atividade e seja resistente a choques. Essa biomassa pode ser monitorada através de técnicas que avaliam a atividade das arqueias metanogênicas. A medida da atividade

metanogênica do lodo anaeróbico é importante para classificar seu potencial em converter substrato solúvel em metano e dióxido de carbono, sendo possível determinar a carga orgânica ótima para uma rápida e confiável partida (MONTEGGIA, 1997; ROCHA, 2003).

O teste de AME é um dos controles que mais tem merecido atenção, podendo ser definido como a capacidade máxima de produção de metano por um consórcio de microrganismos anaeróbios, realizado em condições controladas de laboratório (AQUINO et al., 2007). A realização do teste consiste em incubar uma pequena quantidade de biomassa, em meio contendo acetato e nutrientes, medindo-se a quantidade de gás produzido por unidade de tempo e por unidade de massa bacteriana (POETSHC; KOETZ, 1998).

Ainda não há um procedimento padrão para a determinação da atividade metanogênica, sendo que cada grupo de pesquisa utiliza diferentes metodologias, como diferentes concentrações iniciais de substrato e biomassa; e métodos de quantificação de metano, onde podem ser empregados cromatógrafos a gás e/ou respirômetros interfaciados com microcomputadores, bem como métodos simplificados que se baseiam na purificação do metano do biogás seguida de sua determinação volumétrica (AQUINO et al., 2007).

3.6 Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo – UASB

O reator UASB teve sua origem no início do século XX, contendo lodo ativo sobre a fase líquida, com biomassa não aderida e leito pouco expandido, sendo conhecido como tanque Biolítico de Phelps. Na década de 70, o pesquisador Gatzke Lettinga e seus colaboradores da Universidade de Wageningen, na Holanda, desenvolveram uma versão mais moderna do reator, com a entrada do esgoto em vários pontos ao fundo do reator, além do separador de fases na parte superior, composto pelo decantador e defletor de gases (ANDRADE NETO, 1997 apud MEYSTRE, 2007).

No Brasil, os reatores UASB já ocupam uma posição de destaque para o tratamento de esgoto doméstico, devido às condições ambientais de temperatura favoráveis e contando com experiências bem sucedidas. Antes de ficar consagrado pelo mundo todo a nomenclatura original inglês UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), diversas outras denominações foram dadas, como: DAFA (Digestor Anaeróbico de Fluxo

Ascendente), RAFA (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente), RALF (Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado), RAFAMAL (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo) e RAFAALL (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente Através de Leito de Lodo).

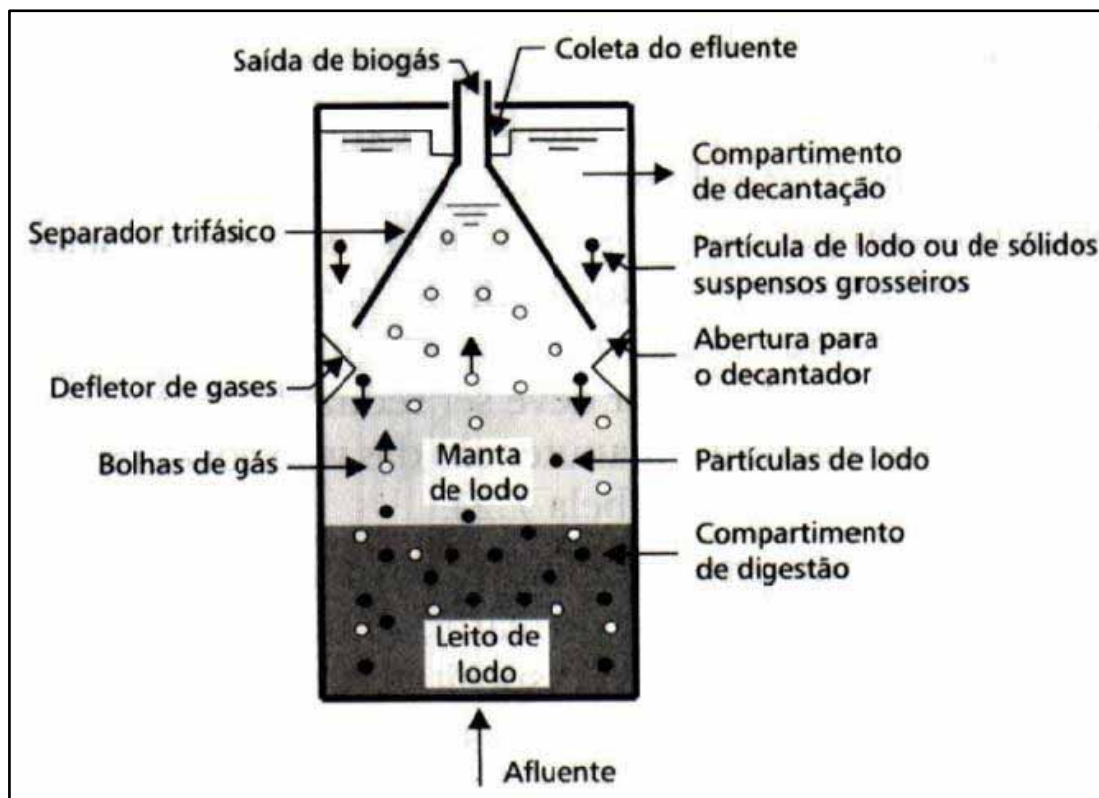
O tratamento por meio desses reatores oferece muitas vantagens, tais como: a produção de biogás, taxas de carregamento maiores que aquelas admitidas pelos sistemas de mistura completa, implicando em sistemas compactos; baixos custos de implantação e operação; e baixa produção de lodo. Enquanto as desvantagens: emissão de maus odores; baixa tolerância a cargas tóxicas; demora na partida do sistema e necessidade de um pós-tratamento (LETTINGA et al., 1980 apud RIVELINO, 2004; CHERNICHARO, 2007).

O processo consiste na mistura do sistema através do fluxo ascendente e das bolhas de gás, que são resultantes da atividade anaeróbia. A entrada do esgoto ocorre pelo fundo do reator, e sua saída, por um decantador interno, instalado na parte superior do reator.

A estabilização da matéria orgânica ocorre pela passagem do afluente na biomassa que cresce dispersa no meio, podendo formar pequenos grânulos, correspondente a aglutinação de diversas bactérias. Estes grânulos podem servir de meio suporte para outras bactérias, aumentando a eficiência do sistema.

Para o bom funcionamento do reator é importante a formação de uma biomassa com intensa atividade, além da presença de um dispositivo de separação de gases e sólidos, conforme Figura 03. Tal dispositivo localiza-se abaixo do decantador, garantindo que as partículas mais pesadas e com maior capacidade de sedimentação retornem à câmara de digestão, ao invés de enviá-las para fora do sistema (RAMOS, 2008).

Figura 3 - Esquema do processo de um reator UASB



Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007)

Desse modo, os reatores UASB caracterizam-se por conter as seguintes etapas principais (JORDÃO; PESSÔA, 1995):

- câmara de digestão: se localiza na parte inferior do reator, onde se encontra a manta de lodo e se processa a digestão anaeróbia. O afluente ao entrar no interior do reator, passa por essa manta de lodo no sentido ascendente;
- separador de fases: dispositivo que caracteriza uma zona de decantação, e uma câmara de coleta de gases, separando as fases: sólida, líquida e gasosa;
- zona de transição: se encontra entre a câmara de digestão e a zona de sedimentação superior;
- zona de sedimentação: o esgoto quando penetra pela abertura da parte superior alcança os vertedores de superfície com uma velocidade ascensional adequada para a sedimentação dos sólidos e flocos, os quais retornam pela abertura das paredes para a zona de transição e de digestão;

- e) zona de acumulação de gás: o gás produzido na fase de digestão é retido em zonas superiores de acumulação, onde é coletado e eventualmente aproveitado.

3.6.1 Parâmetros e critérios de projeto

3.6.1.1 Carga Orgânica Volumétrica

De acordo com Foresti (1999), carga orgânica volumétrica pode ser definida como a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator por unidade de volume:

$$COV = \frac{Q \cdot S}{V} \quad (13)$$

Onde:

COV: carga orgânica volumétrica (kgDQO/m³.d)

Q: vazão (m³/d)

S: concentração do substrato afluente (kgDQO/m³)

V: volume total do reator (m³)

As cargas orgânicas adotadas nos projetos de estações em escala plena é de até 15kgDQO/m³.d, tendo alcançado em alguns caso até 45kgDQO/m³.d. Tratando-se de esgoto doméstico que geralmente não ultrapassa a faixa de 1000mgDQO/L, a carga orgânica aplicada ao reator é bem inferior, cerca de 2,5 a 3,5kgDQO/m³.d.

3.6.1.2 Carga Hidráulica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulica

Chernicharo (2007) define carga hidráulica volumétrica como a quantidade de esgoto aplicado diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo. O tempo de detenção hidráulica é o inverso da carga hidráulica.

$$CHV = \frac{Q}{V} \quad e \quad t = \frac{V}{Q} \quad (14;15)$$

Onde:

CHV: carga hidráulica volumétrica ($\text{m}^3/\text{m}^3\cdot\text{d}$)

Q: vazão (m^3/d)

V: volume total do reator (m^3)

t: tempo de detenção hidráulica (d)

Ainda de acordo com o autor, a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de $5,0\text{m}^3/\text{m}^3\cdot\text{d}$, que corresponde a um tempo de detenção de 4,8 horas. Valores superiores de carga hidráulica ou muito inferiores de tempo de detenção hidráulica podem prejudicar o funcionamento do sistema em relação aos seguintes aspectos: perda excessiva de biomassa; redução do tempo de residência celular, diminuindo o grau de estabilização dos sólidos; e possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

Um estudo realizado por Versiani et al. (2005) avaliou alguns fatores relacionados ao desempenho de um reator UASB de volume 22m^3 , tratando esgoto doméstico. O sistema foi operado por um período de 270 dias, divididos em quatro fases operacionais relacionadas ao tempo de detenção hidráulica: 9, 7, 5 e 3 horas. O estudo mostrou que o TDH de 5 horas apresentou as melhores eficiências de remoção de DQO (81%) e SST (89%), em relação aos TDH de 9 e 7 horas; e em termos de DBO (80%), melhor desempenho quando comparado ao TDH de 3 horas. A velocidade ascensional apresentou-se como um importante fator interveniente no desempenho do processo, velocidades inferiores a $1\text{m}/\text{h}$, favoreceram o desempenho da unidade, provavelmente devido a uma maior adsorção e captura de sólidos afluentes na própria manta de lodo.

Carvalho et al. (2005), estudaram as variações cíclicas diárias, de carga orgânica e hidráulica, aplicadas a um reator UASB em escala piloto (160 L). O reator foi submetido a variações superiores e inferiores a 40% em relação à vazão média afluente, sendo que o resultado do estudo indicou que estas variações não influenciaram na capacidade de tamponamento e nas características do efluente, geralmente encontradas em sistemas UASB.

3.6.1.3 Carga Biológica ou Carga de Lodo

A carga biológica refere-se a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, por unidade de biomassa presente no mesmo (FORESTI, 1999):

$$CB = \frac{Q \cdot S}{M} \quad (16)$$

Onde:

CB: carga biológica ou carga de lodo (kgDQO/kgSTV.d)

Q: vazão (m³/d)

S: concentração de substrato afluente (kgDQO/m³)

M: massa de microrganismos presentes no reator (kgSTV)

A maior importância deste parâmetro é na partida do reator, onde se aconselha mantê-lo na ordem de 0,05 a 0,15kgDQO/kgSVT.dia. Para o caso de esgotos domésticos, a atividade metanogênica esta na faixa de 0,3 a 0,4kgDQO/kgSTV.d, sendo assim, o limite para a carga biológica.

3.6.1.4 Velocidade Ascendente do Fluxo

A velocidade ascensional relaciona-se com a vazão, o tempo de detenção hidráulica e a geometria do reator (volume, área e altura). Para reatores operando com lodo tipo flocculento e com cargas orgânicas de até 5,0 a 6,0kgDQO/m³.d, as velocidades ascendentes médias devem ser de 0,5 a 0,7m/h, sendo tolerado picos temporários, durante 2 a 4 horas, de até 1,5 a 2,0m/h (CHERNICHARO, 2007; FORESTI, 1999).

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q \cdot H}{V} = \frac{V}{TDH \cdot A} = \frac{H}{TDH} \quad (17)$$

Onde:

v: velocidade ascendente do fluxo, ou velocidade ascensional (m/h)

Q: vazão (m³/h)

A: área da seção transversal do reator (m²)

TDH: Tempo de Detenção Hidráulica (d)

V: volume total do reator (m³)

H: altura do reator (m)

Conforme Lettinga e Hulshoff (1991 apud MEYSTRE, 2007), para lodos com volume floculento a máxima velocidade ascensional admissível é de 0,5 m/h, com picos temporários de até 4,0 m/h. Os efluentes domésticos são da categoria de efluente de baixa carga orgânica, e a aplicação do tempo de detenção hidráulico, para esse tipo de efluente, depende da temperatura.

3.6.2 Partida do Sistema

A partida de reatores anaeróbios é complexa devido à baixa taxa de crescimento e a sensibilidade das bactérias formadoras de metano. Para aumentar a eficiência do sistema é importante ser feita a redução do período necessário à partida, bem como a melhoria do controle operacional.

De acordo com Foresti (1999), a partida desses reatores é marcada por muitas instabilidades operacionais, podendo ser definida como um período transiente inicial. A partida pode ser conseguida de três diferentes formas:

- a) utilizando-se lodo de inóculo adaptado ao esgoto a ser tratado: partida rápida e satisfatória, pois dispensa a etapa de adaptação do lodo;
- b) utilizando-se lodo de inóculo não adaptado ao esgoto a ser tratado: necessário um período de adaptação, com fase de seleção microbiana;
- c) sem a utilização de lodo de inóculo: forma mais desfavorável, pois os próprios microrganismos presentes no esgoto deverão inocular o reator. Como a concentração de microrganismos no esgoto é baixa, o tempo para retenção e seleção de uma elevada massa microbiana pode ser bastante demorado.

A partida de reatores UASB sem a utilização do inóculo pode demorar cerca de 4 a 6 meses. Enquanto que com a utilização do inóculo em quantidades inferiores a 4% do volume do reator, o período de partida pode ser reduzido a 2 ou 3 semanas. A inoculação pode ser realizada com o reator cheio ou vazio, sendo preferível a segunda opção a fim de diminuir as perdas de lodo durante o processo de transferência. Assim, recomenda-se que o lodo seja descarregado no fundo do reator, evitando turbulências e contato excessivo com o ar; deixando-o em repouso por um período de 12 a 24 horas,

para possibilitar a sua adaptação gradual a temperatura ambiente (CHERNICHARO, 2007).

A taxa de alimentação do reator durante a partida deve ser feita de maneira gradual, segundo o sucesso da resposta do sistema. Destarte, pode-se considerar a partida como concluída quando passam a ser constantes: os valores de concentração da matéria orgânica e de sólidos no efluente; a concentração e atividade do lodo anaeróbio; e quando se estabelece o equilíbrio entre as fermentações acidogênicas e metanogênicas no interior do reator, atingindo assim, a etapa estacionária (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994 apud MEYSTRE, 2007).

Pierotti (2007) estudou a partida de um reator UASB, em escala real, tratando esgoto doméstico. Este estudo foi dividido em duas fases, a primeira sem adição de inóculo (Fase I), e a outra com adição de inóculo (Fase II) proveniente de um reator UASB já em operação. Os resultados mostraram que a Fase I propiciava respostas muito lentas, não acarretando diferença nos resultados; e na Fase II, houve remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos. Os leitos de lodo formado nas duas fases possuíam concentrações semelhantes de sólidos, porém o segundo apresentava melhor eficiência de tratamento. Por fim, na Fase I não ocorreu a formação da manta de lodo. Enquanto que na Fase II, ocorreu o provável início da estabilização do processo, aproximadamente 60 dias após a inoculação, a partir de quando a remoção de matéria orgânica dissolvida foi considerada constante e foi observada a formação da manta de lodo.

Meystre (2007) operando um reator UASB, em condições de baixa temperatura, utilizou inóculo proveniente de sedimento de uma lagoa facultativa. O reator foi operado por 207 dias, em uma temperatura fixa de 17°C, variando os tempos de detenção hidráulica. Os resultados alcançados mostraram que o inóculo utilizado não promoveu condições adequadas para uma partida eficiente do reator e os valores para eficiência de remoção de matéria orgânica demonstraram que o reator não chegou ao seu nível ótimo de operação.

3.6.3 Reator Anaeróbio Compartmentado

As configurações alternativas para reatores anaeróbios são estudadas desde o início da década de 1990, como o reator anaeróbio compartmentado, reator de leito expandido, reator com recirculação interna e reatores de processos anaeróbio-aeróbios combinados para aumentar a capacidade de tratamento, tornando-os mais eficientes (CHERNICHARO, 2007).

De acordo com a revisão literária realizada por Barber e Stuckey (1999), os reatores anaeróbios compartmentados possuem algumas vantagens quando comparados aos reatores anaeróbios tipo manta de lodo e filtro anaeróbio, como uma melhor resistência a cargas de choques orgânicas e hidráulicas, maior tempo de retenção da biomassa, menor produção de lodo e capacidade de separação parcial das fases da digestão anaeróbia, proporcionando maior proteção contra materiais tóxicos e aumento na resistência a mudanças de condições ambientais.

A configuração desses reatores permite que a água residuária atravesse regiões de elevada concentração de microrganismos ativos que se formam junto ao seu fundo, pois os compartimentos obrigam o esgoto a se movimentar de modo descendente e ascendente (BARBER; STUCKEY, 1999). Em termos de processo, caracteriza-se por oferecer a possibilidade de separar algumas fases da digestão anaeróbia, ou seja, a fase acidogênica e metanogênica, permitindo que diferentes populações dominem cada compartimento, onde as bactérias acidificantes predominam no primeiro compartimento e as metanogênicas dominem as seções subsequentes, favorecendo termodinamicamente a formação de metano (AISSE, 2000; KUSÇU; SPONZA, 2005 apud ABREU NETO, 2007).

Relacionado ao estudo de reatores anaeróbios compartmentados, mais comumente testados foram os reatores anaeróbios de chicanas, os quais se assemelham a um tanque séptico com múltiplas câmaras em série, equipados com chicanas verticais, e que podem ser ausentes de coletores de gases e anteparos. Derivados de reatores anaeróbios em escala de bancada realizados por Bachman et al. (1982 apud NOUR, 1996), se mostraram promissores e assim, diversos estudos foram efetivados, como algumas aplicações descritas a seguir.

Bachmann et al. (1982 apud NOUR, 1996) afirmaram no primeiro trabalho publicado, que os caminhos ascendentes e descendentes que o esgoto é forçado a

percorrer no reator, favorecem a retenção de sólidos, diminuindo a perda por arraste de microrganismos importantes ao processo.

Povinelli (1994) construiu e operou um reator anaeróbio compartimentado por chicanas, sendo divididas em três câmaras com volumes 3,8m³, 2,9m³, 2,7m³ e seguido de um filtro com volume 1,0m³. O reator foi operado durante seis meses com TDH de 12h e sua partida foi realizada sem inóculo. O resultado deste estudo demonstrou que devido a não inoculação do reator, houve atraso na partida. Contudo, mesmo com o atraso, apresentou valores razoáveis de remoção, com remoção média de 70% de DBO e 50% de SSV.

O estudo de Nour (1996) foi realizado a partir da modificação de um tanque já existente. Este tanque foi dividido em três câmaras de volumes semelhantes e uma quarta câmara que abrigava um leito de várias camadas de pedregulho. O volume das primeiras duas câmaras era de 3,4m³ e a da terceira, de 3,6m³. Este estudo também foi realizado sem inóculo e sua partida durou cerca de 200 dias. O reator operou com estabilidade para o TDH de 12 horas e operou com instabilidade para um TDH de 8 horas. A porcentagem de remoção de DQO_{total} situou-se na faixa de 30% a 76%.

Silva e Nour (2005) operou reator anaeróbio compartimentado de três câmaras (1000 L, 500 L e 500 L) tratando esgoto doméstico com DQO de 790 mg.L⁻¹ e TDH variando de 4 a 12 h. Os autores alcançaram remoções médias de DQO_{total} e SST de 52 e 61%, respectivamente. Os autores ressaltaram características como a boa flexibilidade e a rápida absorção de choques ocasionados pela variação do TDH que o reator ABR possui.

Outro modelo de RAC foi originalmente apresentado pela Universidade Federal do Espírito Santo (UFES) nos trabalhos de pesquisa de Souza (2005), Cruz (2005) e Avelar (2008), com a utilização de reator anaeróbio compartimentado em tubos concêntricos, usando-o como dispositivo de tratamento anaeróbio seguido por outros dispositivos de pós-tratamento.

O RAC utilizado nesses estudos foi construído em fibra de vidro, tendo seção circular de 1,60m de diâmetro, altura total de 3,58m e volume total de 7,20m³. Constituído por um compartimento interno e outro externo, consistindo nas zonas de digestão e sedimentação, respectivamente.

