

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Curso de Especialização em Saneamento e Meio Ambiente

MONOGRAFIA DE FINAL DE CURSO

**Avaliação de desempenho do sistema reator
UASB e filtro anaeróbio no tratamento de
águas residuárias de um abatedouro avícola**

BRUNA COELHO LOPES

Belo Horizonte

2011

BRUNA COELHO LOPES

Avaliação de desempenho do sistema reator UASB e filtro anaeróbio no tratamento de águas residuárias de um abatedouro avícola

Monografia apresentada ao Curso de Especialização em Saneamento e Meio Ambiente da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Especialista em Saneamento e Meio Ambiente.

Área de concentração: Tratamento de Águas de Abastecimento e Residuárias

Orientador: Prof. Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Co-orientador: Prof. Luciano dos Santos Rodrigues

Belo Horizonte
Escola de Engenharia da UFMG
2011

AGRADECIMENTOS

À Deus, pois nele confio a minha vida.

Ao Professor Carlos por aceitar a minha orientação em meio a tantos outros trabalhos e ao Professor Luciano pela disponibilidade da co-orientação.

À Cisinha que sempre esteve comigo e, a cada tropeço, sempre me ajudou a levantar.

À Vó Beré, meu exemplo de mulher, da qual tenho tanto orgulho de ser neta.

Aos meus pais, irmãs e sobrinhos por tornarem a minha vida mais leve.

Aos proprietários e funcionários da empresa Abatedouro Frango da Hora.

Ao Professor Israel e ao Laboratório de Saneamento Ambiental da Escola de Veterinária da UFMG pela realização das análises.

RESUMO

Os estudos que enfocam a utilização do reator UASB seguido com filtro anaeróbio como alternativa de tratamento dos efluentes de abatedouros são ainda incipientes. O presente trabalho teve como objetivo avaliar as condições de operação do sistema de tratamento composto por reator UASB e filtro anaeróbio tratando efluentes de um abatedouro avícola.

O material foi coletado na ETE de um abatedouro de aves localizado no município de Sete Lagoas – Minas Gerais. A avaliação do sistema foi realizada em dois períodos. O primeiro foi considerado a partida com duração de 100 dias e, o segundo, se refere ao período de regime permanente, com duração de 265 dias, totalizando 365 dias de monitoramento. Os dados de monitoramento foram trabalhados por meio de estatísticas descritivas e exploratórias, e o desempenho do sistema avaliado em função das concentrações efluentes e eficiências de remoção. Adicionalmente, foi quantificado o percentual de atendimento alcançado pelos reatores UASB em relação aos padrões de lançamento vigentes no estado de Minas Gerais e em relação às faixas típicas reportadas pela literatura.

Diante dos resultados encontrados observa-se que, em ambas as fases, o tratamento preliminar promoveu a remoção significativa da carga orgânica em termos de DBO, DQO e SST sendo 48%, 48% e 53%, respectivamente. Durante o período de partida os valores de AGV, alcalinidade e pH foram superiores quando comparados aos valores encontrados para esgotos domésticos. Entretanto, o reator UASB não apresentou indícios de falhas durante a partida. Para o período subsequente, a eficiência de remoção da matéria orgânica do sistema alcançou valores de 91%, 93%, 81% para DBO, DQO e SST respectivamente.

O sistema composto pelo reator UASB e filtro anaeróbio se mostrou adequado ao tratamento de efluentes de abatedouro demonstrando um desempenho elevado em todos os parâmetros analisados, atendendo a legislação ambiental vigente DN COPAM/CERH 01/08.

Palavras-chave: reatores UASB, filtro anaeróbio, efluentes de abatedouro.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	7
LISTA DE FIGURAS	8
1. INTRODUÇÃO.....	9
2. OBJETIVOS.....	10
2.1 Objetivo geral	10
2.2 Objetivos específicos.....	10
3. REVISÃO DE LITERATURA	11
3.1 Importância da produção avícola no cenário agroindustrial brasileiro.....	11
3.2 Caracterização dos efluentes de abatedouro.....	11
3.3 A tecnologia anaeróbia	13
3.4 Reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)	14
3.4.1 Tratamento preliminar	15
3.4.2 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica.....	16
3.4.3 Carga orgânica volumétrica.....	17
3.4.4 Velocidade ascensional do fluxo	17
3.5 Filtro anaeróbio	17
3.5.1 Tempo de detenção hidráulica.....	18
3.5.2 Meio suporte	18
3.5.3 Taxa de aplicação superficial e carga orgânica volumétrica	18
3.6 Partida de reatores	19
3.6.1 Característica da partida	19
3.6.2 Tipo de inóculo.....	19
3.6.3 Carga de lodo.....	20
3.6.4 Tempo de estabilização	20
3.6.5 Produção de ácidos voláteis totais.....	21
3.6.6 Alcalinidade e capacidade de tamponamento.....	22
3.6.7 Determinação dos AGV e da alcalinidade.....	23
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	24
4.1 Caracterização da Estação de Tratamento de Efluentes	24
4.1.1 Tratamento preliminar-primário	25
4.1.2 Tratamento secundário	26
4.2 Fases operacionais	27

4.2.1 Partida do sistema.....	27
4.3 Monitoramento do sistema	29
4.3.1 Avaliação de desempenho	29
4.3.2 Determinação dos ácidos graxos voláteis e alcalinidade.....	30
4.4 Tratamento de dados.....	30
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	31
5.1 Resumo geral dos resultados	31
5.2 Sistema preliminar/primário	33
5.3 Condições operacionais do reator UASB	35
5.5 Avaliação do inóculo	38
5.6 Tratamento biológico reator UASB + FA	39
5.6.1. Primeira fase	39
5.6.1.1 Monitoramento da estabilidade do reator UASB	40
5.6.2 Segunda fase	44
6. CONCLUSÕES	49
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	50

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1.	Caracterização do efluente bruto segundo diversas literaturas.....	11
Tabela 4.1.	Principais dimensões e características de projeto dos reatores UASB....	24
Tabela 4.2.	Principais dimensões e características de projeto do FA.....	25
Tabela 4.3.	Dados utilizados para estabelecimento das condições de partida.....	28
Tabela 4.4.	Parâmetros e bibliografia de referência para as análises físico-químicas realizadas no efluente.....	30
Tabela 5.1.	Resumo dos dados da fase I.....	31
Tabela 5.2.	Resumo dos dados da fase II.....	32
Tabela 5.3	Quadro comparativo das condições previstas e aplicadas no reator UASB.....	36

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1.	Fluxograma da Estação de Tratamento de Efluentes e os pontos de monitoramento.....	24
Figura 4.2.	Peneira estática na saída do medidor Parshall	25
Figura 4.3.	Reator UASB: (a) Caixa de distribuição de vazão (b) Vista superior do reator.....	26
Figura 4.4.	Filtro anaeróbio: (a) Vista superior do filtro (b) Detalhes construtivos e distribuição do efluente no filtro anaeróbio.....	27
Figura 4.5.	Lagoa de lodo de suinocultura	28
Figura 5.1.	Box-plot das concentrações (a,c,e) e eficiência de remoção (b,d,f) de DBO, DQO e SST, respectivamente, no sistema preliminar/primário durante a fase I.....	33
Figura 5.2.	Box-plot das concentrações (a,c,e) e eficiência de remoção (b,d,f) de DBO, DQO e SST, respectivamente, no sistema preliminar/primário durante a fase II.....	34
Figura 5.3.	Box-plot das concentrações (a,c,e) e eficiência de remoção (b,d,f) de DBO, DQO e SST, respectivamente, do tratamento biológico durante a fase I.....	39
Figura 5.4.	Série histórica de AGV durante a partida.....	41
Figura 5.5.	Série histórica do pH durante a partida.....	41
Figura 5.6.	Série histórica da alcalinidade total durante a partida.....	42
Figura 5.7.	Série histórica da relação AI/AP.....	42
Figura 5.8.	Box-plot da parcela total (a) e filtrada (c) da DBO durante a fase II e a eficiência de remoção (b,d), respectivamente.....	44
Figura 5.9.	Gráfico de dispersão entre a DBO particulada e SSV do efluente do reator UASB	45
Figura 5.10.	Box-plot da parcela total (a) e filtrada (c) da DQO durante a fase II e a eficiência de remoção (b,d), respectivamente.....	46
Figura 5.11.	Gráfico de dispersão entre DQO particulada e SSV no efluente do reator UASB.....	47
Figura 5.12.	Box-plot da concentração dos SSV (a) durante a fase II e a eficiência de remoção (b).....	47

1. INTRODUÇÃO

O aumento do consumo de carnes reflete o aumento do poder aquisitivo da população e seu desejo de obter uma alimentação mais nobre. Vinculado com a maior demanda, há também a geração de produtos residuais, oriundos do processo do abate, que são lançados no meio ambiente na forma de águas residuárias, emissões gasosas, resíduos sólidos, levando a uma poluição ambiental e deterioração dos recursos naturais.

A indústria de abate de frangos no Brasil tem uma enorme importância econômica, pois o país representa o maior exportador de carne de frango no mundo. Segundo o IBGE (2001), apenas no primeiro trimestre de 2011 foi abatido 1,3 bilhão de aves. Os efluentes produzidos pelo processamento da carne de frango apresentam alta carga orgânica e elevada concentração de sólidos devido à presença de sangue, gordura e proteínas.

Segundo Borja et al. (1998), o tratamento aeróbio é o mais utilizado no mundo para o tratamento de efluentes de abatedouro. Entretanto, devido à expansão do conhecimento do tratamento biológico de esgotos domésticos, os processos anaeróbios vão ganhando posições proeminentes no mundo atual.

A aplicação dos reatores UASB como tecnologia de tratamento para águas residuárias de abatedouro ainda é incipiente, pois experiências mal sucedidas têm sido relatadas pelos técnicos como uma barreira (CHERNICHARO, 2007).

Tendo em vista a necessidade de se conhecer e aprofundar o conhecimento sobre a partida e o desempenho deste tipo de sistema (reator UASB + filtro anaeróbio) no tratamento de efluentes de abatedouro, este trabalho teve como objetivo a avaliação do sistema como um todo através do monitoramento dos parâmetros usuais.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar as condições de operação de um sistema de tratamento composto de reator UASB seguido por filtro anaeróbio, em escala real, no tratamento de águas residuárias de um abatedouro avícola.

2.2 Objetivos específicos

Avaliar o desempenho de remoção da carga orgânica no sistema por meio dos parâmetros de demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO) e perfil de sólidos.

Avaliar a estabilidade operacional do reator por meio dos parâmetros de pH, alcalinidade intermediária (AI), parcial (AP) e total (AT), e a produção de ácidos graxos voláteis (AGV).

Comparar os parâmetros de projeto com os valores alcançados ao longo da operação.

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1 Importância da produção avícola no cenário agroindustrial brasileiro

A produção de frangos constitui uma parte significativa na produção de carne brasileira. Segundo o IBGE (2011), no 1º trimestre de 2011 foi abatido 1,3 bilhão de frangos, representando um aumento de 3,4% em relação ao trimestre imediatamente anterior e de 8,2% frente ao 1º trimestre de 2010. Este dado evidencia o importante papel da produção da carne de frango na economia brasileira.

Aliado ao crescimento do consumo de carnes, o volume de resíduos provenientes das operações de abate, tanto líquidos quanto sólidos, aumentaram. Os resíduos sólidos estão diretamente relacionados ao tipo de industrialização da carne. O rendimento de carcaça (peso do frango abatido/ peso do frango vivo) representa, aproximadamente, 70% (BARBUT, 2002). Os outros 30% são subprodutos da produção que não são destinados ao consumo humano como pena, vísceras não comestíveis, cutícula, cabeça e condações.

3.2 Caracterização dos efluentes de abatedouro

Os efluentes produzidos pelo processamento da carne de frango apresentam alta carga orgânica e elevada concentração de sólidos devido à presença de sangue, gordura e proteínas (CHAVEZ et al., 2005; JOHNS, 1995; MIRANDA et. al. 2005;TORKIAN&HASHEMIAN, 2003). Diversos autores caracterizaram os efluentes como explicitado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 Caracterização do efluente bruto segundo diversas literaturas

Parâmetro	Torkian&Hashemian (2003)	Caixeta et al. (2002)	Chavez et al. (2005)	Borja et al. (1998)
DBO ₅ (mg/L)	1748	1300-2300	4524-8700	6600
DQO (mg/L)	3799	2000-6200	5800-11600	10410
ST ⁻ (mg/L)	-	850-6300	1082-4558	7120
N-NH ₃ (mg/L)	89	20-30	62	-
Temperatura (°C)	33,3	-	-	35
pH	7,2	6,3-6,6	6,1-7,1	6,4

As águas residuárias de abatedouro são provenientes das operações de matança, lavagem de carcaças e vísceras, tanques de resfriamento e escalda, além das operações de limpeza dos equipamentos. Resíduo como ração, sangue, penas, gorduras e pedaços de vísceras são comumente encontrados nos efluentes e, normalmente, compõem em grande parte os sólidos grosseiros e suspensos.

Segundo Torkian&Hashemian (2003), as frações solúveis das águas residuárias de abatedouro representadas pelos sólidos dissolvidos correspondem uma faixa de 40 a 60%. Os componentes suspensos e coloidais, na forma de gorduras e proteínas, podem causar um impacto adverso no desempenho dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente (UASB), levando a deterioração da atividade microbiana e a perda pela lavagem da biomassa.

Cuidados são necessários para a interpretação da concentração, uma vez que os processos industriais não são similares, pois o tipo de animal e o tamanho variam consideravelmente, e as concentrações são inevitavelmente influenciadas pelo consumo de água na planta de produção (JOHNS, 1995). Segundo Cervantes et al. (2006), a melhor forma de se comparar a poluição causada pela produção é por unidade de matéria prima produzida ou transformada.

Segundo Chávez et al. (2005), a indústria de processamento da carne de frango consome um volume de 10 a 12 litros de água por animal abatido, sendo 60% convertido em águas residuárias. Entretanto, a legislação brasileira referente à inspeção sanitária (BRASIL, 1998) recomenda um consumo de 30 litros por ave na planta de produção.

Os sistemas anaeróbios estão bem adaptados ao tratamento de águas residuárias de abatedouros porque alcança alta remoção de carga orgânica a baixo custo, quando comparado a sistemas aeróbios com aeração forçada, como o lodo ativado. Além disso, geram volume de lodo estabilizado reduzido e uma produção considerável de biogás, podendo ser reaproveitado como combustível.

O melhor entendimento dos mecanismos microbianos e hidráulicos que regulam o sistema tem contribuído para o desenvolvimento de um compacto e moderno reator de alta taxa, assim como o reator UASB, que combina a simplicidade operacional e eficiência de remoção de matéria orgânica (MIRANDA et. al. 2005).

3.3 A tecnologia anaeróbia

No tratamento de águas residuárias de abatedouro, diversos métodos e combinações de tratamento podem ser utilizados como químico, físico e biológico. Este último pode ser dividido em aeróbio e anaeróbio, constituindo os sistemas mais importantes nas plantas de tratamento de esgotos domésticos.

Segundo Borja et al. (1998), o tratamento aeróbio é, tradicionalmente, o mais utilizado para efluentes de abatedouro. No entanto, este processo tem demonstrado baixas eficiências de remoção de matéria orgânica, além de requerer grande tempo de detenção hidráulica (TDH), reatores com grandes volumes e uma produção de lodo maior quando comparado aos sistemas anaeróbios.

Os processos aeróbios possuem desvantagens próprias ao sistema, como o alto consumo de energia e a maior produção de lodo. O consumo de energia elevado é necessário para promover o contato com o ar e garantir uma adequada transferência de oxigênio para a massa líquida (LEITÃO et al., 2006).

Contudo, os processos anaeróbios convertem parte da matéria orgânica em metano, gerando energia na forma de biogás, e produzem um volume de lodo significativamente menor quando comparado aos sistemas aeróbios (TORKIAN&HASHEMIAN, 2003).

Diversas composições de sistemas anaeróbios têm sido estudadas para o tratamento de efluentes de abatedouro. Devido à expansão do conhecimento do tratamento biológico de esgotos domésticos, os processos anaeróbios vão ganhando posições proeminentes no mundo atual. Isto ocorre, principalmente, em muitos países com clima tropical, como o Brasil, em que as condições ambientais são favoráveis a este tipo de processo (CAIXETA et al., 2002).

O grande sucesso do reator UASB reside no fato da sua capacidade em reter uma alta concentração de lodo, ou seja, biomassa com formação granular permitindo uma aplicação de altas cargas orgânicas com baixo tempo de detenção hidráulica (SING&VIRARAGHAVAN,1998).

A aplicação dos reatores UASB como tecnologia para o tratamento das águas residuárias geradas em abatedouro, é ainda incipiente devido aos problemas de acumulação de sólidos suspensos e flotação de gordura nos reatores, que promove uma redução na atividade metanogênica e perda de biomassa pela dificuldade na degradação desses compostos complexos (CAIXETA et. al, 2002). O sucesso do emprego desta tecnologia depende da remoção primária de gorduras e sólidos suspensos.

Tendo em vista as limitações intrínsecas associadas aos sistemas anaeróbios, o pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios é uma etapa que objetiva dar um polimento no efluente, não só da qualidade microbiológica, mas também pela qualidade em termos de matéria orgânica e nutriente, em função dos danos ambientais provocados pelas descargas remanescentes destes constituintes nos corpos receptores. Os filtros anaeróbios (FA) vêm sendo aplicados no Brasil para pós-tratamento (polimento) de efluentes de grandes decantodigestores e de reatores anaeróbios de manta de lodo, com vazões de até 40 L/s (CHERNICHARO, 2001)

3.4 Reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)

O desenvolvimento desse reator está vinculado a um fenômeno que era praticamente desconhecido até o final dos anos 1970: a granulação do lodo floculento. Segundo Del Nery et al. (2008), a formação do lodo é o fenômeno mais importante do sistema UASB, onde a formação dos grânulos e estabilidade do processo está diretamente relacionada com o lodo inoculado, com as características das águas residuárias e as propriedades hidráulicas do reator.