O estudo de Cruz (2005), tratando esgoto doméstico, utilizou as seguintes características operacionais para a zona de digestão: TDH de 3,5 horas, taxa de

aplicação superficial de $15,6 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$; para a zona de sedimentação: TDH de 10,7 horas, taxa de aplicação superficial de $5,2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$; e $2,15 \text{ kgDBO}/\text{dia}$ para ambas. Como resultado constatou-se a eficiência do RAC no amortecimento da carga orgânica presente no esgoto bruto, com remoção de 53,4% de DBO_5 e 53,7% em termos de $\text{DQO}_{\text{total}}$. Além de apresentar uma boa remoção média de material particulado, 77,3% de SST.

Utilizando o mesmo reator compartimentado no tratamento de esgoto, o estudo de Avelar (2008) apresentou uma remoção de matéria orgânica por $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 41% e 48% para fluxos de $50\text{mL}/\text{s}$ e $75\text{mL}/\text{s}$, respectivamente. Enquanto a DBO_5 mostrou uma média de remoção de 26% e 34%, também para os fluxos de $50\text{mL}/\text{s}$ e $75\text{mL}/\text{s}$. O UASB compartimentado ainda obteve remoção expressiva de sólidos suspensos, em torno de 71%, quando utilizada a maior vazão.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

A pesquisa foi baseada na construção, partida e operação de um reator UASB compartimentado, em escala piloto, instalado na estação elevatória de esgoto, localizada na zona sul do município de Ilha Solteira – SP.

As determinações analíticas de amostras coletadas diariamente foram realizadas no Laboratório de Saneamento do Departamento de Engenharia Civil da UNESP de Ilha Solteira.

Para o desenvolvimento do presente trabalho, o reator UASB compartimentado foi monitorado por um período aproximado de seis meses e dividido em duas etapas:

- a) a primeira considerada a etapa de partida, durou cerca de dois meses; e
- b) a segunda etapa, a operação e monitoramento do reator que durou cerca de quatro meses.

O experimento teve início no mês de setembro de 2012 e perdurou até meados do mês de abril de 2013 levando em conta alguns percalços que ocorreram, fazendo com que o período de seis meses se estendesse.

4.1 Instalação Experimental

O sistema foi constituído por um pré-tratamento com peneira estática, tanque de equalização, caixa de nível e por fim o efluente era encaminhado a um reator UASB compartimentado. O reator encontra-se apoiado a uma armação de metalon e instalado na torre de madeira de 12 m de altura já existente no local de instalação do reator, como pode ser visto na Figura 04. A seguir uma descrição sucinta dos componentes do sistema:

- a) peneira estática: de abertura 0,5mm;
- b) tanque de equalização (FIGURA 5): utilizou-se um reservatório de amianto com capacidade de 250 litros. Deste tanque, o esgoto foi aduzido através de tubos e conexões de PVC (Policloreto de Vinila) de 32 mm por uma bomba centrífuga, de $\frac{1}{2}$ CV com vazão $0,120\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ até uma caixa de nível, que se encontrava 0,65m acima do topo do reator;
- c) caixa de nível (FIGURA 6): na caixa de nível a vazão do afluente era controlada através de um registro de esfera metálico (32mm) para

aproximadamente $0,080\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$, alimentando o reator pela parte inferior (fluxo ascendente) por gravidade.

Figura 4 - Estrutura de suporte do sistema



Fonte: Do próprio autor

Figura 5 -Tanque de equalização



Fonte: Do próprio autor

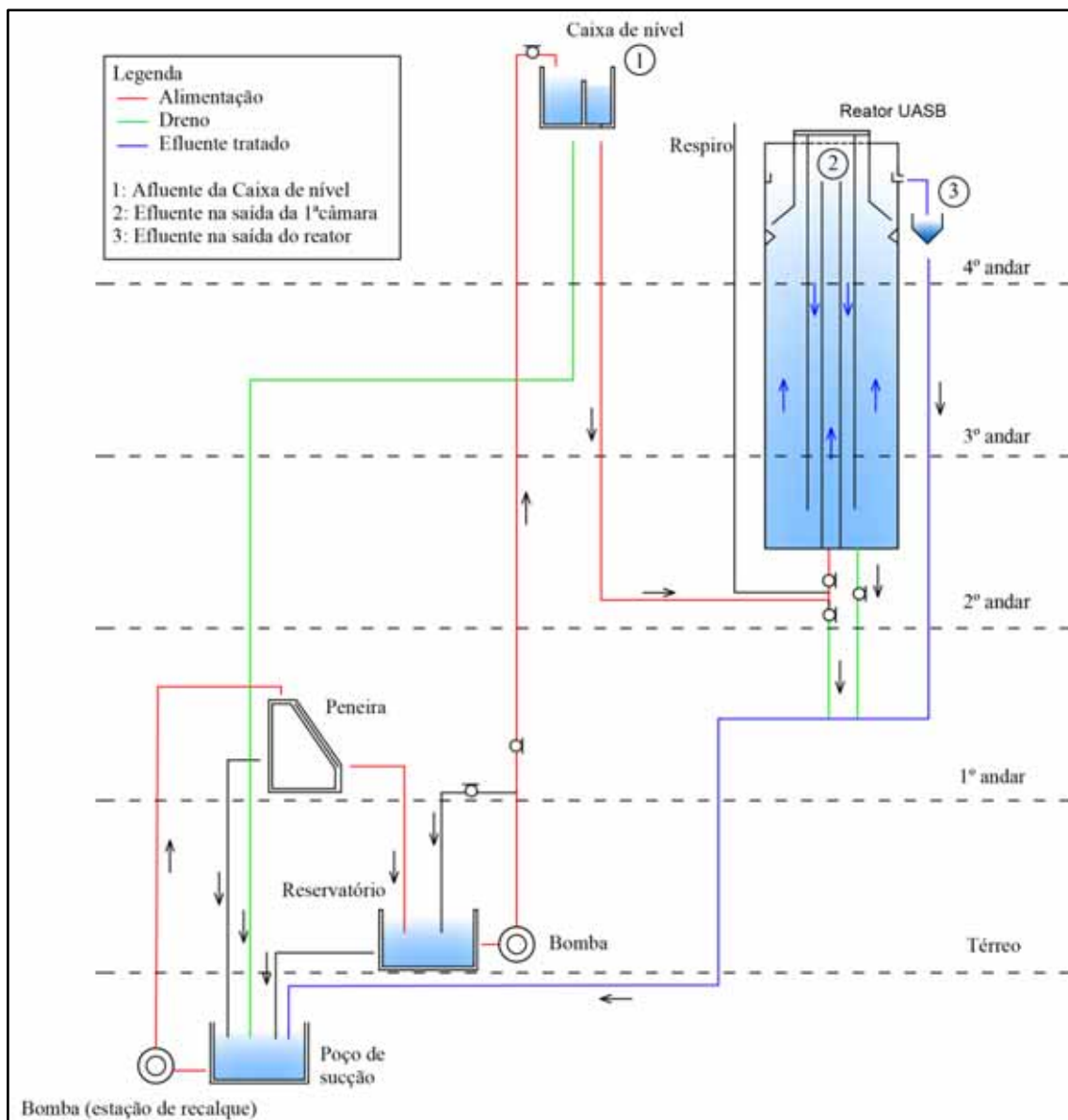
Figura 6 -Caixa de nível



Fonte: Do próprio autor

Na Figura 7, tem-se a representação esquemática do sistema com as tubulações de alimentação, dreno e efluente tratado, assim como seus respectivos fluxos.

Figura 7 - Representação esquemática do sistema e seus componentes



Fonte:Do próprio autor

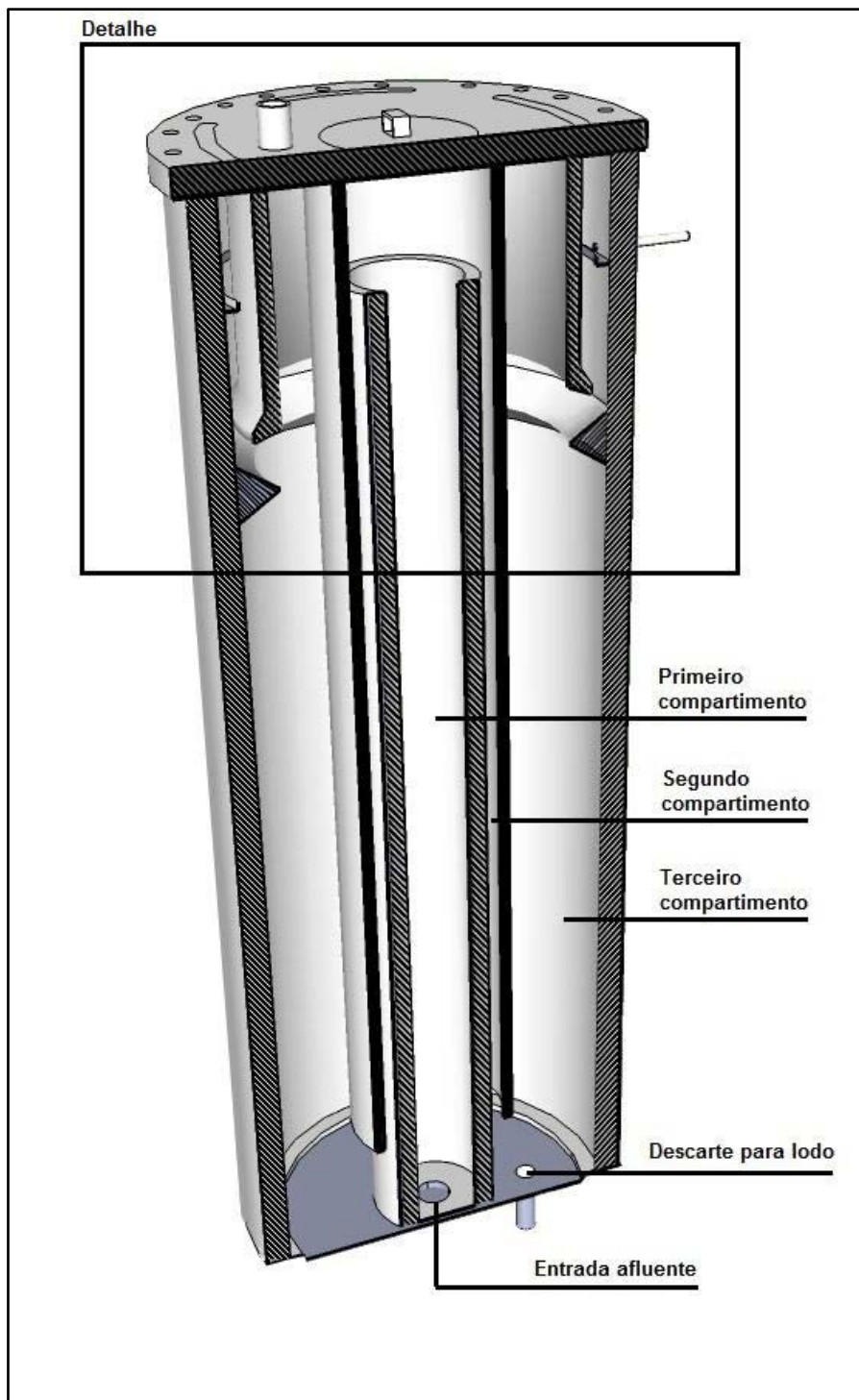
4.2 Descrição do reator anaeróbio compartimentado

O reator foi construído com tubulações de PVC, ordenados de forma concêntrica. Os espaçamentos entre os tubos resultaram em três compartimentos de volumes distintos.

Na Figura 8, estes compartimentos estão identificados. Partindo do menor para o maior diâmetro, o primeiro tubo condiz ao primeiro compartimento: 5m de altura e 200mm de diâmetro. O segundo tubo, com 4,9m de altura e 250mm de diâmetro,

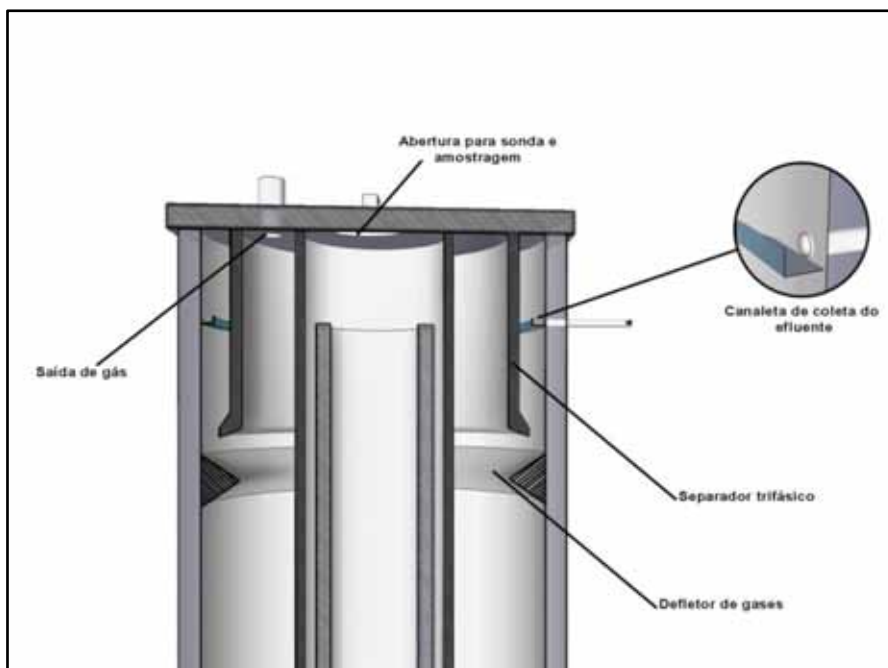
juntamente com a parede do primeiro, forma o segundo compartimento. E o terceiro compartimento é formado pela parede do tubo anterior e pelo tubo externo, que possui 5,10m de altura e 500mm de diâmetro.

Figura 8 - Esquema do corte longitudinal do reator UASB compartimentado



Fonte: Do próprio autor

Figura 9 - Detalhe da Figura 8, parte superior do reator



Fonte: Do próprio autor

Na parte superior do reator, a 0,2m do topo, há um tubo para coleta de efluente afixado em toda a circunferência interna do terceiro tubo (tubo externo). A tampa do reator (flange superior) pode ser observada na Figura 10, contendo uma abertura central para o uso de sondas e coleta de amostras; aberturas laterais para visualização e limpeza do coletor de efluente; e uma saída de gás. Vinculado a parte interna da flange superior encontra-se o separador trifásico, um tubo com 0,5m de altura e 400mm de diâmetro.

Figura 10 - Vista superior do reator/flange



Fonte: Do próprio autor

Na base do reator (flange do fundo) há um dispositivo de entrada de 25mm de diâmetro centralizado para fluxo ascendente de esgoto, que entra exclusivamente pelo primeiro compartimento, pois este encontra-se acoplado à base e possui um espaço de 0,2m na parte superior para passagem do fluxo descendente.

Na base do reator (FIGURA11) há outro dispositivo de 50mm de diâmetro, utilizado para coleta/descarga de lodo, localizado no compartimento 3.

Para que haja fluxo contínuo entre os compartimentos 2 e 3, há um espaçamento de 0,2m entre o tubo 2 e a base do reator, sendo neste caso, o tubo 2 fixado à flange superior.

Figura 11 - Vista lateral inferior do reator



Fonte: Do próprio autor

Defletor de gases

O defletor de gases foi construído com 16 lâminas de PVC de espessura 3mm e diferentes larguras e comprimentos, as quais foram coladas a fim de atingir uma forma “piramidal”, e posteriormente moldadas com resina epóxi. O defletor foi também acoplado em toda a circunferência interna do terceiro tubo havendo uma distância

0,55m do topo do reator, e conseqüentemente uma distância do final do separador trifásico.

Funcionamento do reator UASB compartimentado

A entrada do esgoto ocorre em fluxo ascendente no primeiro compartimento. Em seguida, o esgoto flui de forma descendente pelo segundo e ao chegar ao fundo desta, torna a fluir de forma ascendente pelo terceiro compartimento, atravessando a manta de lodo formada a partir da atividade anaeróbia de decomposição. Posteriormente, o esgoto passa entre o defletor e o separador trifásico, de modo a ser possível coletar apenas o efluente que verte na canaleta de coleta.

Dimensionamento do reator UASB compartimentado

Partindo dos conceitos descritos na revisão literária, dimensionou-se o reator compartimentado considerando a cinética da digestão anaeróbia das bactérias acidogênicas e metanogênicas. Assim, relacionado ao coeficiente de produção de biomassa, as primeiras possuem o coeficiente cerca de cinco vezes maior quando comparadas as metanogênicas, podendo ser expressa em valores de 0,15 gSSV/gDQO e 0,03 gSSV/gDQO, respectivamente. Enquanto a taxa de crescimento específico máximo apresenta os seguintes valores: 2,0 d⁻¹ para bactérias de fermentação ácida e 0,4 d⁻¹ para bactérias produtoras de metano.

A divisão do reator em três compartimentos teve o intuito de separar as fases da digestão anaeróbia. Assim sendo, o primeiro compartimento onde se esperava a ocorrência da etapa acidogênica, foi projetado para um volume igual a 1/5 do terceiro compartimento, no qual se esperava a prevalência dos microrganismos metanogênicos.

A Tabela 3 apresenta os principais parâmetros de dimensionamento do reator e seus compartimentos, que teve como base a vazão em estado estacionário, utilizando como início de cálculo o volume total do reator e o tempo de detenção hidráulica, definido em 12 horas, bem como a velocidade constante estimada para o projeto de 1 m.h⁻¹, a fim de não ocorrer o arraste e instabilidade da biomassa.

Tabela 3 - Parâmetros de projeto do reator em condições operacionais

Crítérios/Parâmetros	Reator	1° Compart.	2° Compart.	3° Compart.
Vazão (m ³ .h ⁻¹)	0,078	0,078	0,078	0,078
Tempo de Detenção Hidráulica (h)	12	1,92	1,08	9,17
Carga Hidráulica Volum. (m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹)	1,97	12,48	22,02	2,62
Volume útil (m ³)	0,95	0,150	0,085	0,715
Área útil (m ²)	0,19	0,030	0,017	0,140
Velocidade superficial do fluxo (m.h ⁻¹)	-	2,6	4,6	0,52

Fonte: Do próprio autor

4.3 Água residuária

O afluente tratado pelo reator anaeróbio é o esgoto doméstico retirado do poço de sucção da estação elevatória de esgotos, que após passar por uma peneira estática, chega por gravidade na caixa de armazenamento e equalização. Desta, o esgoto é aduzido pela bomba helicoidal até a caixa de nível constante situado acima do topo do reator.

4.4 Teste hidráulico

O teste hidráulico é fundamental para verificar os possíveis vazamentos na instalação de tubos e conexões e, principalmente nas vedações. Assim, fez-se o teste hidráulico de funcionamento do sistema preenchendo o reator com água limpa, tendo constatado que não houve vazamentos.

4.5 Caracterização do esgoto bruto

A fim de se caracterizar o esgoto bruto (afluente) foram realizadas determinações analíticas durante um período de 24 horas. O afluente era coletado de hora em hora e levado ao laboratório, onde eram homogeneizadas duas amostras de horários sequentes para realização das análises, obtendo-se assim um resultado com 12 amostras. Os parâmetros verificados foram: pH e temperatura *in loco*, DQO, DBO,

Fósforo Total, Nitrogênio Total, Nitrogênio Amoniacal, Alcalinidade e Série de Sólidos Totais e Sólidos Suspensos.

4.6 Partida do sistema (Etapa I)

Anteriormente à partida, fizeram-se necessários alguns procedimentos, dentre eles: a realização do teste hidráulico, a caracterização do esgoto bruto e a caracterização do lodo de inóculo.

Os procedimentos para a partida do reator foram realizados da seguinte forma:

- a) inicialmente inoculou-se $0,3\text{m}^3$ de lodo previamente peneirado proveniente de uma das lagoas de estabilização do município. A inoculação ocorreu na câmara externa, preenchendo em quantidade suficiente cerca de um terço do volume do reator. O reator ainda teve seu volume útil preenchido com esgoto, seguido de repouso por um período de quatro dias, possibilitando sua adaptação gradual com a temperatura ambiente e com o inóculo;
- b) pós o período de repouso, iniciou-se a alimentação de esgoto, com vazão aproximada de $0,016\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$, durante os primeiros 10 dias. A cada período de 10 dias, a vazão foi aumentada em 20%, exceção apenas após 20 dias da partida, quando se aumentou apenas 10%. Dessa forma, conforme a vazão aumentava o TDH que inicialmente era de 59 horas foi sendo reduzido até atingir 12 horas para vazão plena ($0,080\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$), sendo o término da partida considerado com a estabilidade do sistema.

Para o acompanhamento da partida do reator, foram realizadas análises dos parâmetros físico-químicos do afluente, efluente e também do efluente no final da primeira câmara, sendo as amostras, em sua maioria, coletadas no período manhã, entre as 08h e 10h. As determinações analíticas foram realizadas de acordo com o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20ª Edição (APHA AWWA WEF, 1998) e similares. A frequência de análises dos parâmetros se encontra na tabela a seguir (Tabela 4).