A granulação do lodo, que consiste na formação de partículas de dimensões de milímetros, permitiu que esses reatores operassem com cargas hidráulicas outrora impensáveis (SANT'ANNA, 2010). O conhecimento do processo microbiológico que permite o sucesso da metanogênese, essencial para o sucesso operacional.

Del Nery et al. (2008), pesquisando lodo de reator UASB, tratando efluente de abatedouro de aves, encontrou 70% de grânulos no lodo. O tamanho médio de 0,6 - 1,5 mm indica que, apesar do reator apresentar um período longo de funcionamento (1228 dias), os grânulos possivelmente ainda estavam em crescimento ou em decomposição devido ao balanço dinâmico entre os processos. As espécies encontradas foram *Methanosarcina* e *Methanosaeta*.

Caixeta et al. (2002), pesquisando efluentes de abatedouro de bovinos e suínos, encontrou grânulos com um diâmetro médio de 1,2 mm e identificou nove espécies diferentes do gênero *Clostridium* no lodo.

Há uma pequena diferença entre a o lodo granular e o lodo floculento dos reatores UASB, no que se refere à faixa de aplicação de cargas orgânicas volumétricas quando se utiliza um tratamento preliminar com eficiente remoção de sólidos. Neste caso, a utilização do lodo granular não é significativa, pois a porção floculenta se acumula entre as partículas de lodo granular quando o reator opera em condições de baixa carga hidráulica. Estas duas fases serão separadas apenas se for aplicado uma velocidade ascensional elevada por um período de 0,5 e 1 hora (LETTINGA&HULSHOFF, 1995). Segundo Chernicharo (2007), a granulação é difícil de ocorrer em esgotos domésticos. Contudo, pode ocorrer com esgotos industriais predominantemente solúveis, favorecendo a separação de fases.

3.4.1 Tratamento preliminar

O tratamento preliminar dos efluentes da agroindústria normalmente compreende em peneira estática, tanque de equalização, neutralização e flotação. Filtros percoladores e processos anaeróbios são utilizados como tratamento prévio em estações de sistemas aeróbios convencionais. O tratamento preliminar tem por objetivo a remoção de gorduras, proteínas e sólidos, pois os mesmos são ricos em matéria orgânica e sólidos suspensos, causando efeitos adversos no tratamento secundário por constituir um material de difícil degradação (CERVANTES et al., 2006).

Os reatores anaeróbios de alta taxa são projetados com volumes reduzidos quando comparados aos sistemas anaeróbios convencionais, razão pela qual a entrada de sólidos no sistema é altamente detrimental ao processo de tratamento. A acumulação desse material no reator leva a formação de zonas mortas e de caminhos preferenciais, diminuindo significativamente o volume de biomassa no sistema e a eficiência do processo de tratamento (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Lettinga&Hulshoff (1995), na escolha de um sistema de tratamento para uma água residuária complexa, como o efluente de abatedouro, uma eficiência de remoção para sólidos

suspensos é de extrema importância. Quando se aplica um tratamento preliminar, o mesmo design do reator para esgoto doméstico pode ser utilizado para efluentes de alta carga, desde que não contenham uma grande concentração de material coloidal. Isto porque, no caso de uma aplicação de altas taxas orgânicas, podem levar a uma diminuição na atividade metanogênica do lodo, e talvez a perda completa da atividade se a aplicação perdurar por um longo período.

3.4.2 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica

Segundo pesquisas realizadas pelo PROSAB (2001), a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para esgotos domésticos, o que equivale a um tempo de detenção hidráulica mínimo de 4,8h. O projeto de reatores com valores superiores de carga hidráulica volumétrica pode prejudicar o funcionamento do sistema em relação aos seguintes aspectos principais:

- Perda excessiva de biomassa do sistema, devido ao arraste de lodo com o efluente;
- Redução do tempo de residência celular (idade do lodo), e conseqüente diminuição do grau de estabilização dos sólidos;
- Possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no sistema pode se inferior ao seu tempo de crescimento.

Alguns fatores, como o tipo de reator e a concentração das águas residuárias, definem a susceptibilidade do tratamento anaeróbio. Para efluentes pouco concentrados, como os esgotos domésticos, o parâmetro chave de projeto é o tempo de detenção hidráulica (TDH), que pode variar entre 6 e 16 horas (CHERNICHARO, 2007; SANT'ANNA, 2010).

Entretanto, Lettinga&Hulshoff (1995) relatou que para efluentes complexos, como o de abatedouros, um TDH elevado é necessário quando se aplica taxas hidráulicas baixas para se remover uma elevada concentração de sólidos suspensos totais, para assim, se alcançar uma estabilização satisfatória do excesso de sólidos acumulados no lodo.

3.4.3 Carga orgânica volumétrica

Para a maioria das águas residuárias industriais, a carga orgânica volumétrica é um fator crítico para a determinação do volume do reator. Os valores são dependentes da quantidade e da qualidade do lodo granular; na natureza, tipo e concentração dos poluentes e da temperatura (CERVANTES et al.; 2006).

Um dos pontos críticos no processo operacional é a presença de sólidos suspensos na água residuária pode ter efeito detrimental no desempenho do reator UASB. Consequentemente, em muitos casos, a melhor solução é remover os sólidos suspensos no tratamento preliminar.

3.4.4 Velocidade ascensional do fluxo

Os valores de velocidades ascensionais divergem entre os autores. Sant'anna (2010) e Cervantes et al. (2006) recomendam velocidades ascensionais entre 0,5 a 2,0 m/h para efluentes industriais devido à velocidade de sedimentação elevada do lodo, entre 20 a 60 m/h. Entretanto, Chernicharo (2007), recomenda uma média da velocidade ascensional de 0,5 a 0,7 m/h para os reatores UASB que tratam esgotos domésticos. Porém, todos os autores enfatizam que a velocidade do líquido nas superfícies livres do separador não pode ser excessiva a ponto de arrastarem sólidos ainda em suspensão e impedir a perda de lodo.

3.5 Filtro anaeróbio

Segundo Chernicharo (2001), o filtro anaeróbio é um reator biológico contendo material de enchimento que forma um leito fixo. Na superfície de cada peça do material de enchimento ocorre a fixação e o desenvolvimento de microrganismos, que também se agrupam, na forma de grânulos ou flocos, nos interstícios deste material. Os compostos orgânicos solúveis contidos no esgoto afluente entram em contato com a biomassa, difundindo-se através das superfícies do biofilme ou do lodo granular, sendo então convertidos em produtos intermediários e finais, especificamente metano e gás carbônico. São, portanto, reatores com fluxo através do lodo ativo e com biomassa aderida, ou retida, no leito fixo.

Os filtros anaeróbios podem ter várias formas, configurações e dimensões, deste que se obtenha um fluxo bem distribuído através do leito. Os mais usuais tem fluxo ascendente ou descendente. Nos filtros de fluxo ascendente, o leito é necessariamente submerso (afogado).

Os de fluxo descendentes podem trabalhar afogados ou não. Geralmente são cobertos, mas podem ser implantados sem cobertura, quando não houver preocupação com a eventual emissão de maus odores.

A eficiência dos filtros na remoção da carga orgânica e sólidos está associada à atividade biológica, fortemente influenciada pela temperatura, e, principalmente, por duas variáveis de projeto: tempo de retenção celular, ou tempo de retenção de sólidos biológicos no interior do filtro, e tempo de detenção hidráulica. (CHERNICHARO, 2001).

3.5.1 Tempo de detenção hidráulica

Os filtros anaeróbios são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com tempos de detenção hidráulica da ordem de 4 a 10 horas. O acréscimo da taxa de remoção não é diretamente proporcional ao aumento do TDH (CHERNICHARO, 2001).

3.5.2 Meio suporte

No Brasil, o material mais utilizado para enchimento dos filtros anaeróbios é a pedra britada nº 4, que é um material muito pesado e relativamente caro, devido à sua classificação granulométrica. Ademais, a brita n 4 tem um índice de vazios muito baixos, em torno de 50%, com implicações sobre o volume e a capacidade de acumular o lodo ativo (CHERNICHARO, 2001).

3.5.3 Taxa de aplicação superficial e carga orgânica volumétrica

São operados com taxas de aplicação hidráulica superficial da ordem 6 a 15 m³/m².d. Se operados com cargas orgânicas volumétricas da ordem de 0,15 a 0,50 kg DBO/m³.d, para o volume total do filtro, e de 0,25 a 0,75 kg DBO/m³.d, para o volume da camada de meio suporte (CHERNICHARO, 2001).

3.6 Partida de reatores

3.6.1 Característica da partida

A partida do sistema é a fase mais importante da operação do reator. Ela consiste no período inicial, marcado por instabilidades operacionais devido à aclimatização da biomassa inoculada. Experiências mal sucedidas com reatores anaeróbios têm sido relatadas pelos técnicos da área como uma barreira. Neste sentido, a sistematização dos procedimentos operacionais é de grande importância, principalmente durante a partida de sistemas de alta taxa, notadamente de reatores de manta de lodo (CHERNICHARO, 2007).

Os objetivos mais comuns a serem alcançados na operação dos processos anaeróbios de alta taxa são o controle do tempo de detenção de sólidos, independentemente do tempo de detenção hidráulica, a prevenção de acumulação de sólidos suspensos inertes no reator e o desenvolvimento de condições favoráveis para o transporte de massa (CHERNICHARO, 2007).

Segundo CAO et al. (2011), pelo fato dos microrganismos anaeróbios possuírem características de baixa taxa de crescimento, a partida dos reatores anaeróbios dura, em média, 4 a 6 meses ou mais.

3.6.2 Tipo de inóculo

O volume de inóculo (lodo de semeadura) para a partida do sistema é usualmente determinado em função da carga biológica inicial aplicada ao sistema de tratamento. A carga biológica (kgDQO/kgSTV.d) é o parâmetro que caracteriza a carga orgânica aplicada ao sistema, em relação à quantidade de biomassa presente no reator. Basicamente, a partida pode ser conseguida de três formas distintas:

- a. Utilizando-se lodo de inóculo adaptado ao esgoto a ser tratado. A partida do sistema procede-se de forma rápida e satisfatória, não havendo necessidade de aclimatação do lodo.
- b. Utilizando-se lodo de inóculo não adaptado ao esgoto a ser tratado. Neste caso, a partida do sistema passa por um período de aclimatação, incluindo uma fase de seleção microbiana;

- c. Sem a utilização do lodo de inóculo. Esta é considerada a forma mais desfavorável de proceder à partida do sistema, uma vez que haverá necessidade de se inocular o reator com os próprios microrganismos contidos no esgoto do afluente. Como a concentração de microrganismos no esgoto é muito pequena, o tempo demandado para a retenção e seleção de uma elevada massa microbiana pode ser bastante prolongado (4 a 6 meses).

Diversas literaturas apresentam a utilização de diferentes inóculos para a partida no tratamento de efluentes de abatedouro como dejetos de bovino, lodos provenientes de suinocultura, de tabacaria e lodo de reatores anaeróbios já adaptados (CHAVEZ et al, 2005; RIBAS&BARANA 2003; CAIXETA et al. 2002; BORJA et al. 1998).

Os valores de carga biológica a serem aplicados durante a partida dependem essencialmente do tipo de inóculo empregado e da aclimatização deste ao esgoto a ser tratado. Quando possível, recomenda-se que a carga biológica para a partida seja determinada através de testes de atividade metanogênica específica do lodo.

Na impossibilidade de realização de tais testes, são utilizadas cargas biológicas durante a partida do processo na faixa de 0,10 a 0,50 kg DQO/kgSTV.d, relacionadas a atividades metanogênicas específicas entre 0,10 a 0,50 kg DQOCH₄/kgSTV.d. Estas cargas iniciais deverão ser aumentadas, gradativamente, em função da eficiência do sistema e da melhoria da atividade da biomassa (CHERNICHARO, 2007).

3.6.3 Carga de lodo

Segundo Chernicharo (2007), experiências recentes com reatores de manta de lodo, tratando esgotos domésticos, indicaram que a aplicação de cargas biológicas da ordem de 0,30 a 0,50 kg DQO/kgSTV.d, durante a partida do sistema de efluentes domésticos, não prejudicou a estabilidade do processo em termos de pH e ácidos graxos voláteis.

3.6.4 Tempo de estabilização

Chavez et al. (2005), definiu o tempo de estabilização dos reatores após a partida quando os valores de DQO e ácidos voláteis no efluente se tornaram estáveis, sendo que o aumento da carga orgânica permitiu uma adaptação contínua da biomassa.

O tempo de estabilização foi definido por Borja et al.(1998) como o estado onde se pode manter o processo indefinidamente sem a falha do sistema, onde a variação dos parâmetros operacionais de desempenho (concentração efluente de DQO, produção de biogás e decomposição) seja menor que 3%.

3.6.5 Produção de ácidos voláteis totais

Durante o processo de digestão anaeróbia, compostos orgânicos intermediários como proprionato, butirato são transformados em acetato por bactérias fermentativas. A formação de acetato resulta na produção de grande quantidade de H₂, fazendo com que o pH no meio aquoso decresça (CHERNICHARO, 2007). Os consórcios existentes entre os microrganismos acidogênicos, acetogênicos e metanogênicos, permitem a remoção do excesso de hidrogênio e os produtos da fermentação.

O equilíbrio desse consórcio pode ser averiguado pela análise dos ácidos graxos voláteis (AGV), uma vez que tais ácidos são os principais substratos e produtos dos microrganismos que participam desse consórcio (CHERNICHARO, 2007). Segundo Pereira et al. (2009), os ácidos graxos voláteis são tóxicos para as *arqueas* metanogênicas somente em sua forma ionizada. Os valores de pH geralmente desejados em um tratamento anaeróbio estão entre 6,7 e 8,0, em que os ácidos orgânicos estão em sua maioria (>99%) em sua forma não ionizada.

A diminuição do pH leva a uma menor dissociação dos AGV, o que aumenta também a sua toxicidade. No pH em torno de 5, 50% dos AGV estão dissociados, e sua presença num pH inferior a 6, pode causar uma severa inibição das *arqueas* metanogênicas. Por outro lado, as bactérias fermentativas são mais ativas em pH em torno de 4,5. Quando ocorre a sobrecarga da capacidade metanogênica, os AGV podem se acumular provocando o azedamento do reator (PEREIRA et al. 2009).

Quando as condições ambientais no interior do sistema de tratamento são favoráveis, estas utilizam os ácidos intermediários, tão rapidamente quanto esses são formados. Como resultado, os ácidos não se acumulam além da capacidade neutralizadora da alcalinidade naturalmente presente no meio. O pH permanece numa faixa favorável às metanogênicas e o sistema anaeróbio é considerado em equilíbrio (CHERNICHARO, 2007).

3.6.6 Alcalinidade e capacidade de tamponamento

Segundo Chernicharo (2007), as decomposições dos compostos orgânicos na digestão anaeróbia produzem substâncias com capacidade tamponante, como os ácidos voláteis, oriundos da conversão de ácidos orgânicos voláteis intermediários e da conversão de proteínas em aminoácidos. A digestão de outros compostos orgânicos, que não levam a um cátion como produto final não produz alcalinidade.

Tamponamento pode ser entendido como a capacidade de uma solução em evitar mudanças no pH. Segundo Jenkins et al. (1983), os resultados de alcalinidade total e alcalinidade devido a bicarbonato, normalmente utilizados na análise de água, produzem resultados inválidos quando realizados em análises de efluentes domésticos devido a grandes quantidades de ácidos orgânicos.

Segundo Chernicharo (2007), os dois fatores principais que afetam os processos anaeróbios são o ácido carbônico e os ácidos voláteis. Na faixa de pH entre 6,0 e 7,5, a capacidade de tamponamento do sistema anaeróbio é quase que completamente dependente do sistema gás carbônico/alcalinidade o qual, em equilíbrio com a dissociação do ácido carbônico, tende a regular a concentração do íon hidrogênio.

A capacidade tamponante é máxima quando o pH do meio é igual ao pKa do composto em questão. Os ácidos orgânicos mais produzidos (acético e propiônico), produzem uma capacidade tamponante apenas em uma faixa de pH próxima ao seu pKa, 3,7 a 5,7 e 3,9 a 5,9, respectivamente (JENKINS et al., 1983).

Ripley et al. (1986) citado por Chernicharo (2007), propõe a determinação separada da alcalinidade devido a bicarbonato (AP) e alcalinidade devido aos ácidos voláteis (AI). Essa determinação é importante no que se refere ao significado da relação AI/AP, onde valores superiores a 0,3 indicariam um distúrbio no processo.

A interação da alcalinidade com os ácidos voláteis, durante a digestão anaeróbia, fundamenta-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo e também em tamponar o pH, na eventualidade de acumulação de ácidos voláteis.

A questão mais importante em relação ao valor e à estabilidade do pH é se a alcalinidade do meio (alcalinidade afluyente + alcalinidade gerada) é suficiente para manter-se em níveis considerados seguros (CHERNICHARO, 2007).

3.6.7 Determinação dos AGV e da alcalinidade

O Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB) desenvolveu diversas pesquisas sobre metodologias que são mais adequadas para análises de efluentes anaeróbios. Os ensaios de alcalinidade e ácidos graxos voláteis seguiram os procedimentos estabelecidos por Cavalcanti e van Handeel (2001).