Tabela 4 - Programa de monitoramento do reator UASB compartimentado durante a partida

Parâmetro	Unidade	Pontos de amostragem			Métodos
		1	2	3	
Temperatura	°C	Diária	Diária	Diária	Digital
pH	-	Diária	Diária	Diária	Potenciométrico
Alcalinidade	mg.L ⁻¹	Diária	-	Diária	Titulometria
Ácidos Orgânicos Voláteis	mg.L ⁻¹	3x semana	-	3x semana	Titulometria
DQO _{total}	mg.L ⁻¹	Diária	-	Diária	Determinação colorimétrica (Hach)
DBO _{total}	mg.L ⁻¹	3x semana	-	3x semana	Método Winkler
Sólidos Sedimentáveis	mL.L ⁻¹	Semanal	-	Semanal	Métodos Gravimétricos
Sólidos Suspensos	mg.L ⁻¹	3x semana	-	3x semana	
Sólidos Totais	mg.L ⁻¹	Semanal	Semanal	Semanal	
Sólidos Voláteis Totais	mg.L ⁻¹	Semanal	Semanal	Semanal	
Nitrogênio Total	mg.L ⁻¹	Quinzenal	-	Quinzenal	Método persulfato (Hach)
Fósforo Total	mg.L ⁻¹	Quinzenal	-	Quinzenal	Digestão ácido persulfato (Hach)

Fonte: Do próprio autor.

4.7 Operação e acompanhamento do sistema (Etapa II)

Nesta segunda etapa do trabalho, o sistema já se encontrava estabilizado, uma vez que a remoção de matéria orgânica alcançou valores constantes, de forma que o reator era alimentado com esgoto doméstico em uma vazão próxima a 0,080m³.h⁻¹. Nessa fase foram realizadas análises do afluente, efluente e do efluente ao final da primeira câmara, diferenciando da primeira fase apenas pela redução na frequência das determinações analíticas e pelo aumento da análise de um parâmetro, a *Escherichia coli*, como pode ser visto na Tabela 5.

Tabela 5 - Programa de monitoramento do reator UASB compartimentado durante a operação.

Parâmetro	Unidade	Pontos de amostragem			Métodos
		1	2	3	
Temperatura	°C	Diária	Diária	Diária	Digital
pH	-	Diária	Diária	Diária	Potenciométrico
Alcalinidade	mg.L ⁻¹	3x semana	-	3x semana	Titulometria
Ácidos Orgânicos Voláteis	mg.L ⁻¹	3x semana	-	3x semana	Titulometria
DQO _{total}	mg.L ⁻¹	Diária	-	Diária	Determinação colorimétrica
DBO _{total}	mg.L ⁻¹	Semanal	-	Semanal	Método Winkler
Sólidos Sedimentáveis	mL.L ⁻¹	Semanal	-	Semanal	Métodos Gravimétricos
Sólidos Suspensos	mg.L ⁻¹	Semanal	-	Semanal	
Sólidos Totais	mg.L ⁻¹	Semanal	Semanal	Semanal	
Sólidos Voláteis Totais	mg.L ⁻¹	Semanal	Semanal	Semanal	
<i>Escherichia coli</i>	NMP.100 mL ⁻¹	Bimestral	-	Bimestral	Tubos múltiplos
Nitrogênio total	mg.L ⁻¹	Mensal	-	Mensal	Método Persulfato (Hach)
Fósforo total	mg.L ⁻¹	Mensal	-	Mensal	Digestão ácido persulfato (Hach)

Fonte: Do próprio autor.

Para uma adequada operação e manutenção do sistema, diariamente eram verificados se necessário realizar a limpeza da peneira estática, desentupimento de todas as tubulações e funcionamento da bomba helicoidal de adução, uma vez que esta era facilmente parada devido ao entupimento de folhas e galhos de árvores. Da mesma forma, a manutenção do reator era constante, retirava-se a espuma formada ao final da primeira câmara a cada três dias aproximadamente (gerando cerca de 250 ml), realizavam-se também a limpeza da canaleta de coleta e a limpeza da caixa de nível constante presente no último andar.

4.7.1 Cálculo da produção teórica de metano

Ver item 3.3.

4.7.2 Teste de Atividade Metanogênica Específica

Foram realizados dois testes de AME. O primeiro iniciou-se em 30/04/2013 e o segundo em 12/06/2013, ambos em duplicata. No primeiro teste utilizou-se lodo proveniente do reator UASB já no período de operação. Enquanto que no segundo, foi utilizado o lodo retirado da lagoa de estabilização, o mesmo usado para inocular o reator anteriormente à partida.

A metodologia utilizada para esses testes foi o de medição direta do volume de metano, adaptada de Chernicharo (2007), Rocha (2003) e Florencio (1994), uma vez que ainda não existe uma metodologia padrão, utilizaram-se os materiais e procedimentos considerados básicos e de fácil acesso para a realização deste, descritos a seguir.

Para o preparo e realização dos testes foram utilizados os seguintes materiais e seguidos alguns critérios:

- a) frascos de reação de 600 mL;
- b) volume total da solução (lodo + substrato + solução de nutrientes): 480 mL;
- c) volume de 20% para *headspace* (120 mL);
- d) solução de nutrientes, conforme Tabela 6;
- e) quantidade da solução de nutrientes para completar 80% de cada frasco, após a adição do lodo e do substrato;
- f) solução alcalina com pH superior a 12;
- g) concentração do substrato: 100 gDQO.L⁻¹;
- h) volume do substrato adicionado em cada frasco: 4,8 mL;
- i) concentração de STV: 2 gSTV.L⁻¹;
- j) incubadora à temperatura de 35°C, sem agitação;
- k) purga do oxigênio (O₂) no *headspace* com nitrogênio líquido, utilizando apenas a parte gasosa como gás inerte.

4.7.3 Substrato

Cerca de 70% do metano produzido sucede da clivagem do acetato de sódio através dos microrganismos acetoclásticos. Para juntamente se avaliarem os microrganismos hidrogenotróficos, seria necessário utilizar uma mistura de ácidos

orgânicos voláteis, constituída de acetato, propionato e butirato. Entretanto, a utilização apenas do acetato de sódio subestima apenas 30% da capacidade máxima da produção de metano (AQUINO et al., 2007).

Dessa forma, optou-se por utilizar apenas o acetato de sódio como substrato, em uma concentração de 100 gDQO.L⁻¹. Para determinação do volume de substrato a ser adicionado, utilizou-se a seguinte equação (CHERNICHARO, 2007):

$$V = \frac{([]_{mistura} \times V_{mistura})}{[]_{DQO\text{solução}}} \quad (18)$$

Onde:

V: volume de substrato adicionado (mL)

[] mistura: concentração final na solução (mg DQO.mL⁻¹)

V mistura: volume total da mistura (mL)

[] DQO solução: concentração do substrato (mg DQO.mL⁻¹)

4.7.4 Biomassa (concentração inicial de inóculo)

O lodo de inóculo analisado foi proveniente de umas das lagoas de estabilização do município que tratam esgoto doméstico. Para a determinação da concentração inicial do lodo inóculo, fez-se análise dos STV ao invés dos SSV, sendo o lodo elutriado, de forma a obter uma concentração bem próxima ao dos SSV.

De acordo com Monteggia (1997) e Rocha et al., (2001 apud Chernicharo, 2007), para testes de AME realizados sem agitação, recomenda-se cerca de 2,0 gSTV.L⁻¹. Sendo seguida esta recomendação para o teste.

O volume de lodo necessário foi calculado de acordo com a equação a seguir, descrita por Chernicharo (2007):

$$V = \frac{V_{mist.} \times []_{mistura}}{[]_{lodo}} \quad (19)$$

Onde:

V = Volume de lodo adicionado para o teste (mL)

V mist. = Volume total da mistura (mL)

[] mistura = Concentração de lodo na mistura (g STV.L⁻¹)

[] lodo = Concentração de sólidos voláteis do lodo (g STV.L⁻¹)

4.7.5 Solução de nutrientes e reagentes químicos

Ainda não há consenso quanto à solução nutricional a ser usada no teste de AME. Contudo, uma solução de nutrientes ideal deveria conter micro e macronutrientes, assim como alcalinidade e agente redutor (AQUINO et al., 2007). A seguir, a Tabela 6 indica os reagentes utilizados para a solução de nutrientes e a Tabela 7, os micronutrientes utilizados neste teste.

Tabela 6 - Reagentes necessários para a solução de nutrientes

NaHCO ₃	1000 mg.L ⁻¹
KH ₂ PO ₄	650 mg.L ⁻¹
K ₂ HPO ₄	150 mg.L ⁻¹
NH ₄ Cl	500 mg.L ⁻¹
MgCl ₂ .6H ₂ O	214 mg.L ⁻¹
CaCl ₂ .2H ₂ O	100 mg.L ⁻¹
Na ₂ S.9H ₂ O	59 mg.L ⁻¹
Extrato de Levedura	50 mg.L ⁻¹

Nota: Adicionou-se a esta solução 1ml.L⁻¹ da solução de micronutrientes.

Fonte: Do próprio autor.

Tabela 7 - Reagentes para solução de micronutrientes

FeCl ₃ .6H ₂ O	2 mg.L ⁻¹
ZnCl ₂	0,05 mg.L ⁻¹
CuCl ₂ .2H ₂ O	0,03 mg.L ⁻¹
MnCl ₂ .4H ₂ O	0,5 mg.L ⁻¹
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ 4H ₂ O	0,05 mg.L ⁻¹
AlCl ₃ .6H ₂ O	0,05 mg.L ⁻¹
CoCl ₂ .H ₂ O	2,0 mg.L ⁻¹
H ₃ BO ₃	0,01 mg.L ⁻¹

Nota: Nesta solução foi adicionado 1ml.L⁻¹ de HCl concentrado.

Fonte: Do próprio autor.

Solução Alcalina

No primeiro teste realizado a concentração do reagente foi de 15% (m/v) de NaOH (Figura 12). Enquanto que no segundo experimento realizado com lodo da própria lagoa de estabilização que foi determinado para inóculo, utilizou-se uma concentração de 30% (m/v) (Figura 13), tendo-se adicionado azul de bromotimol nas soluções.

Figura 12 – Solução de NaOH a 15%



Fonte: Do próprio autor

Figura 13 – Solução de NaOH a 30%



Fonte: Do próprio autor

4.7.6 Aclimação do lodo

Na realização do primeiro teste, o lodo elutriado, o substrato e a solução de nutrientes foram aclimatados por um período de 72 horas. Na realização do segundo teste os mesmos componentes foram aclimatados por um período menor, 24 horas.

4.7.7 Descrição do procedimento (medição direta do volume de metano)

Inicialmente determinou-se a concentração de sólidos voláteis totais presente no lodo previamente lavado e peneirado. A partir da determinação dos STV, calculou-se a quantidade de biomassa necessária para colocar no frasco de reação, a fim de obter a concentração de lodo na mistura desejada.

Nos testes realizados, o lodo, o substrato e a solução de nutrientes foram aclimatados por um período entre 24 e 72 horas, na incubadora a 35°C, visando uma pré-adaptação destes ao meio. Foram determinados os volumes de substrato necessários, bem como as quantidades de solução de nutrientes para completar os 80% dos frascos de reação.

Em frascos de 1000mL foram adicionados solução alcalina (NaOH + azul de bromotimol). Na tampa destes frascos conectavam-se um tubo de acrílico 3mm para entrada do biogás e outro tubo para a saída da solução. Assim, os frascos foram invertidos, para que o CO₂ absorvido pelo meio básico fosse transformado em carbonato de sódio, e como o metano é insolúvel em água, este ocuparia o restante do recipiente, de modo a expelir a solução alcalina para uma proveta. A quantidade de solução expelida corresponde ao CH₄ produzido.

Para a montagem do sistema de medição, os frascos de reação e de solução alcalina foram conectados com mangueiras de silicone, sendo que para a purga do oxigênio utilizou-se nitrogênio líquido. Os testes foram monitorados e a produção de metano medida de hora em hora durante dois dias (48 horas). A Figura 14 apresenta o primeiro teste em andamento e a Figura 15, o segundo.

Figura 14 – Primeiro ensaio montado em andamento



Fonte: Do próprio autor

Figura 15 – Segundo ensaio em andamento



Fonte: Do próprio autor

4.7.8 Cálculo da AME

A atividade metanogênica específica do lodo pode ser determinada a partir da taxa da produção de metano pela quantidade inicial de biomassa presente no frasco de reação por unidade de tempo. O volume de metano produzido precisa ser expresso em massa de DQO convertida em CH₄ e corrigido de acordo com as condições de temperatura e pressão (ROCHA 2003, CHERNICHARO, 2007).

Assim, segundo Field et al. (1988 apud ROCHA, 2003) faz-se necessário corrigir a temperatura para a das condições do teste, que no caso foi de 35°C, de modo que 1 g de DQO produziu 472,5mL de CH₄ úmido.

Para o cálculo da AME máxima executa-se a equação x a seguir:

$$AME = \frac{\partial CH_4}{\partial t} \times \frac{1}{V \times []lodo \times f_{CH_4}} \quad (20)$$

Onde:

AME: Atividade Metanogênica Específica (g CH₄-DQO/g SSV.d)

$\partial CH_4/\partial t$: taxa da produção de metano (mL CH₄/d)

f_{CH_4} : fator de conversão de metano para DQO (mL CH₄/g DQO)

V: volume do frasco de reação (L)

[] lodo: concentração de sólidos voláteis do lodo (g STV.L⁻¹)

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados correspondem a pouco mais de seis meses de monitoramento do sistema, estando dividido em duas etapas:

- Etapa I, partida do sistema com um total de 53 amostras em dois meses e aumento de vazão gradual, e
- Etapa II, operação e monitoramento do sistema, com total de 92 amostras e vazão constante de $0,080\text{m}^3.\text{h}^{-1}$.

Durante o estudo, ainda ocorreram alguns problemas fortuitos, de forma que não foi possível a coleta de amostra em todos os dias previstos nas duas etapas, que ocorreram em sua maioria no período matutino. Assim, os resultados das determinações analíticas encontram-se separados pelas etapas e, por conseguinte, foram avaliadas do início ao fim do projeto.

Nas duas etapas estudadas, foram encontradas espuma ao final da primeira câmara do reator, sendo na segunda etapa mais predominante.

5.1 Partida do sistema – Etapa I

Após a inoculação do reator e seu período de adaptação, a etapa de partida durou cerca de sessenta dias e foi realizada com o aumento gradual de vazão afluyente ao reator. Este aumento de vazão ocorreu a cada dez dias, aproximadamente, e iniciou-se com $0,016\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ (TABELA 8). Assim, os resultados da partida podem ser visualizados nos períodos de cada vazão, os quais estão referidos como fases dessa etapa.

Tabela 8 – Aumento gradual da vazão afluyente

Fases	Vazão ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)	TDH (horas)	Duração (dias)
Q ₁	0,016	59,0	10
Q ₂	0,032	30,0	10
Q ₃	0,040	23,8	10
Q ₄	0,048	20,0	11
Q ₅	0,064	14,8	10
Q ₆	0,080	12,0	07

Fonte: Do próprio autor.

Baseou-se na premissa de que a partida pode ser considerada concluída e que o reator encontra-se em período estacionário quando forem constantes: os valores de concentração da matéria orgânica e de sólidos no efluente; a concentração e atividade do lodo anaeróbio; e quando se estabelecer o equilíbrio entre as atividades acidogênicas e metanogênicas dentro do reator (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 1997 apud NAVAL; WANDERLEY, 2000).

Assim, os resultados encontrados quanto à remoção de matéria orgânica e de sólidos nessa etapa foram variáveis, de modo que, o período de partida pode ser considerado inconstante quanto a sua estabilidade operacional.

Temperatura

Na Tabela 9 apresentam-se os dados de temperatura durante o período de partida do sistema separado pelas vazões crescentes. A temperatura média total foi de 32,3°C para o afluente, 29,5°C na parte interna do reator e 30°C para o efluente.

Tabela 9 – Valores mínimos, médios e máximos das temperaturas separados por vazões

Ponto de amostragem	Temperaturas	Temperatura (°C) em cada fase					
		1	2	3	4	5	6
Afluente	Mínima	28,1	26,0	32,4	28,8	30,2	30,3
	Média	32,6	29,8	34,4	32,1	32,9	32,2
	Máxima	37,5	32,7	36,1	34,0	35,3	33,2
Interno	Mínima	24,5	23,4	29,6	26,2	28,2	28,8
	Média	29,2	25,6	31,7	28,8	31,1	30,6
	Máxima	32,0	31,9	33,7	31,8	34,1	32,9
Efluente	Mínima	24,7	21,0	30,2	26,3	27,9	28,4
	Média	29,1	25,9	32,8	29,3	31,7	30,7
	Máxima	31,6	31,0	35,5	32,6	34,7	32,9

Fonte: Do próprio autor.

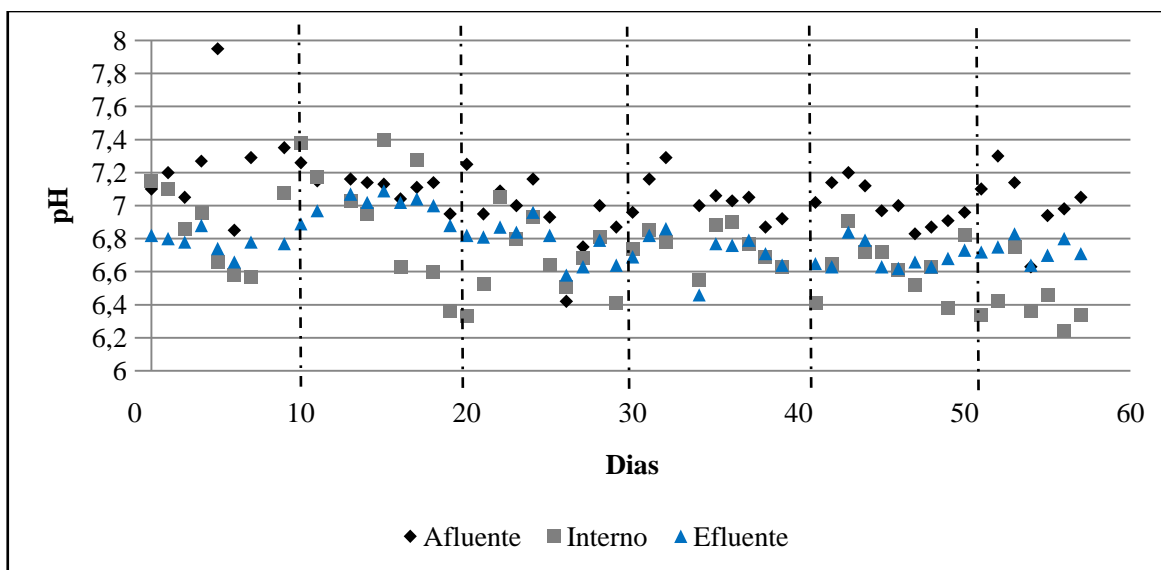
As médias apresentaram-se dentro da faixa mesófila, que varia de 20 a 40°C, de forma a favorecer o desenvolvimento bacteriano no reator e não ser um fator limitante para este desenvolvimento.

Houve poucos picos de temperatura, com predomínio no maior período de temperaturas médias/altas, que variaram de 25 a 35°C, dentro da faixa ótima para a digestão anaeróbia.

Potencial Hidrogeniônico

A Figura 16 apresenta os valores de pH afluente, da parte interna do reator e do efluente em seus respectivos períodos de vazão, em um total de 53 amostras.

Figura 16 –Gráfico de pH no período de partida do sistema



Fonte: Do próprio autor.

Por meio dos resultados obtidos, notam-se que os valores de pH do efluente se apresentaram sempre pouco abaixo dos valores afluentes, com médias de 7,06 e 6,78; e máximas de 7,95 e 7,09, para o afluente e efluente, respectivamente. Estas quedas de pH na saída do reator podem implicar em uma baixa capacidade de tamponamento do sistema, indicando a necessidade de maiores produções na quantidade de alcalinidade. Isto ocorre devido ao fato do pH efluente da digestão anaeróbia depender principalmente do estado de oxidação e significativo potencial de geração de alcalinidade do afluente (FOXON, 2009; SPEECE, 1996 apud BWAPWA, 2010).

O pH da câmara interna do reator também apresentou valores abaixo do pH afluente, o que se esperava, já que nesta câmara deveria ocorrer a fase acidogênica da digestão anaeróbia. Contudo, não houve variações bruscas de pH em nenhum dos pontos amostrados. E assim como a temperatura, os valores de pH encontraram-se

dentro de uma faixa estável e favorável ao metabolismo das bactérias metanogênicas, ou seja, entre 6,6 e 7,4 (CHERNICHARO, 2007; TCHOBANOGLOUS, 2003).

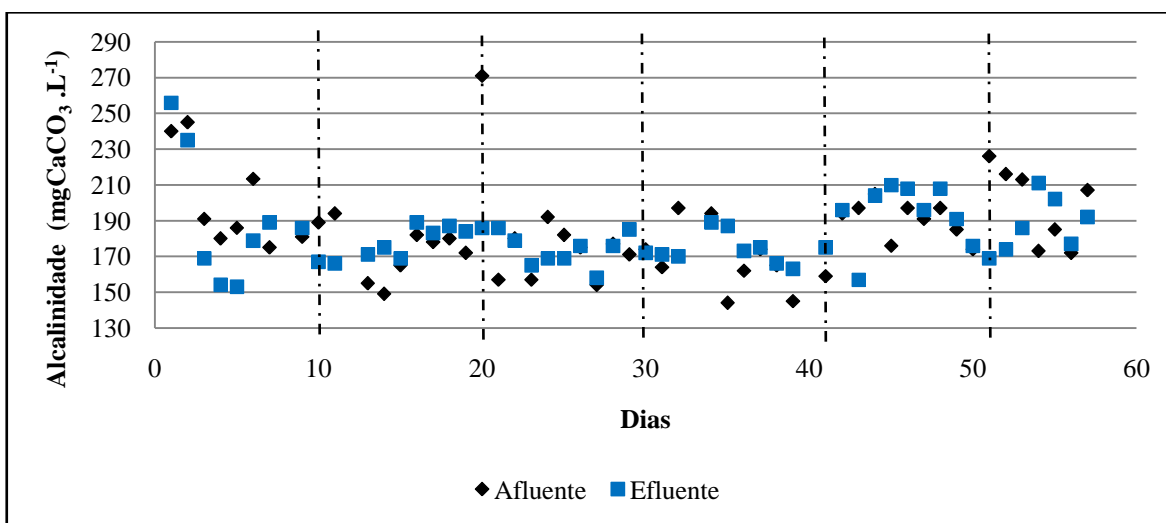
Alcalinidade

A alcalinidade total correlaciona todos os componentes capazes de neutralizar ácidos, como íons carbonatos, bicarbonatos, ácidos orgânicos voláteis, entre outros (SILVA; NOUR, 2005).