A determinação de ácidos graxos voláteis tem como base a metodologia criada por DiLallo e Albertson em 1961. Eles propuseram um método titulométrico para determinação de ácidos graxos voláteis (AGV), alcalinidade total (AT) e alcalinidade devido a bicarbonato (AB).

A presença de ácidos orgânicos no efluente do reator reflete uma condição de instabilidade, ao invés de uma deficiência inerente da tecnologia anaeróbia. A acumulação de acetato, propionato e butirato não deve ser encarada como inevitável, mas sim como sintoma de uma ou mais etapas do consorcio anaeróbio está sendo prejudicada (CHERNICHARO, 2007).

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Caracterização da Estação de Tratamento de Efluentes

O abatedouro possui uma capacidade de abate de 3000 aves/dia. A estação de tratamento de efluentes (ETE) foi dimensionada para atender a um consumo de água na planta de 30 litros por ave. Sendo assim, a vazão teórica afluente ao sistema projetada foi 90 m³/dia.

A Figura 4.1, a seguir, mostra o fluxograma geral da ETE com a identificação dos pontos de monitoramento do efluente líquido.

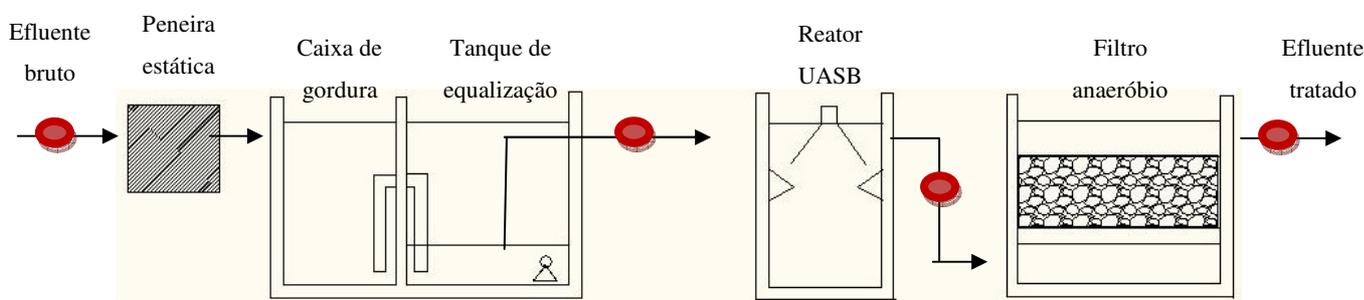


Figura 4.1 Fluxograma da Estação de Tratamento de Efluentes e os pontos de monitoramento

As Tabelas 4.1 e 4.2 apresentam um resumo das principais configurações e características de projeto dos reatores UASB e FA estabelecidas no estudo de concepção da ETE.

Tabela 4.1 Principais dimensões e características de projeto dos reatores UASB

Dimensões	Valores	Características de projeto	Valores
Largura	4,0 m	Tempo de Detenção Hidráulica	1,17 dia
Comprimento	6,0 m	Carga Hidráulica Volumétrica	0,85 m ³ /m ³ .d
Altura	4,5 m	Carga Orgânica Volumétrica	3,96 kg DQO/m ³ .d
Área	24 m ²	Velocidade Ascensional	0,48 m/h
Volume útil	108 m ³	Eficiência de Remoção de DQO	80%
Módulos	02	Eficiência de Remoção de DBO	85%

Tabela 4.2 Principais dimensões e características de projeto do FA

Dimensões	Valores	Características de projeto	Valores
Largura	3,0 m	Profundidade da camada percolante	2,0 m
Comprimento	11,2 m		
Altura total	3,5 m	Tempo de Detenção Hidráulica	1,31 dia
Área	33,6 m ²		
Volume útil	117,6 m ³	Carga Orgânica Volumétrica	0,71 kg DQO/m ³ .d

4.1.1 Tratamento preliminar-primário

O medidor Parshall, feito de fibra de vidro com 2” de garganta, foi instalado na entrada e na saída da ETE. A primeira etapa é composta por tratamento preliminar, constituído de peneira estática de material inoxidável, com 1,0 mm de diâmetro, conforme apresentado na Figura 4.2.



Figura 4.2. Peneira estática na saída do medidor Parshall

As etapas de gradeamento e desarenador não foram utilizadas devido às características do tipo de efluente tratado onde não havia contato com nenhum tipo de efluente sanitário proveniente da indústria. Estes são captados pelo Sistema Autônomo de Água e Esgoto do Município de Sete Lagoas.

O tratamento primário consiste, basicamente, na remoção de sólidos grosseiros por mecanismos predominantemente físicos. Na ETE em estudo, ele é composto por uma caixa de gordura seguida por um tanque de equalização e acidificação (TAE). Dentro do tanque foi colocada uma bomba de rotor aberto com capacidade de 10 m³/h.

4.1.2 Tratamento secundário

O tratamento secundário é composto pelo reator UASB seguido pelo filtro anaeróbio (FA). Ambos foram construídos em concreto armado e, em seguida, somente o reator UASB foi impermeabilizado com fibra de vidro para se evitar problemas de corrosão no interior do reator.

O afluente é bombeado para o reator UASB e, pela caixa de distribuição, é dividido de forma homogênea em 8 pontos distintos, conforme a Figura 4.3, sendo que a área de abrangência de cada ponto de distribuição é de 3 m².

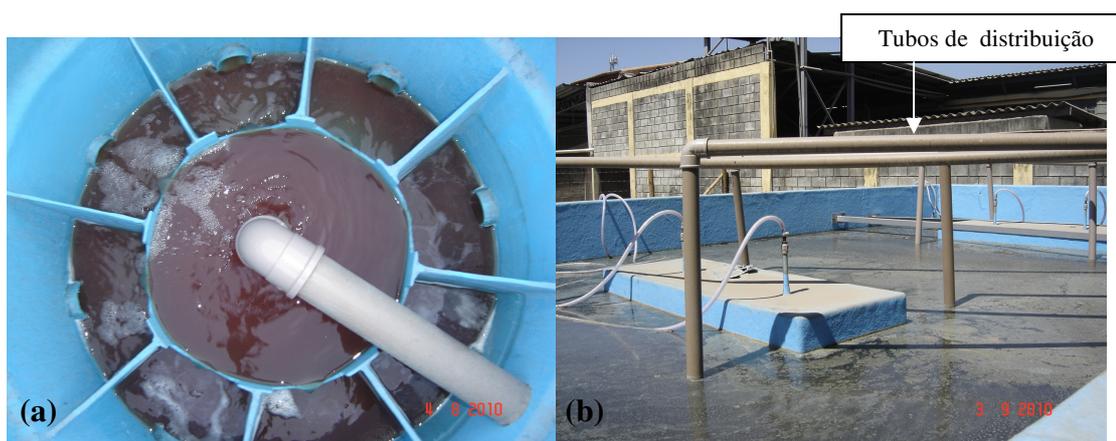


Figura 4.3. Reator UASB: (a) Caixa de distribuição de vazão (b) Vista superior do reator

Por gravidade, o efluente do reator UASB segue para a caixa de distribuição do filtro anaeróbio, sendo disposto em 6 diferentes pontos do filtro que abrangem uma área de 5,6 m² cada, conforme apresentado na Figura 4.4.

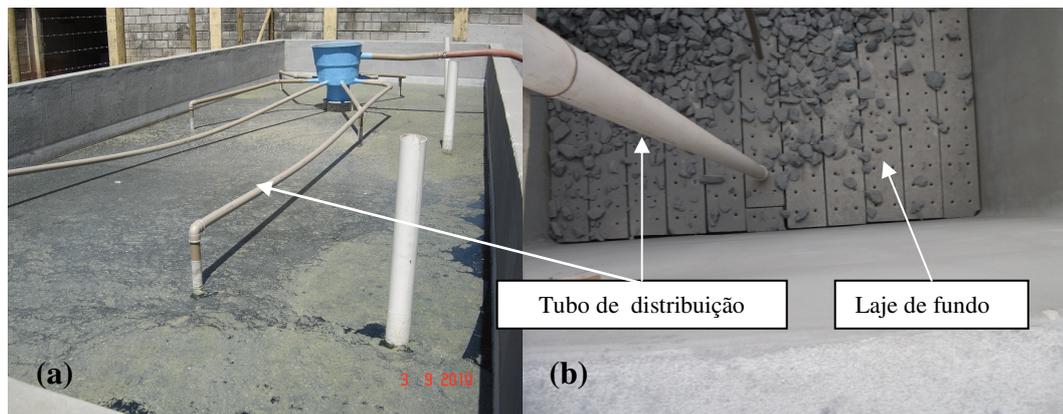


Figura 4.4 Filtro anaeróbio: (a) Vista superior do filtro (b) Detalhes construtivos e distribuição do efluente no filtro anaeróbio

Pelo fato do empreendimento ocupar uma área predominantemente residencial, todas as etapas do tratamento foram fechadas a fim de se prevenir a emissão de maus odores.

4.2 Fases operacionais

A avaliação do sistema foi realizada em dois períodos. O primeiro foi considerado a partida do sistema com duração de 100 dias e, o segundo se refere ao período de regime permanente, com duração de 265 dias, totalizando 365 dias de monitoramento da ETE.

Durante a primeira fase, uma preocupação maior foi estabelecida no monitoramento da estabilidade do reator UASB pelo fato da utilização de um inóculo não adaptado, conforme será relatado no item 4.2.1. A segunda fase enfatizou o monitoramento do desempenho do sistema na remoção da matéria orgânica tanto do reator UASB quanto o filtro anaeróbio.

4.2.1 Partida do sistema

A partida do sistema foi focada no reator UASB por apresentar um equilíbrio biológico delicadamente balanceado, que envolve processos metabólicos complexos e, portanto, necessita de um maior cuidado operacional em comparação ao filtro anaeróbio.

Como a variação da produção industrial afeta diretamente a geração de efluentes, a Tabela 4.3 apresenta os parâmetros teóricos estabelecidos na concepção da ETE em estudo.

Tabela 4.3: Dados utilizados para estabelecimento das condições de partida

Dados	
Jornada de trabalho (horas)	8
Vazão afluyente a ETE (m ³ /h)	11,25
DQO afluyente (mg/L)	3500
Concentração esperada do lodo(%)	5
Densidade do lodo (kgSST/m ³)	1020
Volume do reator UASB (m ³)	108

Os procedimentos adotados durante a partida seguiram as orientações contidas em Chernicharo (2007) e podem ser resumidos conforme o descritivo a seguir:

- O lodo de inóculo foi proveniente de uma lagoa de lodo de suinocultura conforme apresentado na figura 4.5 no município de Matozinhos, sendo transportado por caminhões tanque com capacidade de 8 m³.



Figura 4.5. Lagoa de lodo de suinocultura

- A inoculação foi realizada com o reator vazio e a transferência de lodo dos caminhões foi feita por meio de acoplamento de mangotes aos flanges de acesso à linha de descarte de lodo de cada UASB. O volume de 16 m³ foi transferido para cada compartimento do reator UASB, totalizando 32 m³, correspondendo a um terço do volume total.
- Após a completa inoculação, o lodo permaneceu em repouso por aproximadamente 48 horas. Este período possui a função de aclimatação da biomassa presente às condições ambientes.

- Após o período de repouso foi iniciada a alimentação com esgoto bruto, sendo o volume de 50% da vazão total do empreendimento, em dias alternados. Após a finalização do enchimento foi deixado em repouso por 24 horas, período a partir do qual foi iniciado o bombeamento do volume total.

4.3 Monitoramento do sistema

O monitoramento do sistema foi realizado por meio de análises físico-químicas da fase líquida, tanto durante a partida dos reatores quanto a operação em regime permanente, seguindo as orientações do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 2005).

4.3.1 Avaliação de desempenho

As amostras do efluente bruto foram tomadas na saída do medidor Parshall, de forma composta, durante a jornada de trabalho do abatedouro. A Figura 4.1 apresenta o fluxograma da ETE e os respectivos pontos de coleta para facilitar entendimento. As amostras do tanque de equalização e acidificação (TAE) foram tomadas na tubulação de chegada à montante da caixa de distribuição do reator UASB. As amostras do efluente do reator UASB foram tomadas no registro de saída para o filtro anaeróbio (FA), sendo seu efluente coletado na saída do medidor Parshall. A amostragem TAE, do reator UASB e do FA foram do tipo simples.

Após a coleta das amostras, o material foi refrigerado e encaminhado ao Laboratório de Saneamento Ambiental na Escola de Veterinária da Universidade Federal de Minas Gerais. As análises foram realizadas num tempo inferior a 6 horas após a coleta.

Para avaliação da estabilidade e eficiência do sistema de tratamento, foram monitorados semanalmente os parâmetros que estão sintetizados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4. Parâmetros e bibliografia de referência para as análises físico-químicas realizadas no efluente.

Parâmetros físico-químicos	Referências Bibliográficas
pH	AWWA/APHA/WEF, (2005)
Alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI)	JENKINS et al. (1983)
Demanda Biológica de Oxigênio (DBO)	AWWA/APHA/WEF, (2005)
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	AWWA/APHA/WEF, (2005)
Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV)	AWWA/APHA/WEF, (2005)
Ácidos Voláteis Totais	Cavalcanti&van Haandel (2001)

4.3.2 Determinação dos ácidos graxos voláteis e alcalinidade

O Programa de Pesquisa em Saneamento Básico, PROSAB, desenvolveu diversas pesquisas sobre metodologias mais adequadas para análises de efluentes anaeróbios. Os ensaios de alcalinidade e ácidos graxos voláteis seguiram os procedimentos estabelecidos por Cavalcanti&van Handeel (2001).

4.4 Tratamento de dados

Os dados de monitoramento foram avaliados por meio de estatísticas descritivas (sumário numérico) e exploratórias (gráficos box-plot e séries temporais).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Resumo geral dos resultados

Apresenta-se nas Tabelas 5.1 e 5.2 a estatística descritiva dos resultados de monitoramento da fase líquida durante a fase I e fase II, respectivamente.

Tabela 5.1. Resumo dos dados da fase I

Ponto de monitoramento	Parâmetro	N	Média	DP	Mínimo	Máximo	Mediana
Efluente Bruto (EB)	pH	12	7,23	0,25	6,52	7,50	7,27
	Temperatura (°C)	11	24	1,44	23	27	24
	DBOt (mgO ₂ /L)	6	2933	1055	1795	4733	2516
	DQOt (mgO ₂ /L)	15	3149	1030	1685	5527	3042
	SST (mg/L)	13	871	213	600	1185	810
	SSV (mg/L)	13	860	208	600	1185	810
Efluente do TAE	pH	12	6,46	0,16	6,24	6,77	6,45
	Temperatura (°C)	11	22	2,27	18	26	21
	DBOt (mgO ₂ /L)	7	1106	243	748	1469	1061
	DQOt (mgO ₂ /L)	15	1271	262	780	1765	1200
	SST (mg/L)	13	402	183	190	960	365
	SSV (mg/L)	13	402	183	190	960	365
	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	14	496	65	420	630	500
	AGV (mg/L)	14	441	223	30	720	540
AI/AP	14	1,29	0,27	0,79	1,87	1,29	
Reator UASB	pH	12	6,84	0,15	6,67	7,18	6,83
	Temperatura (°C)	11	23	2,06	20	26	22
	DBOt (mgO ₂ /L)	7	500	107	367	629	467
	DQOt (mgO ₂ /L)	15	950	241	557	1341	930
	SST (mg/L)	13	252	121	130	500	195
	SSV (mg/L)	13	237	104	130	500	195
	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	14	834	73	750	1040	815
	AGV (mg/L)	14	384	207	40	720	428
AI/AP	14	0,61	0,13	0,41	0,88	0,59	
Filtro Anaeróbio (FA)	pH	10	7,24	0,17	6,96	7,54	7,21
	Temperatura (°C)	10	23	2,50	19	27	23
	DBOt (mgO ₂ /L)	7	173	75	102	265	153
	DQOt (mgO ₂ /L)	13	399	201	147	819	388
	SST (mg/L)	12	73	43	30	150	56
	SSV (mg/L)	12	73	43	30	150	56
	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	13	882	119	740	1150	840
	AGV (mg/L)	13	217	101	110	420	180
AI/AP	13	0,36	0,12	0,20	0,58	0,35	