Conforme estão apresentados os resultados na Figura 17, os valores de alcalinidade média foram de $184,5 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ para o afluente e $182,2$ para o efluente. A alcalinidade afluente alcançou uma máxima de 271 e mínima de $144 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$; enquanto que o efluente obteve como valor máximo 276 e mínimo de $153 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

Na terceira e quarta fase ($\text{TDH}_3 = 23,8\text{h}$; $\text{TDH}_4 = 20\text{h}$), a alcalinidade do reator obteve melhor estabilidade, uma vez que houve a redução do desvio padrão e aumento da capacidade de tamponamento.

Figura 17 – Alcalinidade do afluente e efluente durante período de partida



Fonte: Do próprio autor.

Em estudo realizado por Povinelli (1994), a alcalinidade sofreu variações intensas durante os meses de pesquisa, que oscilaram de 120 até $250 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. As variações de alcalinidade em reatores anaeróbios podem ser originadas de processos de amonificação e remoção de ácidos orgânicos voláteis (VAN HAANDEEL; LETTINGA,

1994 apud NOUR, 1996). Nos últimos meses de seu estudo ocorreu estabilidade da alcalinidade no interior do reator a valores próximos de 120mg.L^{-1} .

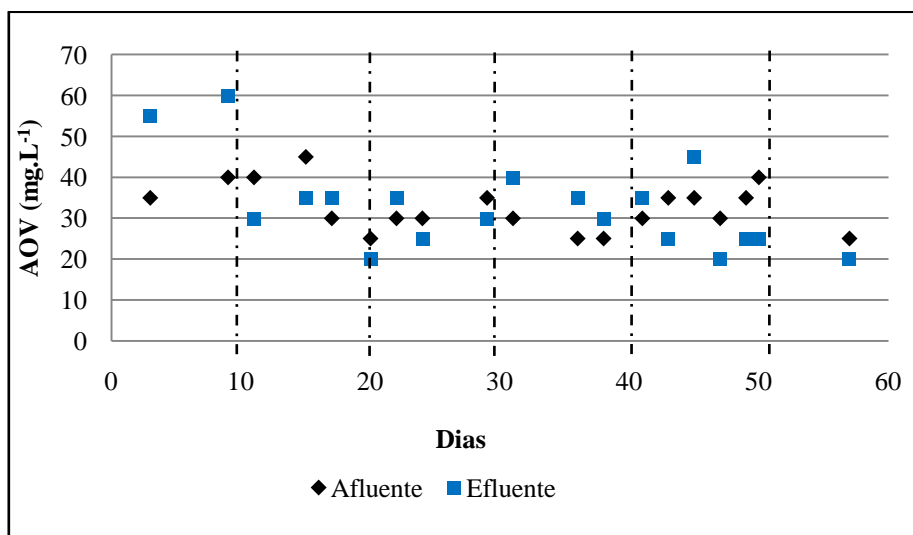
Naval e Wanderley (2000) encontraram durante a partida do reator UASB, valores médios de alcalinidade afluente de $112,5$ e $85,0\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o efluente. Com mínima de $62,0$ e $40,0$; e máxima de $252,0$ e $176,0\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para afluente e efluente, respectivamente. As amplitudes nos resultados tanto de Povinelli quanto na de Naval e Wanderley, assemelham-se com a encontrada no presente estudo.

Ácidos Orgânicos Voláteis

As concentrações de AOV durante essa etapa apresentaram grandes variações, com o afluente variando de 75 a 135mg.L^{-1} e o efluente de 50 a $137,5\text{mg.L}^{-1}$. O equilíbrio dos ácidos voláteis é muito importante nos processos anaeróbios, grandes variações podem desencadear problemas mais graves no sistema.

A instabilidade na produção dos ácidos pode estar relacionado a tentativa de equilíbrio no crescimento dos microrganismos do sistema, mais especificamente, as acidogênicas.

Figura 18 – Gráfico de ácidos voláteis do afluente e efluente



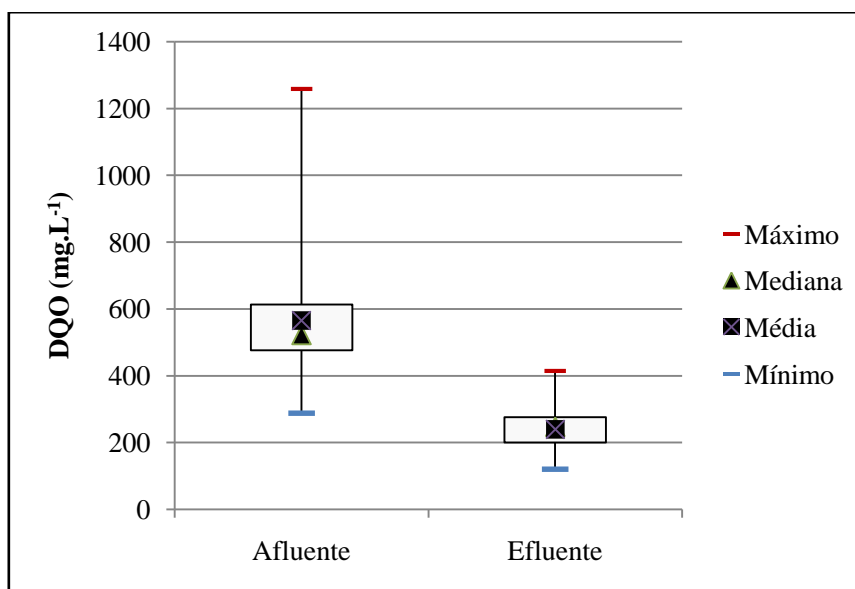
Fonte: Do próprio autor.

Demanda Química de Oxigênio- DQO_{total}

Por meio do Box-plot de DQO afluente e efluente (FIGURA 19), as médias podem ser bem visualizadas, bem como suas dispersões e dados discrepantes

Os valores de DQO_{total} do esgoto afluente apresentaram uma grande variação, de 288 a 1.258mg.L^{-1} , com média e desvio padrão de $564,8 \pm 186\text{ mg.L}^{-1}$. Enquanto os valores do efluente apresentaram-se com menor variação, de 120 a 414 mg.L^{-1} , média e desvio padrão de $240 \pm 56\text{ mg.L}^{-1}$.

Figura 19 – Box-plot DQO_{total} afluente e efluente

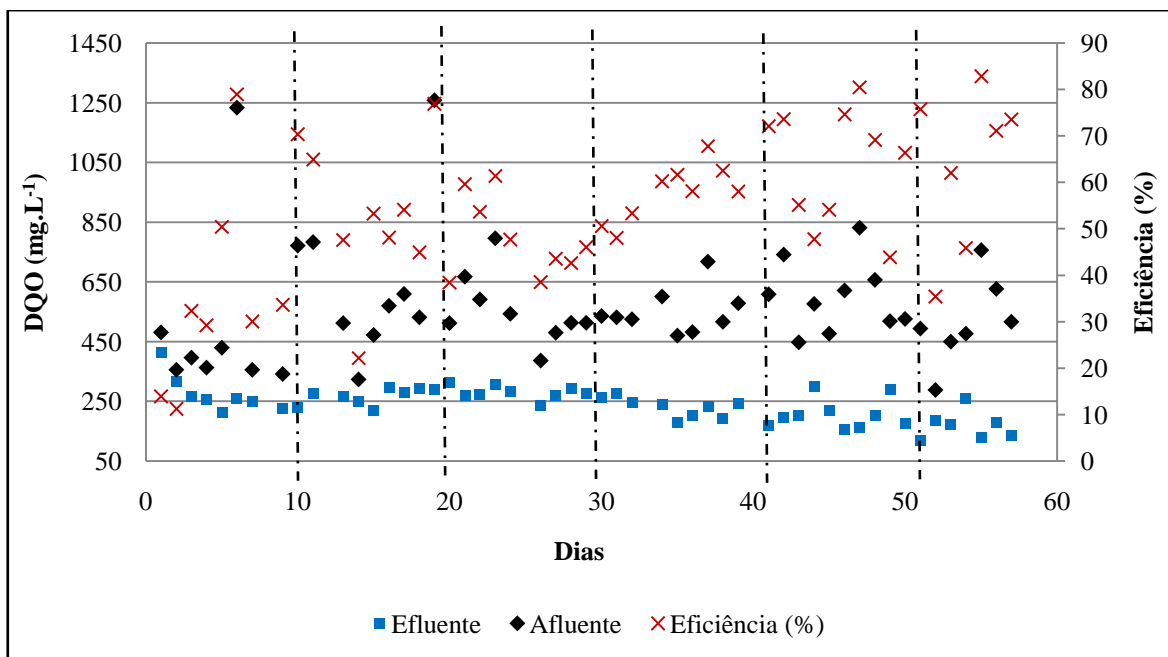


Fonte: Do próprio autor.

As concentrações máximas encontradas no afluente, próximas de 1.250mg.L^{-1} , podem ser consideradas valores discrepantes, devido à ocorrência de problemas na rede coletora de esgoto em dias atípicos.

A seguir, a Figura 20 apresenta os valores de DQO afluente e efluente com as porcentagens de remoção em cada fase dessa etapa. A média de remoção total da partida foi de 53,8%.

Figura 20 – Valores de DQO afluente e efluente e porcentagens de remoção



Fonte: Do próprio autor.

Apesar das grandes variações de remoção, demonstrando instabilidade quando vistas em fases, as médias aumentaram de forma gradual. Na primeira fase a média de remoção foi de 35%, na segunda de 53,6%, e consecutivamente de 49,6%, 57,8%, 63,7%, finalizando com 64,1%. As maiores variações ocorreram nos valores do afluente, enquanto que o efluente apresentou-se mais constante. Na última fase ainda chegou a atingir cerca de 82% de eficiência de remoção.

Singh e Viraraghavan (1998) observaram que após vinte dias da partida inicial dos reatores, o intervalo de remoção média de DQO foi entre 30 e 55%. Esta baixa eficiência de remoção durante a partida pode ser devido ao inóculo não adaptado por causa da baixa temperatura (20°C). A partida durou 60 dias e em sua etapa final alcançou cerca de 80 a 85% de remoção.

No estudo realizado por van Haandel e Lettinga (1994) em Pedregal, com reator em escala real, partida sem inóculo e com toda vazão aplicada, a remoção inicial tanto de DQO quanto de DBO é baixa, correspondendo de 30 a 40%. Somente após um período de dez semanas, aproximadamente, houve melhora no desempenho do reator, estabelecendo uma eficiência de remoção próxima de 75% e constante.

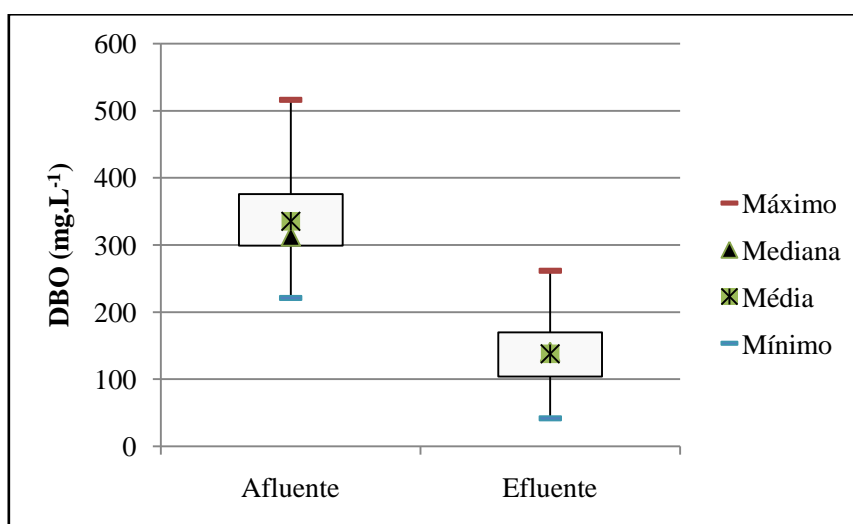
Assim, observando outras pesquisas de reatores UASB em suas partidas, constatou-se que o presente estudo obteve resultados adequados nessa etapa, uma vez

que, os períodos de partida de reatores UASB são críticos quanto a sua estabilidade operacional.

Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO₅

De acordo com a Figura 21, as médias afluentes e efluentes foram de 335,4 e 138,3 mg.L⁻¹, respectivamente. Como a análise de DBO foi feita com menos frequência quando comparada à DQO, não houve valores tão discrepantes, podendo ter ocorrido mudanças não possíveis de controle nas condições experimentais dia ou outro. Contudo, o gráfico de DBO segue a mesma tendência da DQO.

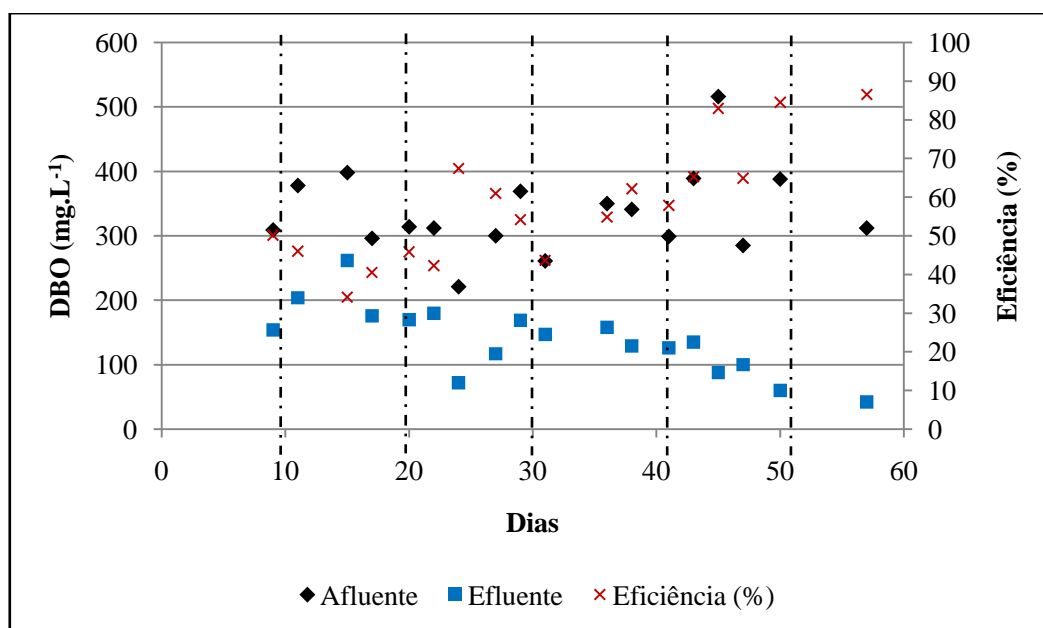
Figura 21 – Box-plot de DBO afluente e efluente



Fonte: Do próprio autor.

Como pode ser observado na Figura 22, os valores de remoção média na fase 1 foi de 48%, na fase 2 de 37,3%, nas fases sequenciais foram de 51,8%, 55%, 67,8% e 85,5%. Pode ser notado um aumento gradual de remoção conforme o sistema atingia menores TDH.

Figura 22 – Valores de DBO afluente e efluente e porcentagens de remoção



Fonte: Do próprio autor.

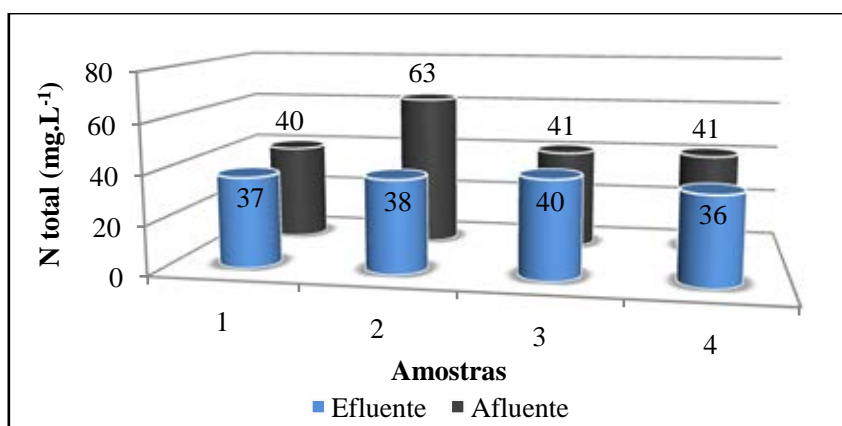
Enquanto a DBO de entrada foi oscilante durante toda essa etapa, os valores de DBO do efluente, após a quarta fase, mantiveram-se mais estáveis e decaíram, demonstrando que o sistema já buscava equilíbrio.

Nitrogênio e Fósforo

Nas Figuras 23 e 24, apresentam-se os gráficos dos valores encontrados no afluente e efluente quanto ao nitrogênio e fósforo, que são nutrientes importantes no processo anaeróbio.

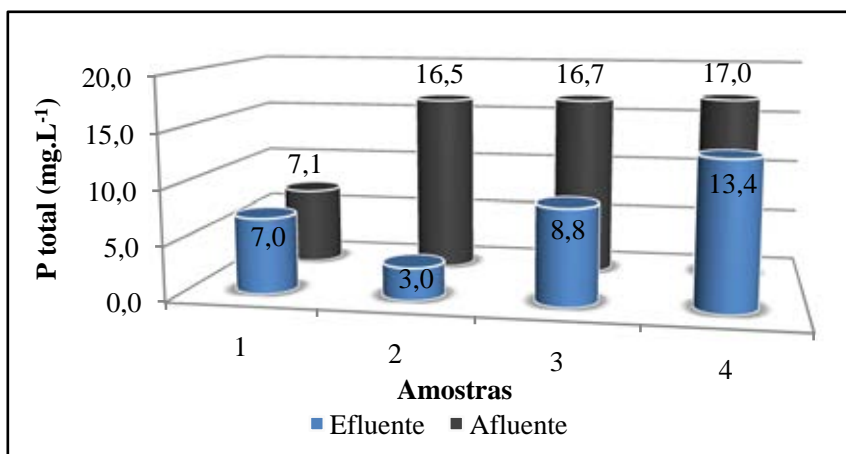
As análises foram realizadas quinzenalmente nesta etapa do estudo, sendo que a concentração de nitrogênio no afluente variou de 40 a 63 mg.L⁻¹ e do efluente de 36 a 40 mg.L⁻¹. Este resultado indica uma pequena porcentagem de remoção, com poucas variações tanto no afluente quanto no efluente.

Figura 23 – Gráfico de nitrogênio durante a partida



Fonte: Do próprio autor.

Figura 24 – Gráfico de fósforo durante a partida



Fonte: Do próprio autor.

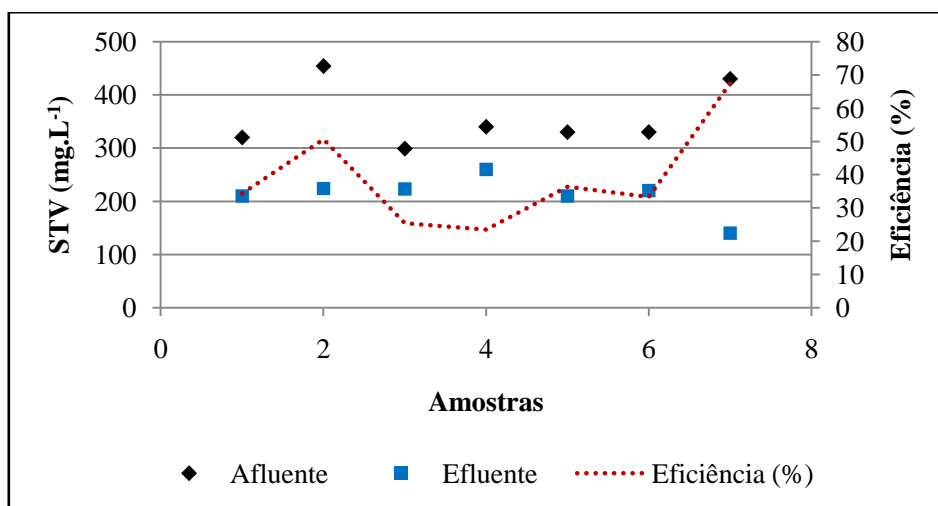
A variação da concentração de fósforo foi de 7,1 a 17 mg.L⁻¹ para o afluente e de 3,0 a 13,4 mg.L⁻¹ para o efluente. Este parâmetro apresentou-se instável, mas seguiu a mesma tendência do nitrogênio quanto à sua remoção.

Constata-se que não houve remoção significativa dos nutrientes, uma vez que os processos anaeróbios não se mostram aplicáveis a tal finalidade. Estas baixas porcentagens de remoção ainda podem ser decorrentes da assimilação do metabolismo microbiano aos grânulos pertencentes à manta de lodo.

Sólidos Totais, Suspensos e Sedimentáveis

A análise de sólidos totais voláteis apresentou 39% de eficiência de remoção, com grande instabilidade (Figura 25). Em algumas análises a taxa de remoção seguiu tendência do valor afluente.

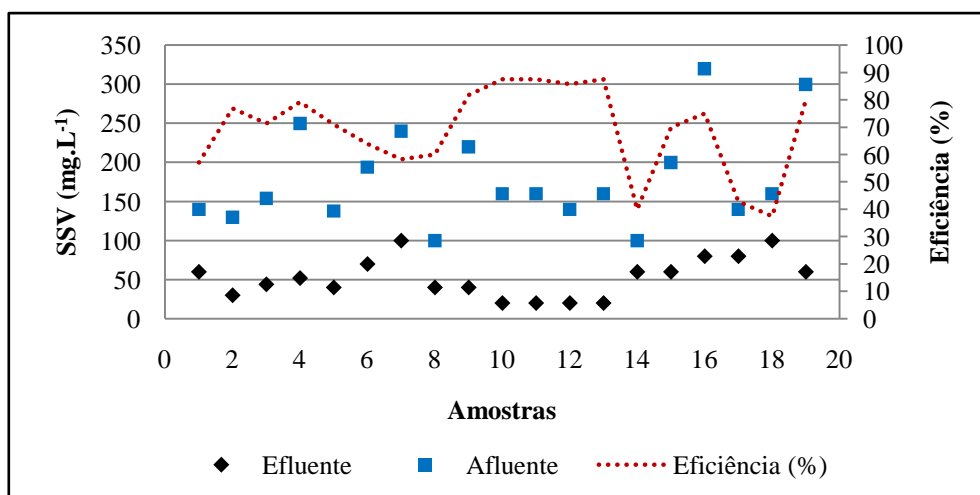
Figura 25 – Gráfico de Sólidos Totais Voláteis na partida



Fonte: Do próprio autor.

Os valores afluentes de sólidos suspensos voláteis oscilaram de 100 a 320 mg.L⁻¹, e o efluente teve pouca variação, de 20 a 100mg.L⁻¹. A variação do afluente afetou sua taxa de remoção, que também seguiu a mesma tendência, apresentando assim, um sistema instável, com uma remoção média, mas não constante de 69% (FIGURA 26).

Figura 26 – Gráfico de sólidos suspensos voláteis do afluente e efluente na partida

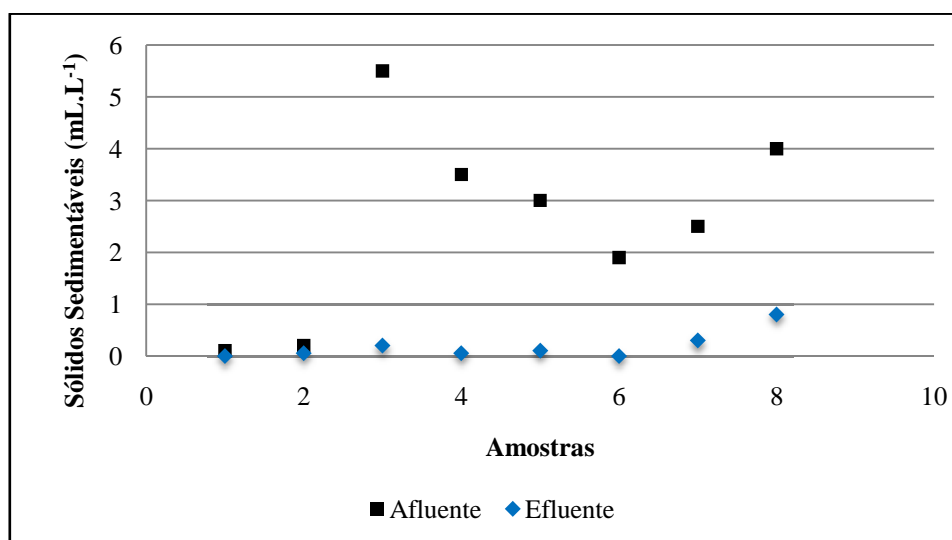


Fonte: Do próprio autor.

Essas instabilidades podem ser causadas pelas variações de carga hidráulica aplicada, uma vez que as vazões de entrada, na primeira etapa, não eram constantes.

Observa-se na Figura 27, que os sólidos sedimentáveis no afluente tiveram oscilações significativas, enquanto os valores de sólidos no efluente mantiveram-se constantes e abaixo de 1mL.L^{-1} , durante toda a etapa de partida. Estes baixos valores de sólidos denotam a capacidade do reator de assim retê-los, de modo a encorpar a formação da manta de lodo neste período.

Figura 27 – Gráfico de Sólidos Sedimentáveis durante a partida



Fonte: Do próprio autor.

Pode-se ainda notar, que nas últimas análises do período de partida, a taxa de saída dos sólidos sedimentáveis começava a aumentar e a remoção a diminuir, pois a biomassa presente no reator começava a ser suficiente.

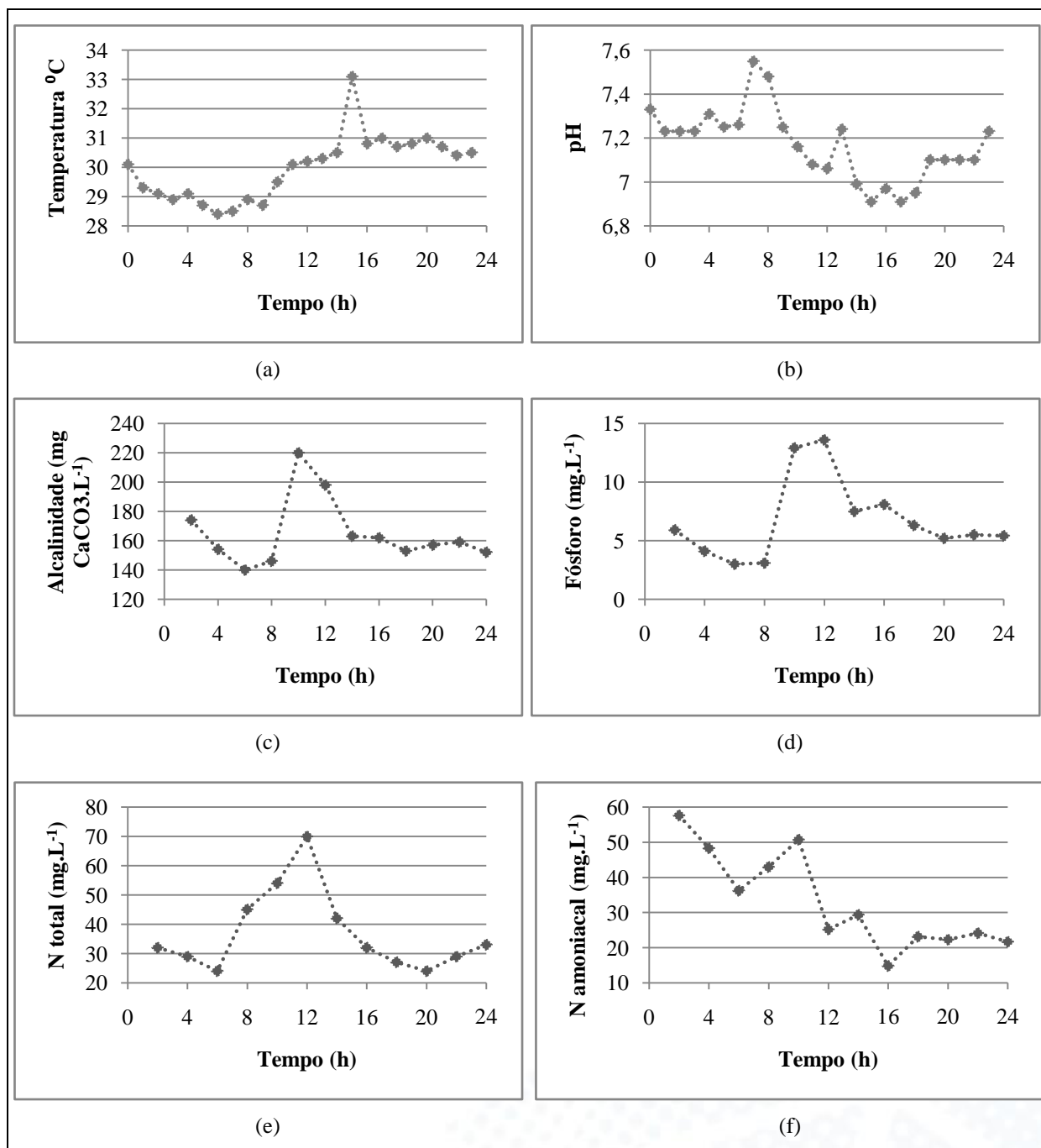
Na pesquisa de Nour (1996), houve uma redução drástica dos sólidos sedimentáveis no início da operação do reator sem inóculo. Contudo, após este início, ocorreu o aumento de sólidos no efluente, de forma a existir uma boa remoção no interior do reator. Esta remoção comumente sucede no início da formação do lodo no seu interior.

Caracterização do esgoto afluente (perfil de 24 horas)

A caracterização do esgoto afluente foi realizada nos dias 29 e 30/01/2013, por meio de uma campanha de 24 horas. As amostras foram coletadas de hora em hora, homogeneizando-as a cada duas horas para a execução das análises.

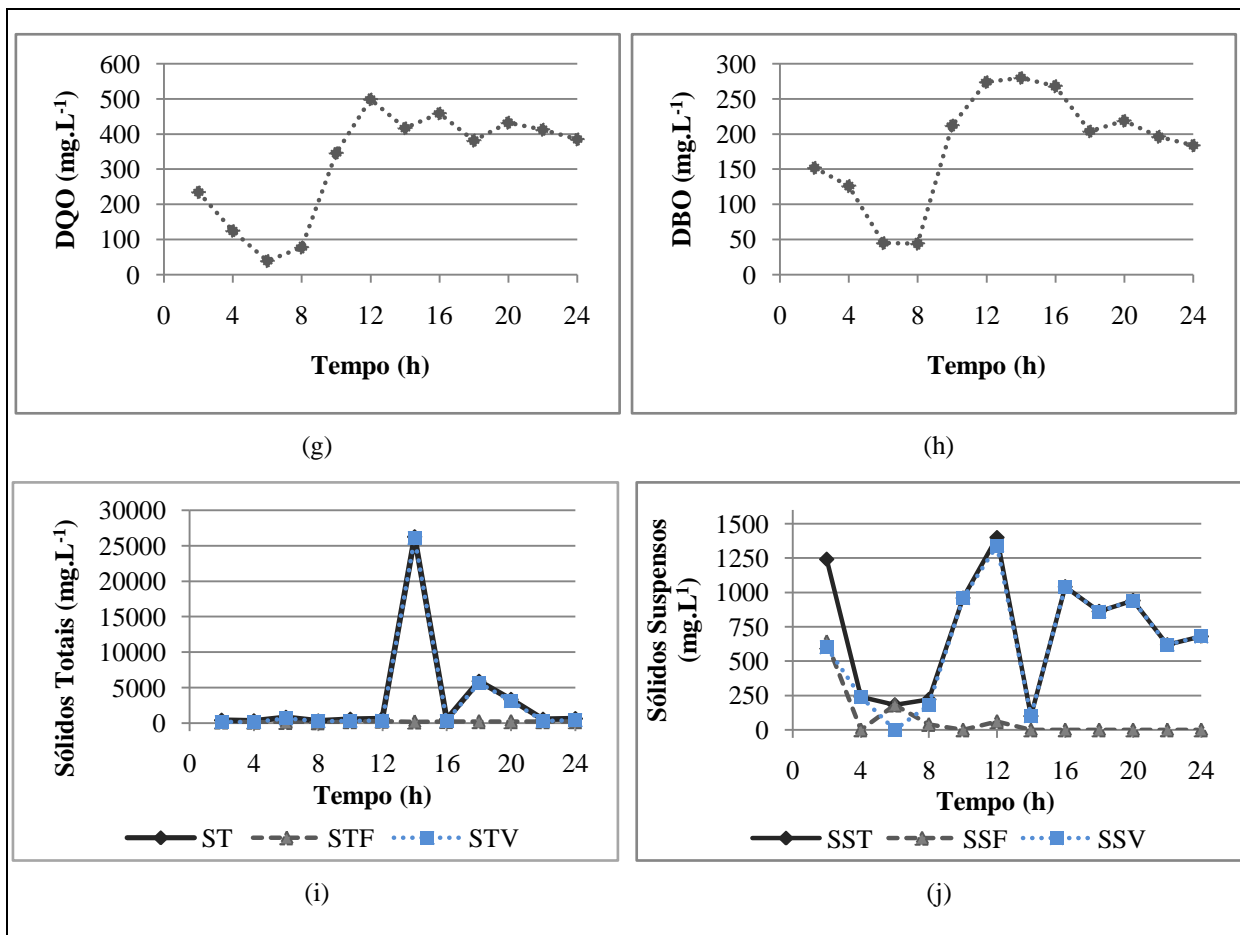
A Figura 28 apresenta os resultados dessa caracterização, onde os picos mais acentuados representam algumas características do substrato obtidas em função da hora do dia. Os valores dos eixos x representam os horários reais analisados, ou seja, 24h equivale à meia-noite e assim por diante.

Figura 28 – Caracterização do esgoto afluyente em campanha de 24 horas



Fonte: Do próprio autor.

Continuação...



Legenda: a) temperatura, b) pH, c) alcalinidade, d) fósforo, e) nitrogênio total, f) nitrogênio amoniacal, g) DQO, h) DBO, i) sólidos totais, j) sólidos suspensos.

Fonte: Do próprio autor.

De acordo com as características do substrato adquiridas, pode-se notar que os gráficos de alcalinidade, fósforo e nitrogênio total e amoniacal apresentaram picos máximos entre às 10h e 14h. Os gráficos referentes à matéria orgânica do substrato (DQO e DBO) apresentam tendências semelhantes, com aumentos de concentração a partir das 10h e assim prosseguiram. O de temperatura, como esperado, apresentou máximas no período vespertino com saliência no horário das 15h.

Com a caracterização do esgoto afluente, pode-se notar ainda que o horário de maior concentração dos parâmetros ocorreu ou teve início no período da manhã, horário este em que as amostras do presente estudo foram coletadas.

De acordo com Tchobanoglous (1991), a Tabela 10 indica a composição típica do esgoto sanitário, classificando-o como fraco, médio e forte, a depender dos valores de parâmetros.

Tabela 10 - Composição típica do esgoto sanitário e média dos resultados obtidos

Parâmetros	Esgoto Sanitário			Esgoto sanitário estudado
	Fraco	Médio	Forte	
DQO _{total} (mg.L ⁻¹)	250	500	1000	317,25
DBO (mg.L ⁻¹)	110	220	400	183,7
ST (mg.L ⁻¹)	350	720	1200	1.384,7
SST (mg.L ⁻¹)	100	220	350	706
SSF (mg.L ⁻¹)	20	55	75	77
SSV (mg.L ⁻¹)	80	165	275	630

Fonte: Adaptado de Tchobanoglous (1991)

A média de DQO na caracterização do substrato em estudo foi de 317,25 mg.L⁻¹ e a de DBO, 183,7 mg.L⁻¹. Ao comparar estes com valores na Tabela 03, verifica-se que o esgoto apresenta composição entre fraco e médio. Quanto à concentração de sólidos, os valores demonstraram que o esgoto apresentava composição forte, com médias de ST 1.384,7 mg.L⁻¹, SST 706 mg.L⁻¹, SSF 77 mg.L⁻¹ e SSV 630 mg.L⁻¹.

5.2 Operação e acompanhamento do sistema – Etapa II

Considera-se nesta etapa, o período de monitoramento e operação do sistema diário, após a finalização da partida do reator, com vazão constante de 0,080m³.h⁻¹. O monitoramento durou por pouco mais de quatro meses devido a problemas que ocorreram nesta etapa e que na anterior não ocorrera.

Além das análises rotineiras, realizaram-se também ensaios de Coliformes Termotolerantes, Atividade Metanogênica Específica do lodo e o cálculo da produção teórica de metano que servem de base para esta pesquisa.

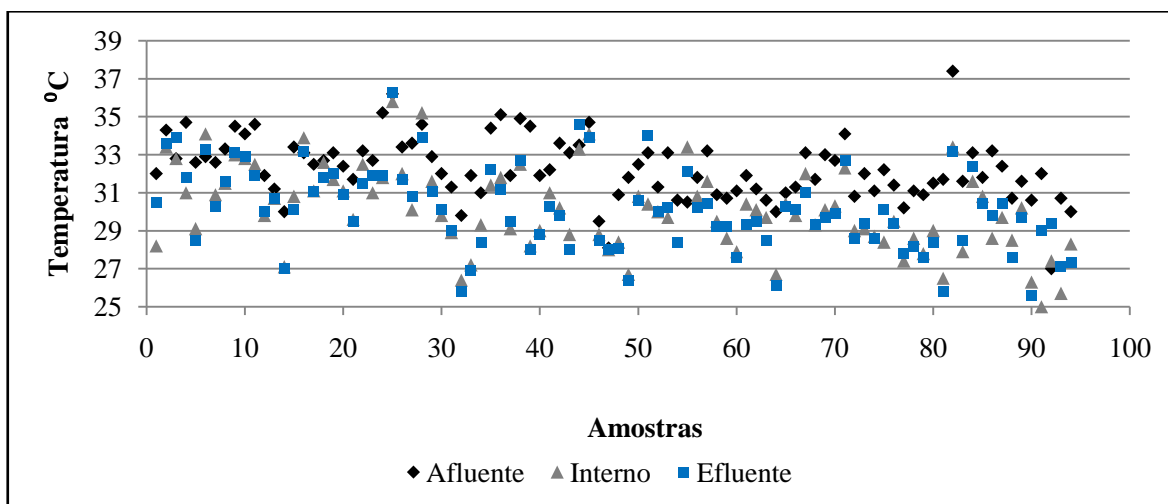
Temperatura

Nesta etapa, a temperatura afluyente se apresentou mais elevada quando comparada as temperaturas interna e efluente ao reator. A média do afluyente foi de 32,2°C, e aproximadamente 30°C para o líquido interno do reator e o efluente.

Na Figura a seguir, podem ser observadas as variações diárias de temperatura nos pontos de amostragem, que no geral variaram de 25,7°C a 37,4°C, nas estações primavera e verão. Tais estações caracterizam-se por temperaturas mais elevadas, favorecendo o bom desempenho do reator.

Assim, no mesmo caso que ocorreu na partida, o reator sempre se encontrou na faixa mesófila, adequada ao bom crescimento dos microrganismos anaeróbios.

Figura 29 - Temperaturas afluyente, interna e efluente ao reator



Fonte: Do próprio autor.

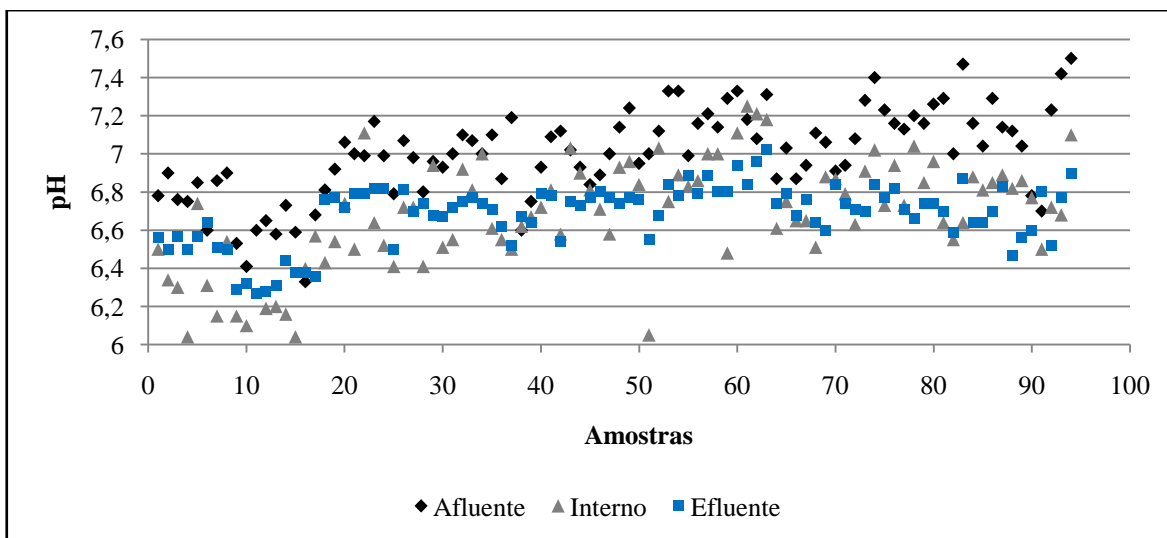
Potencial Hidrogeniônico

Na Figura 30 o valor do afluyente apresentou média de pH 7,0, o líquido interno e o efluente do reator apresentaram cerca de pH 6,7, com monitoramento diário.