Tabela 5.2. Resumo dos dados da fase II

Ponto de monitoramento	Parâmetro	N	Média	DP	Mínimo	Máximo	Mediana
Efluente Bruto (EB)	pH	27	7,13	0,21	6,71	7,52	7,17
	Temperatura (°C)	27	25	1,20	23	27	25
	DBOt (mgO ₂ /L)	31	1919	619	720	3480	1920
	DBOf (mgO ₂ /L)	21	852	287	544	1640	761
	DQOt (mgO ₂ /L)	32	2930	1091	1445	5743	2702
	DQOf (mgO ₂ /L)	21	1387	522	680	2705	1314
	SST (mg/L)	30	744	272	365	1505	671
	SSV (mg/L)	30	740	265	365	1460	671
Efluente do TAE	pH	26	6,51	0,20	6,15	6,87	6,51
	Temperatura (°C)	23	23	1,04	22	25	23
	DBOt (mgO ₂ /L)	30	1000	353	360	1740	990
	DBOf (mgO ₂ /L)	22	497	145	240	762	540
	DQOt (mgO ₂ /L)	31	1423	420	808	2246	1393
	DQOf (mgO ₂ /L)	23	677	185	298	1094	616
	SST (mg/L)	29	495	234	118	907	447
	SSV (mg/L)	29	489	227	118	907	447
	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	22	656	171	410	1180	645
	AGV (mg/L)	20	638	159	345	945	653
Al/AP	22	1,25	0,29	0,77	1,83	1,27	
Reator UASB	pH	25	6,86	0,20	6,44	7,27	6,84
	Temperatura (°C)	24	23	1,75	21	26	24
	DBOt (mgO ₂ /L)	27	423	107	144	608	449
	DBOf (mgO ₂ /L)	22	201	48	108	294	219
	DQOt (mgO ₂ /L)	32	702	335	217	1544	617
	DQOf (mgO ₂ /L)	23	305	132	181	720	267
	SST (mg/L)	27	387	357	127	1440	251
	SSV (mg/L)	27	345	265	105	992	250
	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	22	904	184	580	1320	855
	AGV (mg/L)	20	453	122	315	765	413
	Al/AP	22	0,48	0,12	0,29	0,71	0,47
Filtro Anaeróbio (FA)	pH	27	7,23	0,24	6,74	7,76	7,26
	Temperatura (°C)	24	23	1,49	21	25	23
	DBOt (mgO ₂ /L)	32	86	69	15	336	78
	DBOf (mgO ₂ /L)	23	30	18	5	60	28
	DQOt (mgO ₂ /L)	33	183	73	36	392	180
	DQOf (mgO ₂ /L)	23	101	42	45	221	101
	SST (mg/L)	31	43	15	15	72	50
	SSV (mg/L)	31	43	15	15	72	50
	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	22	921	142	650	1170	925
	AGV (mg/L)	22	213	126	90	540	165
	Al/AP	20	0,21	0,05	0,10	0,27	0,22

5.2 Sistema preliminar/primário

As concentrações e eficiências de remoção da matéria orgânica no tratamento preliminar estão sintetizadas nas Figuras 5.1 e 5.2, que representam as fases I e II, respectivamente.

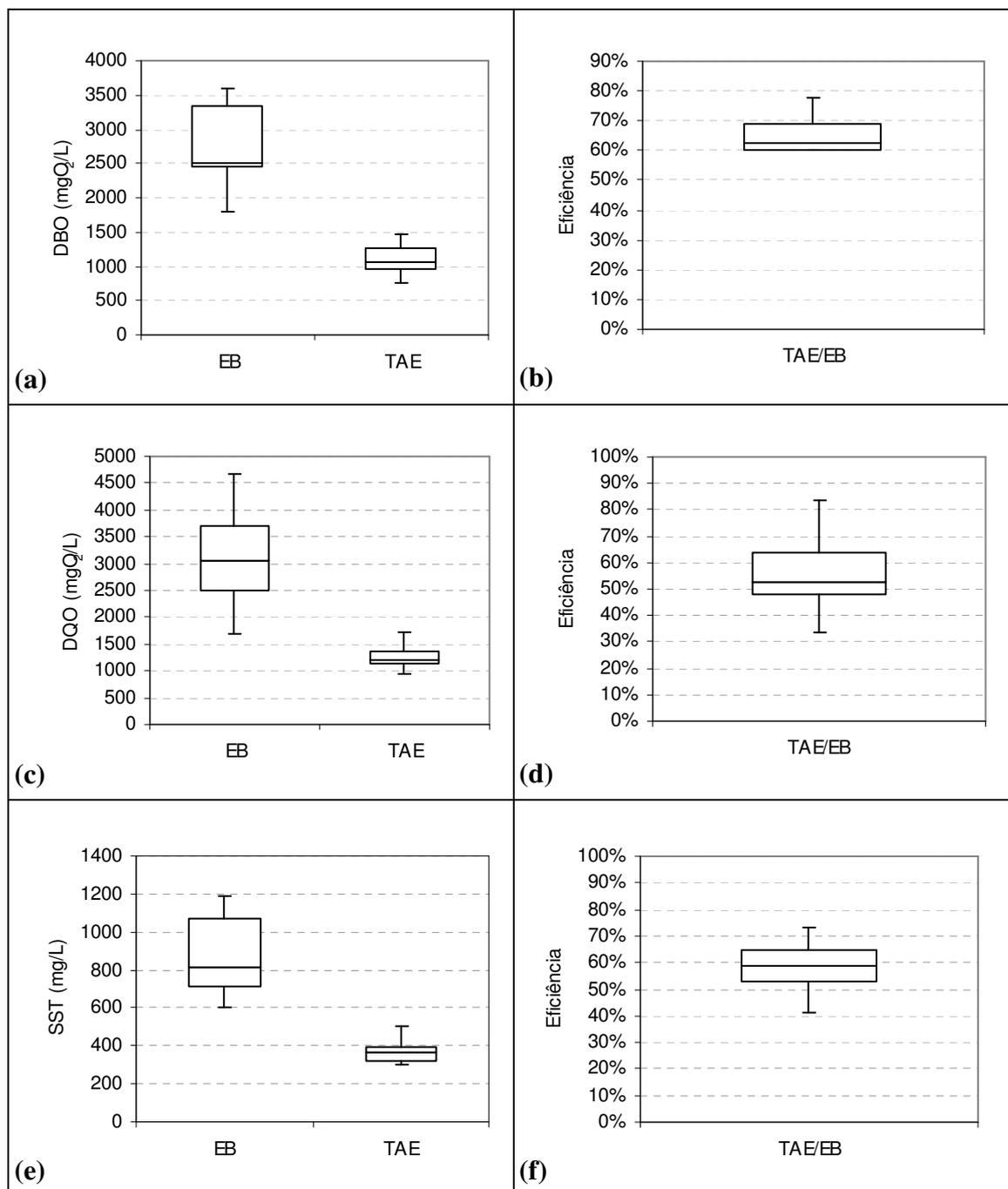


Figura 5.1. Box-plot das concentrações (a,c,e) e eficiência de remoção (b,d,f) de DBO, DQO e SST, respectivamente, no sistema preliminar/primário durante a fase I

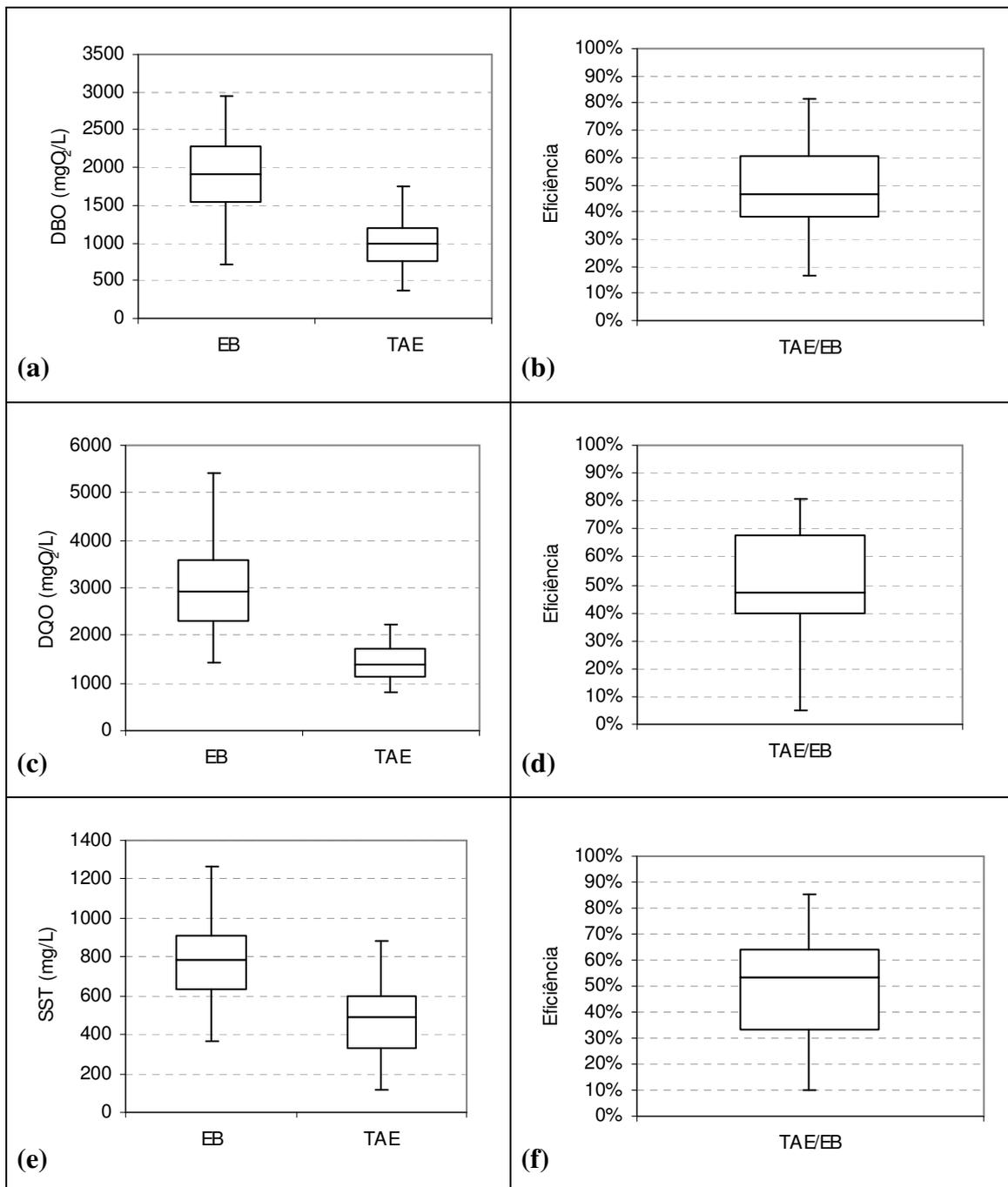


Figura 5.2. Box-plot das concentrações (a,c,e) e eficiência de remoção (b,d,f) de DBO, DQO e SST, respectivamente, no sistema preliminar/primário durante a fase II