O pH afluyente obteve grandes variações de 6,4 a 7,5, afetando diretamente o restante do sistema, mais especificamente a parte interna do reator. Este ponto caracterizou-se no início desta etapa com valores mais baixos, e após certo tempo manteve-se em equilíbrio entre o pH afluyente e efluente.

Diante dos resultados apresentados, o sistema conseguiu manter-se estável quanto à variação de pH. Não houve variações bruscas, uma vez que o efluente obteve um pH mínimo de 6,27 e o interno de 6,0.

Figura 30 - pH afluente, interno e efluente ao reator no período de operação



Fonte: Do próprio autor.

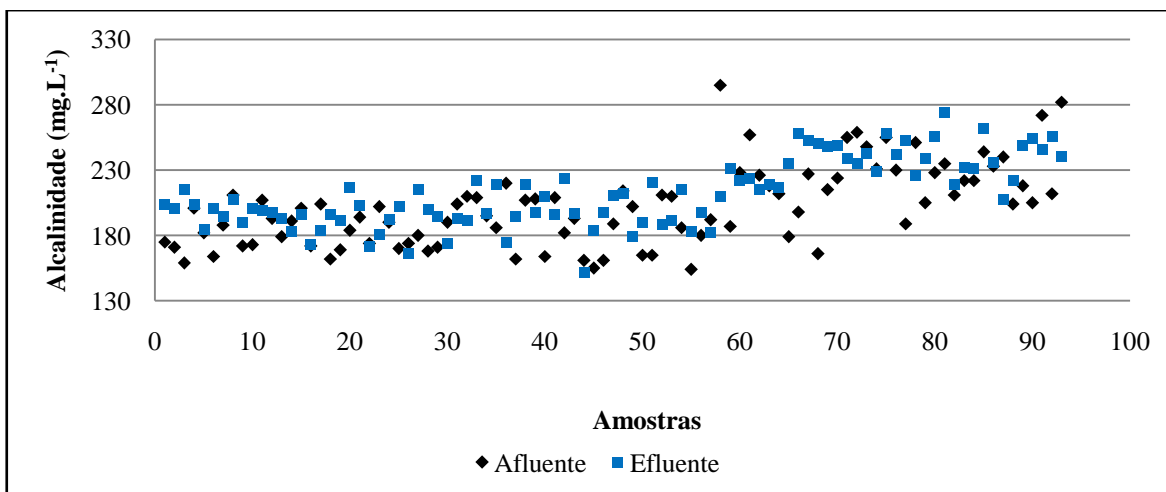
Alcalinidade

Os valores apresentados na Figura 31 demonstram baixa alcalinidade no início desta etapa, com 155 no afluente e 152mg.L⁻¹ no efluente, tendo sido realizada análise diária.

Comumente no verão, devido ao maior consumo de água e conseqüentemente a sua carência, a prefeitura do município coloca em funcionamento um poço adicional de água. Este poço se caracteriza por apresentar água com maior dureza, cerca de 200 mg.L⁻¹, sendo o comum em torno de 90mg.L⁻¹; e por obter uma vazão equivalente a três ou quatro poços do município.

Além deste fato, a ocorrência de problemas de funcionamento do sistema e outras interferências podem ter afetado diretamente o sistema quanto aos valores de alcalinidade, contudo, a causa não é conclusiva.

Figura 31 - Valores de alcalinidade afluente e efluente durante a operação do sistema



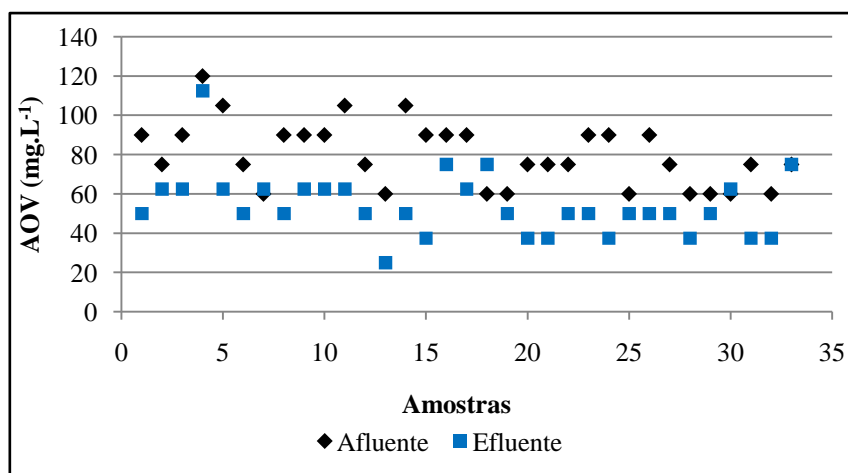
Fonte: Do próprio autor.

No estudo de Nour (1996), esse mesmo parâmetro apresentou valores mais baixos, com oscilações que foram de 120 até 250mg.L⁻¹, onde a alcalinidade mais elevada proporcionava valores de pH próximos a 7,0. Em seus últimos meses de pesquisa, ocorreu ainda a estabilidade de seu sistema, com valores próximos a 120 mg.L⁻¹.

Ácidos Orgânicos Voláteis

No período de partida, o sistema encontrava-se instável, de modo que a concentração de AOV foi relativamente maior quando comparado à etapa de operação. A análise de AOV foi realizada cerca de três vezes na semana e de acordo com a Figura 32 e com dados de alcalinidade desta etapa, quando houve aumento da concentração de alcalinidade, a concentração de ácidos voláteis diminuiu e manteve-se com média efluente de 54mg.L⁻¹.

Figura 32 - AOV no período de operação



Fonte: Do próprio autor.

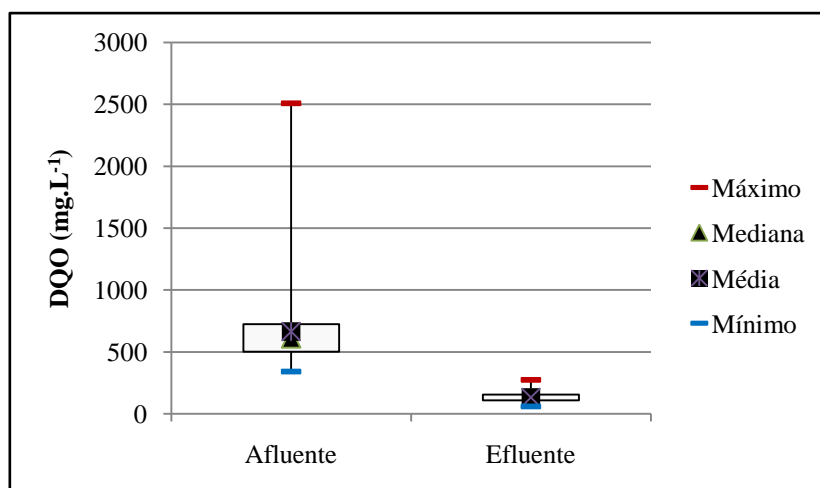
Ao final desta etapa, a concentração de ácidos orgânicos voláteis aparenta encontrar-se em processo de estabilização, provavelmente pela presença de bactérias metanogênicas que os degradam, de forma a não ter o acúmulo de ácidos e consequentemente a não acidificação do reator.

Demanda Química de Oxigênio - DQO

O monitoramento da DQO foi realizado diariamente com o intuito de controle do sistema. O afluente apresentou grande faixa de amplitude (Figura 33), variando de 342 a 2.509mg.L⁻¹. Conforme apresentado em Box-plot, ocorreram poucos picos no afluente, de forma a considerá-los dados discrepantes, que possivelmente ocorreram diante das falhas no sistema que aconteceram de modo pontual e foram anteriormente citadas.

O efluente manteve-se estável, sem picos e grandes variações, dentro de uma faixa que variou de 59 a 273mg.L⁻¹, prevalecendo no maior tempo com variação menor.

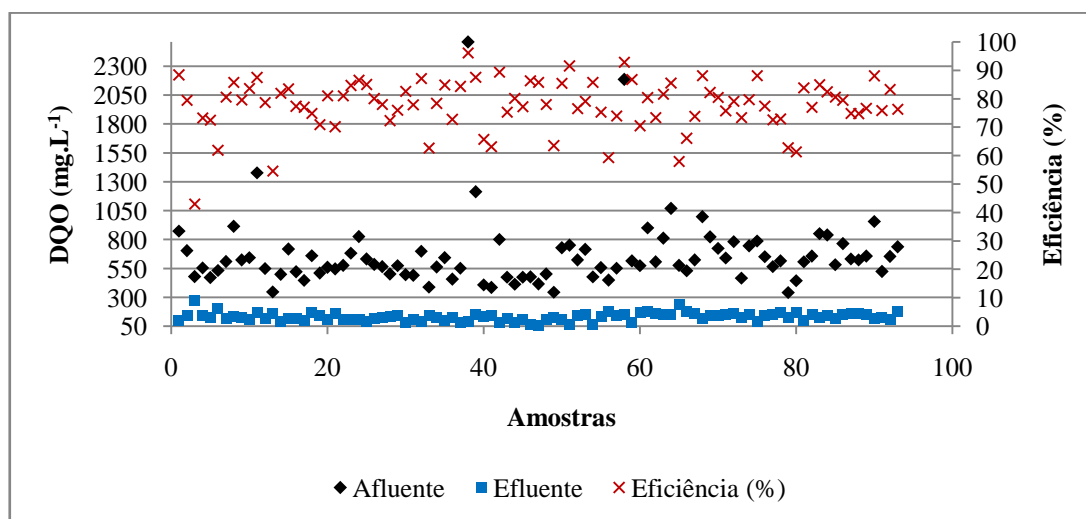
Figura 33 - Box-plot da DQO afluente e efluente na etapa de operação



Fonte: Do próprio autor.

A Figura 34 apresenta a eficiência de remoção da DQO no sistema, o qual obteve uma média aproximada de 80%, tendo alcançado valores de remoção acima deste. Dessa forma, no período de operação pode-se constatar um melhor equilíbrio e estabilidade do sistema.

Figura 34 - Gráfico de remoção da DQO na etapa de operação



Fonte: Do próprio autor.

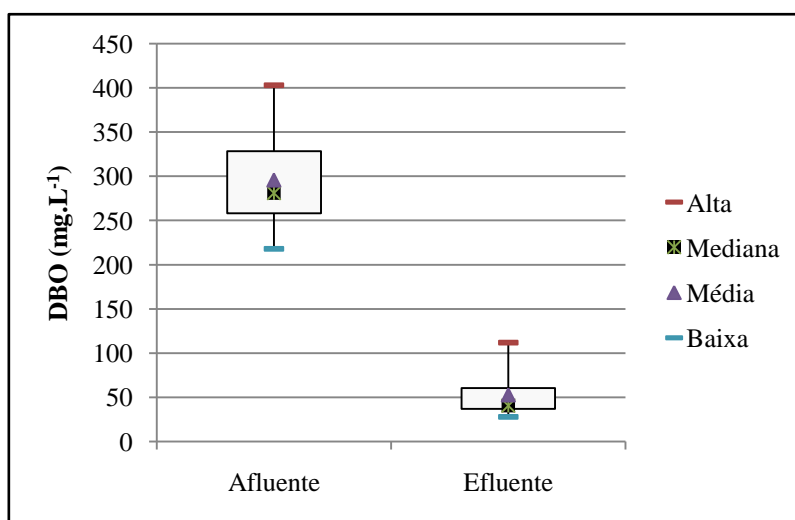
No estudo de Moraes et al. (2001), realizou-se o monitoramento de um reator UASB tratando esgoto doméstico com diversos problemas operacionais. Apesar dos problemas encontrados no período de monitoramento, a DQO efluente média foi de 234

e DQO afluente média de 654mg.L^{-1} , alcançando ainda para o efluente, uma DQO de 169mg.L^{-1} . Assim, o estudo de Moraes apresentou um resultado baixo, mas satisfatório, considerando-se as condições precárias e desfavoráveis de operação do sistema.

Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO₅

Assim como no período de partida, a DBO afluente e efluente apresentou valores menos discrepantes, quando comparados aos de DQO. A DBO foi analisada semanalmente, sendo que o afluente trabalhou em uma faixa de 218 a 403mg.L^{-1} , e o efluente entre 28 e 112mg.L^{-1} (FIGURA 35).

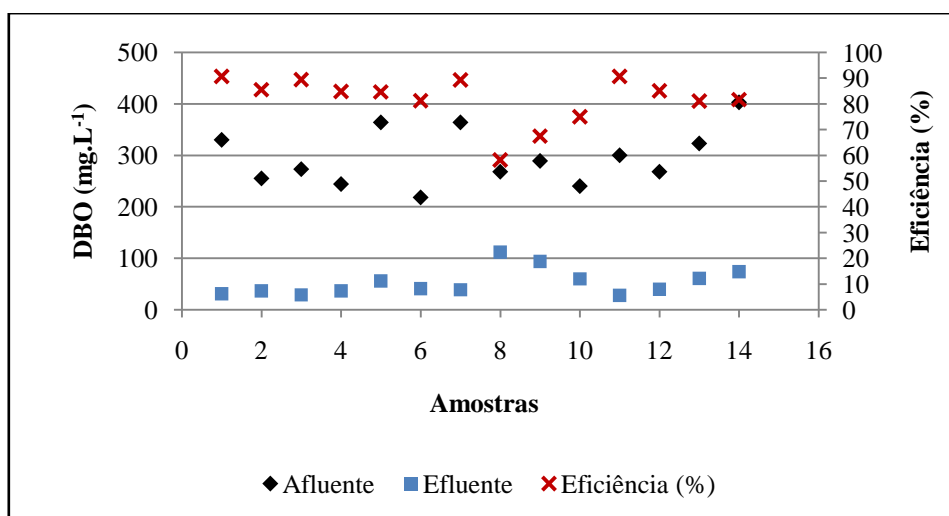
Figura 35 - Box-plot da DBO afluente e efluente na etapa de operação



Fonte: Do próprio autor.

Na Figura 36 pode ser visto a eficiência de remoção da DBO, que obteve valores altos na maior parte das amostras. A média de remoção foi de aproximadamente 78%, isso porque alguns períodos de coleta ocorreram logo após os problemas que impediram o bom funcionamento do reator.

Figura 36 - Gráfico de remoção da DBO na etapa de operação



Fonte: Do próprio autor.

De acordo com a Resolução nº430, de 13 de maio de 2011 que dispõe sobre as condições e padrões de lançamentos de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, no Capítulo II, Art.16, das condições de lançamento de efluente, a DBO deverá apresentar remoção mínima de 60%, sendo que este limite só poderá ser reduzido no caso de existência de estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor.

Assim, a DBO como parâmetro de controle, se encontra dentro dos padrões de lançamento de efluentes, uma vez que apresentou média de remoção de 78%. Quando obteve concentração de efluente máxima de 112mg.L⁻¹, também apresentou a menor eficiência de remoção, de 58%.

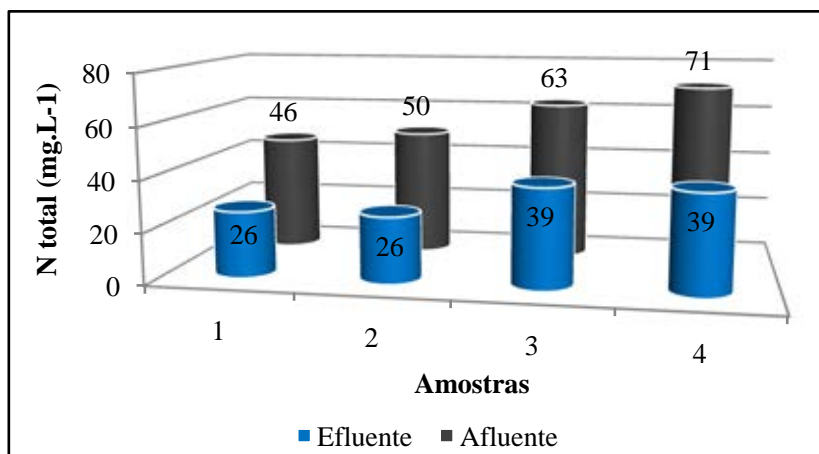
Nutrientes

A remoção dos nutrientes nesta etapa assemelha-se à encontrada na etapa da partida, a qual teve baixa eficiência de remoção tanto de nitrogênio quanto de fósforo. As análises foram realizadas mensalmente, e apresentou concentrações adequadas, não sendo um fator limitante para o crescimento das bactérias nesse processo de digestão anaeróbia.

Dessa forma, de acordo com a Figura 37, o nitrogênio no afluente teve variação de 46 a 71 mg.L⁻¹, e o efluente 26 a 39 mg.L⁻¹, com remoção de aproximadamente 44%.

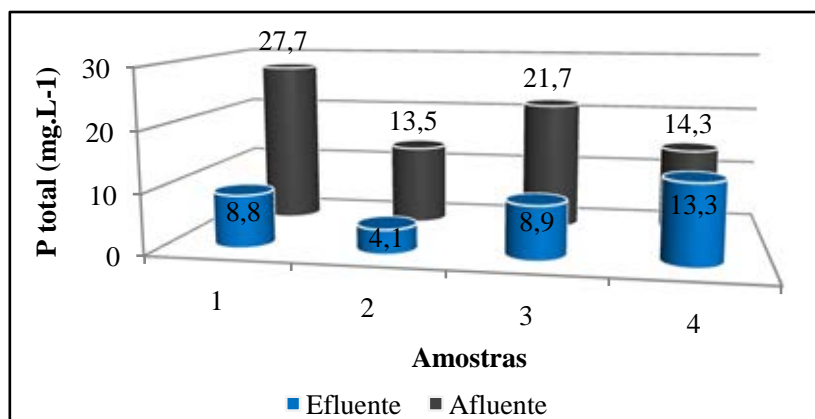
No gráfico de fósforo (FIGURA 38), o afluente apresentou média de $18,84 \text{ mg.L}^{-1}$, e o efluente cerca de $8,8 \text{ mg.L}^{-1}$. Não houve muitas variações na entrada e saída, com eficiência de remoção 51%. Contudo, na última análise mensal realizada, não houve remoção, podendo ser atribuído ao mês em que houve aumento da alcalinidade.

Figura 37 - Gráfico de nitrogênio na etapa de operação



Fonte: Do próprio autor.

Figura 38 - Gráfico de fósforo na etapa de operação



Fonte: Do próprio autor.

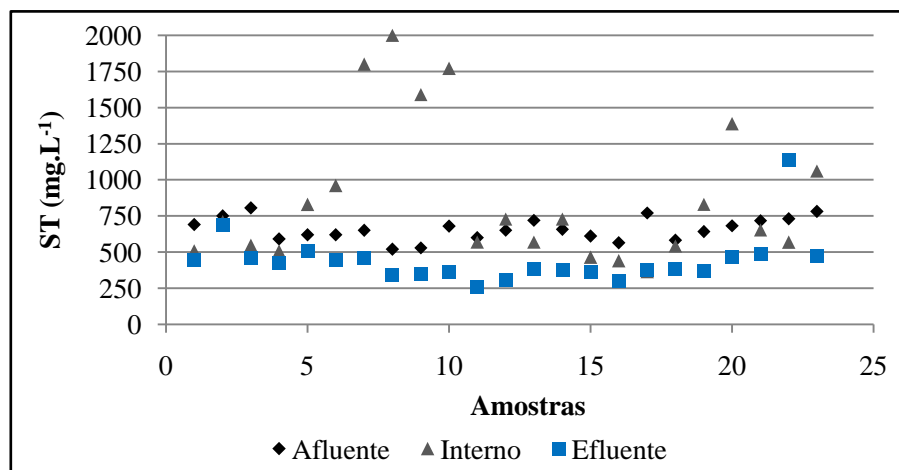
Sólidos Totais

De acordo com a Figura 39, a análise de sólidos totais foi realizada semanalmente, demonstrando-se mais presente no afluente que no efluente, com médias

de 659 e 442,6mg.L⁻¹, respectivamente. As variações foram limitadas nesses pontos, e apenas no líquido interno do reator ocorreram picos.

Obteve-se uma remoção média de 33,2%, com baixas porcentagens de remoção, uma vez que, poucas vezes alcançou-se eficiência de 50%. E na penúltima análise o efluente ainda apresentou maior presença de sólidos.

Figura 39 - Gráfico de Sólidos Totais no período de operação



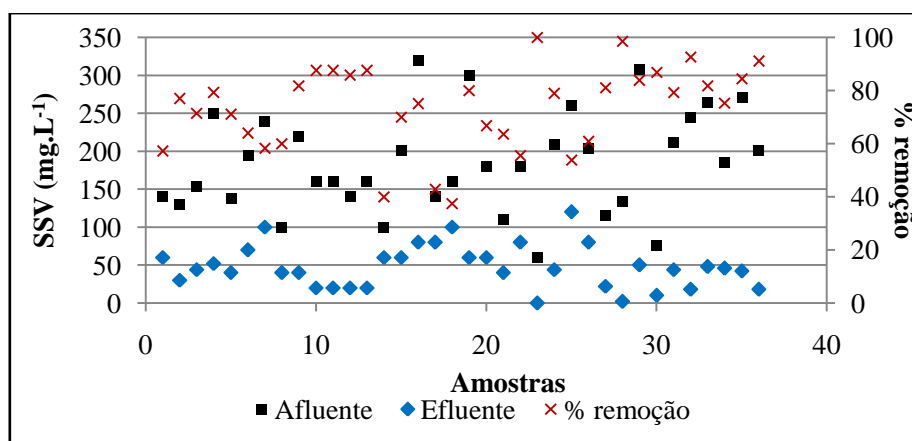
Fonte: Do próprio autor.

Sólidos Suspensos Voláteis

Os valores de sólidos suspensos voláteis apresentam-se na figura a seguir, onde o afluente teve média de 183,8mg.L⁻¹ com oscilações entre 60 e 320mg.L⁻¹, e o efluente com média de 47,7 mg.L⁻¹ e menor amplitude.

Obteve-se uma média de remoção dos SSV de 73,5%, a qual oscilou conforme as oscilações do afluente. Como encontrado em outras pesquisas, ocorreu um leve aumento na eficiência de remoção desses sólidos, pois se espera que com o aumento e estabilidade da biomassa, ela retenha os sólidos em suspensão, mais difíceis de sedimentação.

Figura 40 - Gráfico de Sólidos Suspensos Voláteis na operação



Fonte: Do próprio autor.

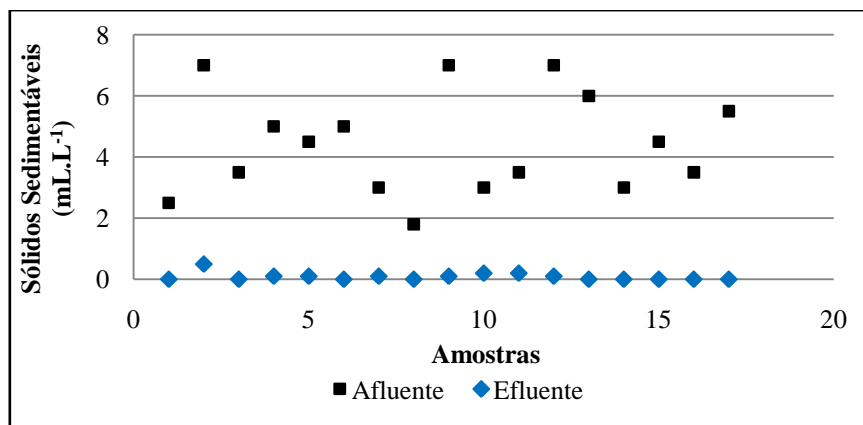
Sólidos Sedimentáveis

Durante todo o período de operação, o efluente do reator apresentou quantidade de sólidos sedimentáveis pouco significativos, menos que 1mL.L^{-1} , enquanto o afluente apresentou grandes oscilações, alcançando 7mL.L^{-1} , como pode ser visto nas análises semanais na Figura 41. A remoção de sólidos sedimentáveis apresentou-se efetiva, podendo ser explicada pela boa sedimentabilidade do lodo que consequentemente ficou retido no reator.

No estudo de Povinelli (1994) que cita van Haandel e Lettinga (1992), ambos apresentaram no início do reator UASB ausência de sólidos sedimentáveis no efluente; e após certo tempo sucedeu o aumento dos mesmos, devido à saturação da manta de lodo.

Nesta pesquisa, ainda não houve aumento de tais sólidos no efluente, uma vez que, seu período de operação ainda é recente. Contudo, quando da ocorrência, é necessário realizar a descarga de lodo do reator.

Figura 41 - Gráfico de Sólidos Sedimentáveis no período de operação



Fonte: Do próprio autor.

Coliformes Termotolerantes

Nesta etapa, foram realizadas duas análises de Coliformes Termotolerantes, a primeira em dezembro de 2012 e a segunda em março de 2013. Na primeira análise, o afluente apresentou $2,8 \times 10^3$ NMP/100mL e o efluente, $9,4 \times 10^2$ NMP/100mL, resultando em 66,4% de remoção. Enquanto a segunda análise apresentou uma remoção maior, mas não relevante de 85,7%, com $4,9 \times 10^3$ NMP/100mL no afluente e 7×10^2 NMP/100mL no efluente.

Van Haandel e Lettinga (1994) encontraram eficiência de remoção semelhante no estudo de Pedregal, com 80% para a *E. coli*. Eles atribuíram esta alta taxa a processos não biológicos, e concluíram que apesar da elevada taxa, o sistema não produzia efluente com qualidade higiênica suficiente, sendo necessário tratamentos adicionais para efluentes com baixos teores de patogênicos.

5.3 Partida e operação do sistema – Etapas I e II

De forma a ampliar a visão geral dos resultados obtidos no presente estudo, a Tabela a seguir corresponde à média afluente e efluente de cada parâmetro analisado durante todo o período de monitoramento, que engloba as duas etapas (partida e operação), além de apresentar a eficiência de remoção geral e a eficiência de remoção apenas na etapa de operação. Esta última encontra-se inserida na Tabela 11 com o intuito de apresentar a estabilidade alcançada pelo sistema após o período de partida.

De modo geral, os valores médios de temperatura encontraram-se em uma faixa adequada para o bom funcionamento do reator nas duas fases (APÊNDICE A). Relativo ao pH, apesar das variações no período de partida, posteriormente pode-se constatar a ocorrência de equilíbrio do sistema. Os parâmetros acerca da remoção de matéria orgânica mostraram-se satisfatórios, considerando tanto o período completo de monitoramento quanto apenas a etapa de operação, ambos com valores acima de 65%.

Tabela 11 - Resultados do monitoramento das etapas de partida e operação do reator compartimentado

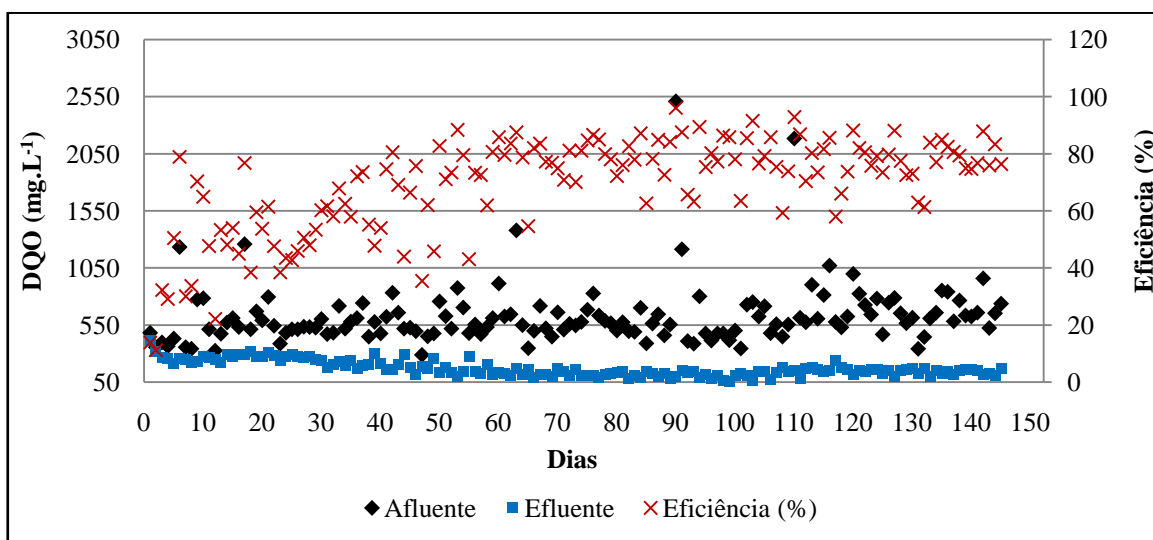
Parâmetro	Médias		Eficiência de remoção geral (%)	Eficiência de remoção na etapa de operação (%)
	Afluente	Efluente		
Temperatura	32,3	30	-	-
pH	7,03	6,73	-	-
Alcalinidade (mg.L ⁻¹)	193,0	197,3	-	-
DQO (mg.L ⁻¹)	614,7	186,0	65,8	77,8
DBO (mg.L ⁻¹)	315,5	95,5	67,6	77,7
Nitrogênio (mg.L ⁻¹)	51,8	35,1	29,6	43,7
Fósforo (mg.L ⁻¹)	16,5	8,4	44,4	51
Sólidos Totais Voláteis (mg.L ⁻¹)	349,5	219,2	42,4	46,23
Sólidos Suspensos Voláteis (mg.L ⁻¹)	181,5	50,0	72,1	73,53
Sólidos Sedimentáveis (ml.L ⁻¹)	3,5	0,1	95,0	98,20

Fonte: Do próprio autor.

A quantidade de nutrientes mostrou-se suficiente, não sendo considerado fator limitante para o desenvolvimento da biomassa, além de não ser esperada remoção significativa destes, uma vez que o tipo de reator em estudo não possui esta finalidade. Quanto à série de sólidos, as eficiências de remoção do SSV e SS apresentaram um encaminhamento coerente da estabilidade da biomassa, bem como boa sedimentabilidade do lodo no reator.

Ainda em relação ao parâmetro da DQO, a Figura 42 apresenta os valores de DQO afluente e efluente do período inicial a final do monitoramento, englobando a partida e operação do sistema. A escolha de apresentar apenas este parâmetro decorre de sua maior visibilidade na evolução do sistema, com monitoramento diário e valor mais significativo quanto à eficiência de remoção de matéria orgânica (APÊNDICE B).

Figura 42 - Valores de DQO afluente e efluente durante o monitoramento contínuo das etapas de partida e operação



Fonte: Do próprio autor.

Assim, após o período de adaptação e alcance da vazão plena, que ocorre a partir do dia 51, o sistema apresenta breve instabilidade para posteriormente estabilizar-se novamente com valores médios de 77,8% de remoção da matéria orgânica. Além de terem sido alcançados valores acima de 90% de eficiência de remoção.

5.4 Cálculo da produção teórica de metano

Devido à falta de equipamento necessário para a realização da análise de quantificação de biogás gerada, tal análise não foi realizada como previsto inicialmente no projeto. Assim, por meio das equações mostradas a seguir, a produção de metano pode ser apenas estimada utilizando valores adquiridos nesta pesquisa, como: vazão, DQO afluente e efluente.

$$DQO_{CH_4} = Q \times (S_0 - S) - Y_{OBS} \times Q \times S_0 \quad (21)$$

$$DQO_{CH_4} = 0,8427 \text{ kgDQO/d}$$

$$Q = 0,08 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$S_0 = 664,62 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$S = 132,20 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$Y_{OBS} = 0,17 \text{ kgDQO}_{\text{lodo}}/\text{kgDQO}_{\text{apl}}$$

$$f(T) = \frac{P \times K_{DQO}}{R \times (273 + T)} \quad (22)$$

$$f(T) = \frac{1 \times 64}{0,08206 \times (273 + 30,05)} = 2,57 \text{ kgDQO/m}^3 \quad (23)$$

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)} \quad (24)$$

$$Q_{CH_4} = \frac{0,8427 \text{ kgDQO}_{CH_4}/\text{d}}{2,57} = 0,3278 \text{ m}^3/\text{d} \quad (25)$$

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (26)$$

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{0,3278 \text{ m}^3/\text{d}}{0,75} = 0,43 \text{ m}^3/\text{d} \quad (27)$$

O cálculo estimado da produção teórica de metano no reator estudado apresentou os seguintes valores para uma produção diária: 0,43m³ de biogás, sendo destes, aproximadamente 0,32m³ de metano. Contudo, de acordo com Van Haandel e Lettinga (1994 apud BORGES et al., 2009) deve-se ainda considerar que na prática, as perdas estarão entre 20 e 50% da produção teórica, obtendo-se valores próximos a esta margem de variação.

5.5 Atividade Metanogênica Específica

A fim de se avaliar a qualidade do lodo, proveniente da lagoa de estabilização, que foi utilizado como inóculo no período de partida e o lodo presente no reator no período estacionário, realizou-se os ensaios de AME.

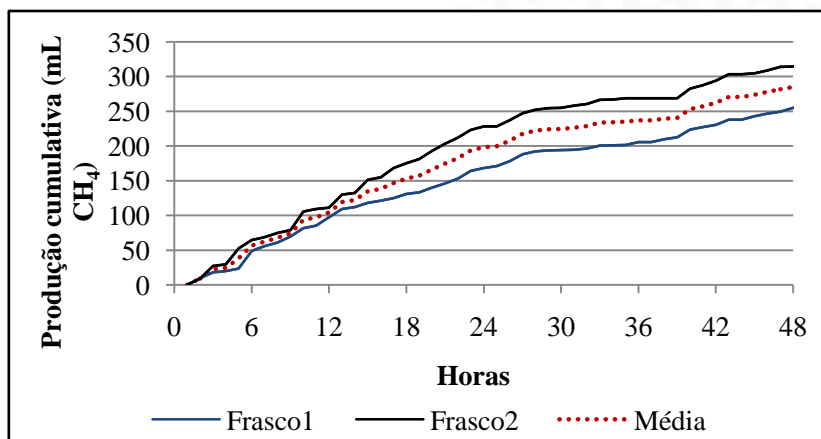
Diante dos resultados obtidos nos dois ensaios, foi possível verificar as condições do lodo após o período de partida e estabilização do reator. E assim, determinar a sua qualidade no reator. Contudo, na realização dos dois ensaios deve-se considerar as possíveis interferências que tenham ocorrido, sobretudo no que se diz respeito à utilização do nitrogênio líquido como gás inerte e na adição de NaOH.

5.5.1 Teste I

Neste primeiro ensaio utilizou-se o lodo retirado do terceiro compartimento do reator (câmara externa), aproximadamente após seis meses desde a partida. O tempo de monitoramento do ensaio foi limitado em 48 horas, não sendo possível a visualização de sua estabilização. Contudo, considerou-se a inclinação do trecho da curva de produção de metano encontrada na Figura 43. Com este dado e outros anteriormente determinados, foi possível calcular a atividade metanogênica específica do lodo.

No teste utilizou-se uma concentração de sólidos totais voláteis aproximada de 2 gSTV.L⁻¹. O teste apresentou uma produção de CH₄ máxima de 262,2 mL para o Frasco 1 e 319,7 mL para o Frasco 2.

Figura 43 - Produção cumulativa de metano no primeiro ensaio de AME



Fonte: Do próprio autor.

Para o cálculo da AME, com a média dos dois frascos, utilizou-se a equação abaixo:

$$AME = \frac{\partial CH_4}{\partial t} \times \frac{1}{V \times [\text{]lodo} \times f_{CH_4}} \quad (28)$$

Pode-se constatar que a AME máxima obtida foi de 0,28 gDQO_{CH₄}/gSTV.d.

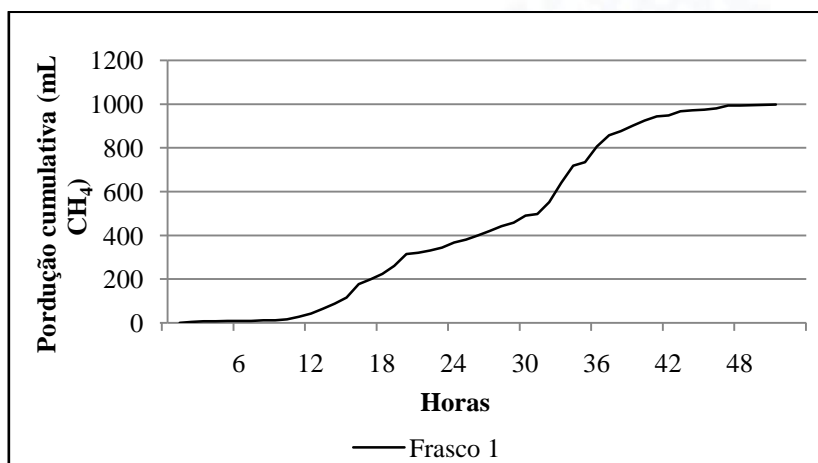
5.5.2 Teste II

O segundo ensaio foi realizado com lodo da lagoa de estabilização, proveniente da mesma utilizada para inoculação do reator. A metodologia e as soluções empregadas neste ensaio, diferenciaram-se apenas na concentração da solução de arraste, no caso uma maior concentração de NaOH; e no tempo de ensaio, pois após a realização do primeiro teste, constatou-se a necessidade de um monitoramento mais prolongado com o intuito de determinar o término da produção.

Contudo, de acordo com Barros (2010), geralmente não há necessidade de prolongar o tempo do teste, uma vez que, depois de 48h provavelmente, o processo de degradação da matéria orgânica se torna endógeno, ou seja, ocorre a mineralização do substrato.

Os dois ensaios foram realizados em duplicata, porém neste segundo, ocorreram problemas com o Frasco II que conseqüentemente levaram a perda de seus dados.

Figura 44 -Produção cumulativa de CH₄ no segundo ensaio



Fonte: Do próprio autor.

Para o cálculo da AME, utilizou-se a mesma equação que a anterior:

$$AME = \frac{0,88 \text{ gDQO}_{\text{CH}_4}}{\text{gSTV} \cdot \text{d}} \quad (29)$$

Diante dos resultados do primeiro e segundo ensaio de AME foi possível constatar que o lodo, proveniente da lagoa de tratamento, possui atividade metanogênica específica maior que o encontrado no reator.

A AME máxima do lodo dentro do reator após seis meses de monitoramento foi de 0,28 gDQO_{CH4}/gSTV.d; enquanto o lodo, utilizado como inóculo para a partida do reator, apresentou 0,88 gDQO_{CH4}/gSTV.d.

6 CONCLUSÃO

Diante dos resultados obtidos, pode-se notar que o período de partida estendeu-se aos dois meses programados para tal fim, uma vez que não houve estabilização concreta de todos os parâmetros e que ainda ocorria o aumento gradual da vazão afluente. Embora as eficiências de remoção de matéria orgânica encontradas na partida fossem baixas e apresentassem grandes variações, com média aproximada de 54% (DQO), também foram consideradas satisfatórias, uma vez que os sistemas anaeróbios, no geral, não são estáveis durante esta etapa.

Na segunda etapa do monitoramento, o sistema apresentou melhora na qualidade do efluente, com baixas cargas orgânicas, média de 135 mg.L^{-1} , obtendo-se uma média de remoção de 80%, além do alcance de mais de 90% de eficiência de remoção em termos de DQO. Assim, apesar da ocorrência de problemas de operação nesta fase, os quais influenciaram no resultado da análise de alguns parâmetros, o reator apresentou bons resultados e estabilidade, voltando ao seu equilíbrio nas últimas semanas de operação.

Tanto para remoção de nutrientes quanto de patogênicos, o reator não se mostrou suficientemente eficiente. Assim, encontrou-se um sistema com semelhante comportamento aos reatores UASB, os quais necessitam de tratamentos posteriores para esta finalidade.

O lodo utilizado para inoculação do reator apresentou uma melhor qualidade quando comparado ao lodo presente dentro do reator, podendo ter ocorrido sua depreciação.

Os resultados de AME encontrados podem ainda estar superestimados, tendo servido apenas como base para compará-los e notar que o lodo utilizado para inóculo foi favorável a adaptação e evolução dos microrganismos no reator.

7 RECOMENDAÇÕES

A seguir são apresentadas algumas recomendações para futuros trabalhos utilizando o reator anaeróbio compartimentado deste estudo:

- a) acoplar à saída de gás um gasômetro, a fim de se efetuar o monitoramento da produção de biogás, quantificando a produção de biogás e metano gerado;
- b) ensaios microbiológicos do lodo presente no reator e do inóculo;
- c) ensaios hidrodinâmicos com traçador/solução salina;
- d) estudar mais detalhadamente os microrganismos presentes no sistema, como as arqueas metanogênicas e seu funcionamento;
- f) utilizar metodologias mais precisas tanto para a realização do teste de Atividade Metanogênica Específica, devido à complexidade e inexatidão da utilizada, quanto para a análise de Ácidos Orgânicos Voláteis.

REFERÊNCIAS

ABREU, E.F. **Estudo da diversidade microbiana metanogênica em reatores UASB tratando esgoto sanitário**. 2007. 105f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia da UFMG, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.

ABREU NETO, M. S. A. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 192 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

AISSE, M. M. et al. Estudo comparativo do reator UASB e do reator anaeróbio compartimentado sequencial no tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27.. 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: ABES, 2000.

AQUINO, S.F. et al. Metodologias para determinação de Atividade Metanogênica Específica (AME) em lodos anaeróbios. **Eng. Sanitária Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 12, n. 2, p. 192-201, 2007

AVELAR, J. C. **Avaliação da escória de Aciaria (LD) como leito cultivado e leito filtrante no pós-tratamento de efluente de reator UASB compartimentado**. 2008. 153f . Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2008.

AWWA, APHA, WEF. **Standard methods for water and wastewater analysis**. 20. ed. Washington: APHA,1998.

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The use of the Anaerobic Baffled Reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. **Water Research**. New York,v.. 33, n.7, p. 1559-1578, 1999.

BARROS, A.R.M. et al. Acompanhamento da partida de reator UASB através da Atividade Metanogênica Específica – AME.In:CONGRESSO DE PESQUISA E INOVAÇÃO DA REDE NORTE/NORDESTE DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA, 5., 2010, Maceió. **Anais...** Maceió: CONNEPI, 2010. p. 1-8.

BORGES, E.S.M. et al. Tratamento térmico de lodo anaeróbio com utilização do biogás gerado em reatores UASB: avaliação da autossustentabilidade do sistema e do efeito sobre a higienização e a desidratação do lodo. **Eng. Sanitária Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 14, n.3, p. 337-346, 2009.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Resolução CONAMA nº357, de 17de março de 2005. Classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento dos corpos de água superficiais, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, n. 53, p. 58-63,18 mar. 2005.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Resolução CONAMA nº430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, n. 92, p. 89,16 maio 2011.

BWAPWA, J.K. **Analysis of an anaerobic baffled reactor treating complex particulate wastewater in an ABR-Membrane bioreactor unit.** 2010. 122f. Thesis (Master's in Science in Engineering) - Faculty of Engineering, School of Chemical Engineering, University of KwaZulu, Durban, 2010.

CAMPELLO, R.P. **Desempenho de Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (UASB) operando sob condições de temperaturas típicas de regiões de clima temperado.** 2009. 107f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2009.

CARVALHO, K.Q.; SALGADO, M.T.; PIRES, E.C. Influência da variação cíclica de carga hidráulica no comportamento do reator UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande. **Anais...** Petrópolis: Sermograf, 2005.

CERVANTES, F.J; PAVLOSTATHIS, S.G.; VAN HAANDEL, A.C. **Advanced biological treatment processes for industrial wastewater: principles and applications.** [S. l.], IWA Publishing, 2006.

COSTA, E. S. **Proposta de protocolo para projeto de engenharia ambiental de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo.** 2009. 96 f. Dissertação (Mestrado Profissionalizante em Engenharia Ambiental) - Faculdade de Engenharia, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

COLARES, E.R.C.; BENETTI, A.D. Influência da temperatura dos esgotos domésticos na remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos em reator de manta de lodo – ETE Esmeralda – Porto Alegre/RS. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande. **Anais...** Petrópolis: Sermograf, 2005.

CHAGAS, W. F. **Estudo de patógenos e metais em lodo digerido bruto e higienizado para fins agrícolas, das estações de tratamento de esgotos da Ilha do Governador e da Penha no estado do Rio de Janeiro.** 2000. 89 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Saúde Pública) – Fundação Oswaldo Cruz/ENSP, Rio de Janeiro, 2000.

CHERNICHARO, C. A. de L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios.** Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2007. v.5.

CRUZ, L. S. **Variação temporal das comunidades fitoplanctônicas em uma lagoa de polimento de um reator anaeróbio compartimentado tratando esgoto sanitário.**

2005. 173 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2005.

ELMITWALLI, T.; OTTERPOHL, R. Grey water treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor at different temperatures. **Water Science & Technology**, London, v. 64, n. 3, 2011.

FORESTI, E. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgoto doméstico**. 3. ed. Rio de Janeiro: Segrac, 1995.

MEYSTRE, J. A. **Partida de um reator UASB, em escala piloto, para tratamento de efluente doméstico: estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira**. 2007. 112 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia da Energia) - Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

MONTEGGIA, L.O. Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro “atividade metanogênica específica”. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19., 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 1997.

MORAIS, J.C.; KATO, M.T.; FLORENCIO, L. Avaliação de um sistema UASB para tratamento de esgotos domésticos em Jaboatão dos Guararapes, Pernambuco. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, Campo Grande. **Anais...** Petrópolis: Sermograf, 2001.

NAVAL, L.P.; WANDERLEY, T.F. Avaliação de um reator (UASB) em fase de partida sem inóculo, utilizando-se parâmetros físico-químicos e aplicando modelo probabilístico. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000.

NOUR, E.A.A. **Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator anaeróbio compartimentado**. 1996. 148 f. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

PIEROTTI, S.M. **Avaliação da partida de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis**. 2007. 156f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

POETSHC, P.B.; KOETZ, P.R. Sistema de determinação da atividade metanogênica específica de lodos anaeróbios. **Rev. Bras. de Agrociência**, Pelotas, v.4, n. 3, p. 161 - 165, 1998.

POVINELLI, S.C.C. **Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário**. 1994. 181 f. Dissertação (Mestrado em Saúde Pública) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

RAMOS, R.A. **Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal**. 2008. 133 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos) – Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 2008.

RIBAS, M.M.F.; MORAES, E.M.; FORESTI, E. Avaliação da acurácia de diversos métodos para determinação de ácidos graxos voláteis e alcalinidade a bicarbonato para monitoramento de reatores anaeróbios. **Eng. Sanitária Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 12, n. 3, p.240-246, 2007.

RIVELINO, E. P. **Desempenho e caracterização microbiana no processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura**. 2004. 119f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

ROCHA, N.E.P.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C.A.L. Avaliação de desempenho e determinação do perfil de sólidos de um reator UASB em escala real. In: CONGRESSO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Petrópolis: Sermograf, 2003.

ROCHA, M.A.G. **Estudos da atividade metanogênica de lodo e biodegradabilidade anaeróbia de efluentes de indústrias de bebidas**. 2003. 137f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2003.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: Sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v.9, n.2, p.268-275, 2005.

SINGH, K.S.; VIRARAGHAVAN, T. Start-up and operation of UASB reactors at 20°C for municipal wastewater treatment. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, Suita, v. 85, n. 6, p. 609-614, 1998.

SOUZA, C.L; CHERNICHARO, C.A.L; AQUINO, S.F. Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operation conditions. **Water Science & Technology**, London, v. 64, n. 11, p.2259-2264, 2011.

SNIS – Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento. **Diagnóstico dos serviços de águas e esgotos – 2010**. Brasília: MCIDADES/SNSA, 2012.

TCHOBANOGLOUS, G. **Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse**. 3. ed. New York: McGraw - Hill, 1991.

TEIXEIRA, A.R. **Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reatores UASB tratando esgotos domésticos.** 2007. 166f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos:** um manual para regiões de clima quente.[S. l.: s. n.], 1994.

VAN HAANDEL et al. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, Dordrecht, v. 5, n. 1, p. 21-38, 2006.

VAN LIER et al. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, London, v. 43, n. 1, p. 1-18, 2001.

VERSIANI et al. Fatores intervenientes no desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande. **Anais...** Petrópolis: Sermograf, 2005., 2005.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Princípios básicos do tratamento de esgoto.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1996. v.2.

APÊNDICE A - RESULTADOS DOS PARÂMETROS PH E TEMPERATURA

Tabela 12 – Resultados tabelados dos parâmetros pH e temperatura na etapa de partida e operação

Dia da coleta	pH (afluente)	pH (interno)	pH (efluente)	T °C (afluente)	T °C (interno)	T °C (efluente)
12/09/2012	7,1	7,15	6,82	33,2	29,9	29,9
13/09/2012	7,2	7,1	6,8	35,5	29,6	30,8
14/09/2012	7,05	6,86	6,78	32,4	29,4	30,2
15/09/2012	7,27	6,96	6,88	30,1	29,7	29,1
16/09/2012	7,95	6,66	6,74	34,4	32	30,5
17/09/2012	6,85	6,58	6,66	37,5	32	31,6
18/09/2012	7,29	6,57	6,78	32,9	30,2	30,7
20/09/2012	7,35	7,08	6,77	29,6	25,2	24,7
21/09/2012	7,26	7,38	6,89	28,1	24,5	25
22/09/2012	7,15	7,17	6,97	30,4	23,4	24,8
24/09/2012	7,16	7,03	7,07	32,6	31,9	30,9
25/09/2012	7,14	6,95	7,02	26	23,6	22,9
26/09/2012	7,13	7,4	7,09	29,3	25,7	24,1
27/09/2012	7,04	6,63	7,02	26,9	19,7	21
28/09/2012	7,11	7,28	7,04	28,6	22,4	23,6
29/03/2012	7,14	6,6	7	30,3	25,3	25,5
30/09/2012	6,95	6,36	6,88	32,7	30,3	31
01/10/2012	7,25	6,33	6,82	31,6	28,1	29,2
02/10/2012	6,95	6,53	6,81	34,8	32,6	34,1
03/10/2012	7,09	7,05	6,87	32,4	30,6	30,8
04/10/2012	7	6,8	6,84	33,3	31,3	32,6
05/10/2012	7,16	6,93	6,96	33,4	29,6	30,2
06/10/2012	6,93	6,64	6,82	34,7	31	34,7
07/10/2012	6,42	6,51	6,58	34,1	32,7	34,2
08/10/2012	6,75	6,68	6,63	35	33,7	35,5
09/10/2012	7	6,81	6,79	34,5	31	31,2
10/10/2012	6,87	6,41	6,64	36,1	32,5	33
11/10/2012	6,96	6,74	6,69	36	32,2	31,5
12/10/2012	7,16	6,85	6,82	31,1	28,5	29,3
13/10/2012	7,29	6,78	6,86	30,2	26,2	26,7
15/10/2012	7	6,55	6,46	33,4	28,7	28,5
16/10/2012	7,06	6,88	6,77	28,8	27	26,3
17/10/2012	7,03	6,9	6,76	32,9	30,5	29
18/10/2012	7,05	6,77	6,79	32,6	28,8	30,1
19/10/2012	6,87	6,69	6,71	34	29,3	30,7
20/10/2012	6,92	6,63	6,64	33,5	31,8	32,6
23/10/2012	7,14	6,65	6,63	31,7	30,1	30,7

Continuação...

Dia da coleta	pH (afluente)	pH (interno)	pH (efluente)	T °C (afluente)	T °C (interno)	T °C (efluente)
24/10/2012	7,2	6,91	6,84	30,2	28,2	27,9
25/10/2012	7,12	6,72	6,79	32,5	30	30,5
26/10/2012	6,97	6,72	6,63	33,1	30,8	32
27/10/2012	7	6,61	6,62	33,7	30,7	31,8
28/10/2012	6,83	6,52	6,66	35,3	34,1	34,7
29/10/2012	6,87	6,63	6,63	33,3	31,9	32,5
30/10/2012	6,91	6,38	6,68	34,1	33	33,3
31/10/2012	6,96	6,82	6,73	34,2	32,7	33
01/11/2012	7,1	6,34	6,72	31,2	29,7	30,4
02/11/2012	7,3	6,42	6,75	30,5	28,8	28,4
03/11/2012	7,14	6,75	6,83	30,3	29,6	29,8
04/11/2012	6,63	6,36	6,64	33,1	33,2	32,9
05/11/2012	6,94	6,46	6,7	33,1	30,6	31,2
06/11/2012	6,98	6,24	6,8	33,2	31,1	31,7
07/11/2012	7,05	6,34	6,71	33,1	30,2	30,1
10/11/2012	6,78	6,5	6,56	32	28,2	30,5
11/11/2012	6,9	6,34	6,5	34,3	33,4	33,6
12/11/2012	6,76	6,3	6,57	32,8	32,8	33,9
13/11/2012	6,75	6,04	6,5	34,7	31	31,8
14/11/2012	6,85	6,74	6,57	32,6	29,1	28,5
15/11/2012	6,6	6,31	6,64	32,9	34,1	33,3
16/11/2012	6,86	6,15	6,51	32,6	30,9	30,3
20/11/2012	6,9	6,54	6,5	33,3	31,5	31,6
21/11/2012	6,53	6,15	6,29	34,5	33	33,1
22/11/2012	6,41	6,1	6,32	34,1	32,8	32,9
23/11/2012	6,6	5,97	6,27	34,6	32,5	31,9
24/11/2012	6,65	6,19	6,28	31,9	29,8	30
25/11/2012	6,58	6,2	6,31	31,2	30,7	30,7
26/11/2012	6,73	6,16	6,44	30	27,1	27
27/11/2012	6,59	6,04	6,38	33,4	30,8	30,1
28/11/2012	6,33	6,4	6,38	33,1	33,9	33,2
29/11/2012	6,68	6,57	6,36	32,5	31,1	31,1
30/11/2012	6,81	6,43	6,76	32,7	32,6	31,8
01/12/2012	6,92	6,54	6,77	33,1	31,7	32
03/12/2012	7,06	6,74	6,72	32,4	31,1	30,9
04/12/2012	7	6,5	6,79	31,7	29,6	29,5
05/12/2012	6,99	7,11	6,79	33,2	32,5	31,5
06/12/2012	7,17	6,64	6,82	32,7	31	31,9
07/12/2012	6,99	6,52	6,82	35,2	31,8	31,9
09/12/2012	6,79	6,41	6,5	36,2	35,8	36,3

Continuação...

Dia da coleta	pH (afluente)	pH (interno)	pH (efluente)	T °C (afluente)	T °C (interno)	T °C (efluente)
11/12/2012	6,98	6,72	6,7	33,6	30,1	30,8
12/12/2012	6,8	6,41	6,74	34,6	35,2	33,9
14/12/2012	6,93	6,51	6,67	32	29,8	30,1
15/12/2012	7	6,55	6,72	31,3	28,9	29
17/12/2012	7,1	6,92	6,75	29,8	26,4	25,8
18/12/2012	7,07	6,81	6,77	31,9	27,2	26,9
19/12/2012	7	7	6,74	31	29,3	28,4
21/12/2012	7,1	6,61	6,71	34,4	31,4	32,2
22/12/2012	6,87	6,55	6,62	35,1	31,8	31,2
23/12/2012	7,19	6,5	6,52	31,9	29,1	29,5
26/12/2012	6,6	6,62	6,67	34,9	32,5	32,7
27/12/2012	6,75	6,67	6,64	34,5	28,2	28
29/12/2012	6,93	6,72	6,79	31,9	29	28,8
30/12/2012	7,09	6,81	6,78	32,2	31	30,3
03/01/2013	7,12	6,58	6,54	33,6	30,2	29,8
04/01/2013	7,02	7,03	6,75	33,1	28,8	28
06/01/2013	6,93	6,9	6,73	33,5	33,3	34,6
07/01/2013	6,84	6,81	6,77	34,7	34,1	33,9
08/01/2013	6,89	6,71	6,8	29,5	28,8	28,5
09/01/2013	7	6,58	6,77	28,1	28	28
10/01/2013	7,14	6,93	6,74	30,9	28,4	28,1
11/01/2013	7,24	6,96	6,77	31,8	26,7	26,4
12/01/2013	6,95	6,84	6,76	32,5	30,8	30,6
17/01/2013	7	6,05	6,55	33,1	30,4	34
18/01/2013	7,12	7,03	6,68	31,3	30	30
19/01/2013	7,33	6,75	6,84	33,1	29,7	30,2
21/01/2013	7,33	6,89	6,78	30,6	23,7	28,4
22/01/2013	6,99	6,83	6,89	30,5	33,4	32,1
23/01/2013	7,16	6,86	6,79	31,8	30,8	30,2
24/01/2013	7,21	7	6,89	33,2	31,6	30,4
25/01/2013	7,14	7	6,8	30,9	29,5	29,2
29/01/2013	7,29	6,48	6,8	30,7	28,6	29,2
04/02/2013	7,33	7,11	6,94	31,1	27,9	27,6
05/02/2013	7,18	7,25	6,84	31,9	30,4	29,3
06/02/2013	7,08	7,21	6,96	31,2	30,1	29,5
07/02/2013	7,31	7,18	7,02	30,6	29,7	28,5
08/02/2013	6,87	6,61	6,74	30	26,7	26,1
10/02/2013	7,03	6,75	6,79	31	30,4	30,3
11/02/2013	6,87	6,65	6,68	31,3	29,8	30,1
13/02/2013	6,94	6,65	6,76	33,1	32	31

Continuação...

Dia da coleta	pH (afluente)	pH (interno)	pH (efluente)	T °C (afluente)	T °C (interno)	T °C (efluente)
15/02/2013	7,06	6,88	6,6	33	30,1	29,7
16/02/2013	6,91	6,87	6,84	32,7	30,3	29,9
18/02/2013	6,94	6,79	6,74	34,1	32,3	32,7
20/02/2013	7,28	6,91	6,7	32	29,1	29,4
21/02/2013	7,4	7,02	6,84	31,1	28,7	28,6
22/02/2013	7,23	6,73	6,77	32,2	28,4	30,1
23/02/2013	7,16	6,94	6,82	31,4	29,5	29,4
25/02/2013	7,13	6,73	6,71	30,2	27,4	27,8
26/02/2013	7,2	7,04	6,66	31,1	28,6	28,2
27/02/2013	7,16	6,85	6,74	30,9	27,8	27,6
28/02/2013	7,26	6,96	6,74	31,5	29	28,4
01/03/2013	7,29	6,64	6,7	31,7	26,5	25,8
04/03/2013	7	6,55	6,59	37,4	33,4	33,2
06/03/2013	7,47	6,64	6,87	31,6	27,9	28,5
07/03/2013	7,16	6,88	6,64	33,1	31,6	32,4
08/03/2013	7,04	6,81	6,64	31,8	30,8	30,4
12/03/2013	7,29	6,85	6,7	33,2	28,6	29,8
13/03/2013	7,14	6,89	6,83	32,4	29,7	30,4
14/03/2013	7,12	6,82	6,47	30,7	28,5	27,6
15/03/2013	7,04	6,86	6,56	31,6	30,2	29,7
18/03/2013	6,78	6,77	6,6	30,6	26,3	25,6
20/03/2013	6,7	6,5	6,8	32	25	29
22/03/2013	7,23	6,72	6,52	27	27,4	29,4
28/03/2013	7,42	6,68	6,77	30,7	25,7	27,1
04/04/2013	7,5	7,1	6,9	30	28,3	27,3

Fonte: Do próprio autor.

APÊNDICE B – RESULTADOS TABELADOS DO PARÂMETRO DQO

Tabela 13 – Resultados tabelados do parâmetro DQO nas etapas de partida e operação do reator compartimentado

Dia da coleta	DQO Afluente (mg.L⁻¹)	DQO Efluente (mg.L⁻¹)
12/09/2012	481	414
13/09/2012	356	316
14/09/2012	396	268
15/09/2012	363	257
16/09/2012	430	213
17/09/2012	1233	259
18/09/2012	356	249
20/09/2012	342	227
21/09/2012	772	229
22/09/2012	783	275
24/09/2012	512	268
25/09/2012	324	252
26/09/2012	473	221
27/09/2012	570	296
28/09/2012	610	280
29/09/2012	532	293
30/09/2012	1258	291
01/10/2012	512	315
02/10/2012	668	270
03/10/2012	592	274
04/10/2012	796	307
05/10/2012	543	284
07/10/2012	387	238
08/10/2012	480	271
09/10/2012	513	294
10/10/2012	513	277
11/10/2012	536	265
12/10/2012	531	276
13/10/2012	525	245
15/10/2012	601	239
16/10/2012	470	180
17/10/2012	482	202
18/10/2012	718	231
19/10/2012	517	194
20/10/2012	579	243
22/10/2012	609	170
24/10/2012	448	201

Continuação...

Dia da coleta	DQO Afluente (mg.L⁻¹)	DQO Efluente (mg.L⁻¹)
25/10/2012	576	301
26/10/2012	477	219
27/10/2012	622	158
28/10/2012	831	162
29/10/2012	657	203
30/10/2012	519	291
31/10/2012	526	177
01/11/2012	494	120
02/11/2012	288	186
03/11/2012	450	171
04/11/2012	477	258
05/11/2012	757	130
06/11/2012	627	181
07/11/2012	517	137
10/11/2012	874	102
11/11/2012	703	144
12/11/2012	479	273
13/11/2012	555	148
14/11/2012	470	129
15/11/2012	533	203
16/11/2012	610	118
20/11/2012	914	130
21/11/2012	623	127
22/11/2012	644	105
23/11/2012	1378	173
24/11/2012	550	117
25/11/2012	348	158
26/11/2012	499	90
27/11/2012	717	118
28/11/2012	520	118
29/11/2012	447	103
30/11/2012	661	166
01/12/2012	509	148
03/12/2012	559	106
04/12/2012	545	163
05/12/2012	576	109
06/12/2012	683	105
07/12/2012	826	111
09/12/2012	632	95
10/12/2012	585	117

Continuação...

Dia da coleta	DQO Afluente (mg.L⁻¹)	DQO Efluente (mg.L⁻¹)
12/12/2012	501	139
13/12/2012	575	138
15/12/2012	490	108
17/12/2012	699	90
18/12/2012	389	145
19/12/2012	563	122
21/12/2012	643	97
22/12/2012	458	125
23/12/2012	553	87
26/12/2012	2509	96
27/12/2012	1213	150
29/12/2012	409	140
30/12/2012	386	142
03/12/2013	802	85
04/12/2013	475	117
06/01/2013	414	82
07/01/2013	475	108
08/01/2013	477	65
09/01/2013	416	59
10/01/2013	501	110
11/01/2013	345	126
12/01/2013	728	106
17/01/2013	751	64
18/01/2013	623	146
19/01/2013	715	149
21/01/2013	478	68
22/01/2013	556	137
23/01/2013	448	182
24/01/2013	553	144
25/01/2013	2184	156
29/01/2013	614	81
04/02/2013	575	170
05/02/2013	901	177
06/02/2013	606	161
07/02/2013	812	149
08/02/2013	1069	154
13/02/2013	576	242
14/02/2013	530	180
15/02/2013	623	163
16/02/2013	997	118

Continuação...

Dia da coleta	DQO Afluente (mg.L⁻¹)	DQO Efluente (mg.L⁻¹)
19/02/2013	724	141
20/02/2013	641	155
21/02/2013	782	163
23/02/2013	745	151
25/02/2013	788	93
26/02/2013	652	147
27/02/2013	566	155
28/02/2013	614	166
01/03/2013	342	127
04/03/2013	445	172
06/03/2013	608	98
07/03/2013	657	151
08/03/2013	852	129
11/03/2013	840	148
12/03/2013	583	113
13/03/2013	764	157
14/03/2013	633	159
15/03/2013	625	158
18/03/2013	657	153
20/03/2013	957	115
22/03/2013	523	126
28/03/2013	653	109
04/04/2013	736	174

Fonte: Do próprio autor.