Os valores de DBO no efluente bruto foram bastante dispersos, com valores médios de 2933 ± 1055 mg O₂/L na primeira fase e 1919 ± 619 mg O₂/L na segunda fase, conforme apresentado nas Tabelas 5.1 e 5.2. Estes valores estão de acordo com a literatura, que relata valores de DBO no efluente bruto entre 1300 e 5500 mg O₂/L, segundo os estudos de Caixeta et al. (2002) e Chávez et al. (2005), respectivamente.

A remoção de DBO foram 62%, na primeira fase, e 48% na segunda fase. Deve-se ressaltar que a menor quantidade de dados de DBO na análise na fase I, apenas seis, pode não ter sido representativa. Pelo fato de ser o início do experimento, alguns fatores durante realização das análises de DBO podem ter prejudicado esta análise, como o tempo gasto para obtenção do resultado e o fator de diluição.

Assim como a DBO, os valores de DQO no efluente bruto estão diretamente relacionados com as características individuais da produção industrial. Os valores foram dispersos em ambas as fases, 3149 ± 1030 mg O₂/L na fase I e 2930 ± 1091 mg O₂/L na fase II. Estes valores foram próximos ao encontrado por Del Nery et al. (2008), que encontrou valores médios de DQO no esgoto bruto em 4137 ± 901 mg O₂/L, que são semelhantes aos valores apresentados nas Tabelas 5.1 e 5.2. A remoção de DQO foi próxima em ambas as fases, correspondendo a 52% na primeira e 48% na segunda.

Os sólidos suspensos totais (SST) obtiveram uma remoção média de 59 e 53% nas fases I e II, respectivamente. Del Nery et al. (2008) encontrou valores médios de 791 ± 194 mg/L para SST, sendo similares aos valores médios encontrados de 871 ± 213 e 744 ± 272 mg/L referentes à fase I e II.

O sistema preliminar/primário do efluente bruto promoveu a remoção de parte significativa da carga orgânica que aflui ao sistema biológico de tratamento. Este fato diminuiu a possibilidade de ocorrências de choque de carga orgânica no sistema e, conseqüentemente, a falha durante o processo de partida.

5.3 Condições operacionais do reator UASB

O comportamento diário das vazões dos efluentes oriundos da indústria de abate difere das vazões observadas nos esgotos domésticos. Eles somente serão produzidos durante o turno de trabalho da indústria e não apresentam estabilidade em sua geração. Além disso, a extensão da rede coletora é ínfima quando comparada à rede coletora de esgotos.

Devido a peculiaridades industriais, a vazão diária produzida foi 2/3 da estimada de projeto. Isto provocou alterações significativas nos demais parâmetros utilizados. A vazão média do empreendimento foi de 60 m³/dia e, desta maneira, foi possível calcular a carga hidráulica

volumétrica (CHV) e o tempo de detenção hidráulica (TDH) aplicados durante o período da partida, conforme apresentado na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 Quadro comparativo das condições previstas e aplicadas no reator UASB

Parâmetro	Projeto	Real
Vazão média (m ³ /d)	90	60
COV (kg DQO/m ³ .d)	3,96*	0,79**
TDH _{UASB} (horas)	28	37,24
CHV _{UASB} (m ³ /m ³ .d)	0,85	0,56
Velocidade ascensional (m/h)	0,48	0,32

*Calculado com base no efluente bruto (DQO=3500mg O₂/L)

** Calculado com base na DQO do tanque de equalização

O valor da carga orgânica volumétrica (COV) encontrado de 0,79 kg DQO/m³.d, foi inferior ao valor de projeto. Isto ocorreu porque a carga orgânica de projeto considerada para o dimensionamento do sistema, uma DQO de efluente bruto de 3500 mgO₂/L, não considerava a eficiência de remoção do tratamento preliminar e primário. Este novo valor de COV teve como base os valores médios da DQO do TAE na fase II do presente estudo.

O tempo de detenção hidráulica (TDH), durante o regime permanente, foi calculado em 37,24 horas, sendo superior ao valor de projeto que foi de 28 horas. A justificativa para a adoção de um elevado TDH reside no fato que as ETE de sistemas menores, quando comparados às de esgoto doméstico, não possuem operadores, além da grande flutuação na produção diária para o atendimento dos consumidores. Portanto, para atender a demanda industrial, sem alterar a qualidade do efluente final, a ETE em estudo foi dimensionada para suportar as flutuações comportamentais da produção e da operação.

Entretanto, em experimento de bancada, Caixeta et al. (2002) utilizou um reator UASB tratamento de águas residuárias de abatedouro, variando os tempos de TDH, 22, 18 e 14 horas e verificou uma eficiência de remoção de 85%, 84% e 80% respectivamente. Em outro trabalho, Del Nery et al. (2008) encontrou um valor médio de TDH de 22,64 horas e alcançou uma eficiência de remoção de 85%.

Um maior TDH permite a permanência do sulfeto na forma não dissociada (H_2S) é o principal componente dissolvido para valores inferiores a 7,0 (CHERNICHARO, 2007). Um tempo de detenção hidráulica inferior gera maiores velocidades e muita turbulência favorecendo a liberação do sulfeto e geração de maus odores.

O estudo de concepção previa uma CHV de 0,85 $m^3/m^3.d$. No entanto, para o presente trabalho, a carga hidráulica volumétrica aplicada foi de 0,56 $m^3/m^3.d$, obedecendo aos valores estipulados no projeto. Estes valores são aquém do valor máximo previsto pela literatura que é de 5 $m^3/m^3.d$ para esgotos domésticos (CHERNICHARO, 2007).

A velocidade ascensional de 0,32 m/h é inferior ao sugerido por Cervantes et al. (2006) para efluentes industriais e Chernicharo (2007) para esgotos domésticos que estão na faixa de 0,5 a 2,0 m/h e 0,5 a 0,7 m/h, respectivamente. Uma velocidade ascensional baixa inferior pode não permitir uma movimentação da biomassa e, conseqüentemente, um contato adequado entre a biomassa e a matéria orgânica no interior do reator UASB.

5.5 Avaliação do inóculo

No procedimento de partida, foi utilizado um inóculo proveniente de uma lagoa de lodo de uma suinocultura. Este foi escolhido por não haver nenhum outro prontamente disponível na região. Apesar de a literatura recomendar análises específicas de atividade metanogênica do inóculo antes da partida, as mesmas não foram realizadas devido à dificuldade de encontrar laboratórios que realizam este tipo de análise.

Segundo CAO et al. (2011), o lodo anaeróbio pode ser preservado sem problemas sérios de deterioração por longos períodos de tempo, mesmo quando as características das águas residuárias a serem tratadas sejam diferentes. O acúmulo de sulfeto de hidrogênio pode ser produzido nos processos anaeróbios deve ser levado em consideração na escolha do tratamento porque pode ser acompanhado por formação de maus odores.

A desvantagem da utilização deste tipo de inóculo é a baixa quantidade de sólidos voláteis presentes. A análise do teor de sólidos foi realizada posteriormente à partida. O valor encontrado para a concentração do lodo foi de 18,5%. A concentração muito elevada, somada às baixas velocidades ascencionais (TDH elevados), pode ter levado à formação de zonas não misturadas (zonas mortas) e ocorrência de caminhos preferenciais através do leito de lodo.

A relação STV/ST de 0,37, de uma maneira indireta, este coeficiente demonstra que o lodo utilizado na partida não foi adequado porque apresenta um elevado teor de material inerte devido às características locais da coleta. Como consequência, o volume de biomassa, representada pela quantidade de sólidos voláteis (STV), foi menor que o volume de biomassa inoculado esperado.

O lento crescimento dos microrganismos metanogênicos em um inóculo não adaptado, somado à baixa quantidade de biomassa inoculada, justifica a baixa eficiência de remoção de matéria orgânica durante o período da partida (SING et al., 1998).

5.6 Tratamento biológico reator UASB + FA

5.6.1. Primeira fase

A Figura 5.3 apresenta os gráficos box-plot das concentrações de DBO, DQO e SST do sistema biológico de tratamento no decorrer dos 100 dias da partida.

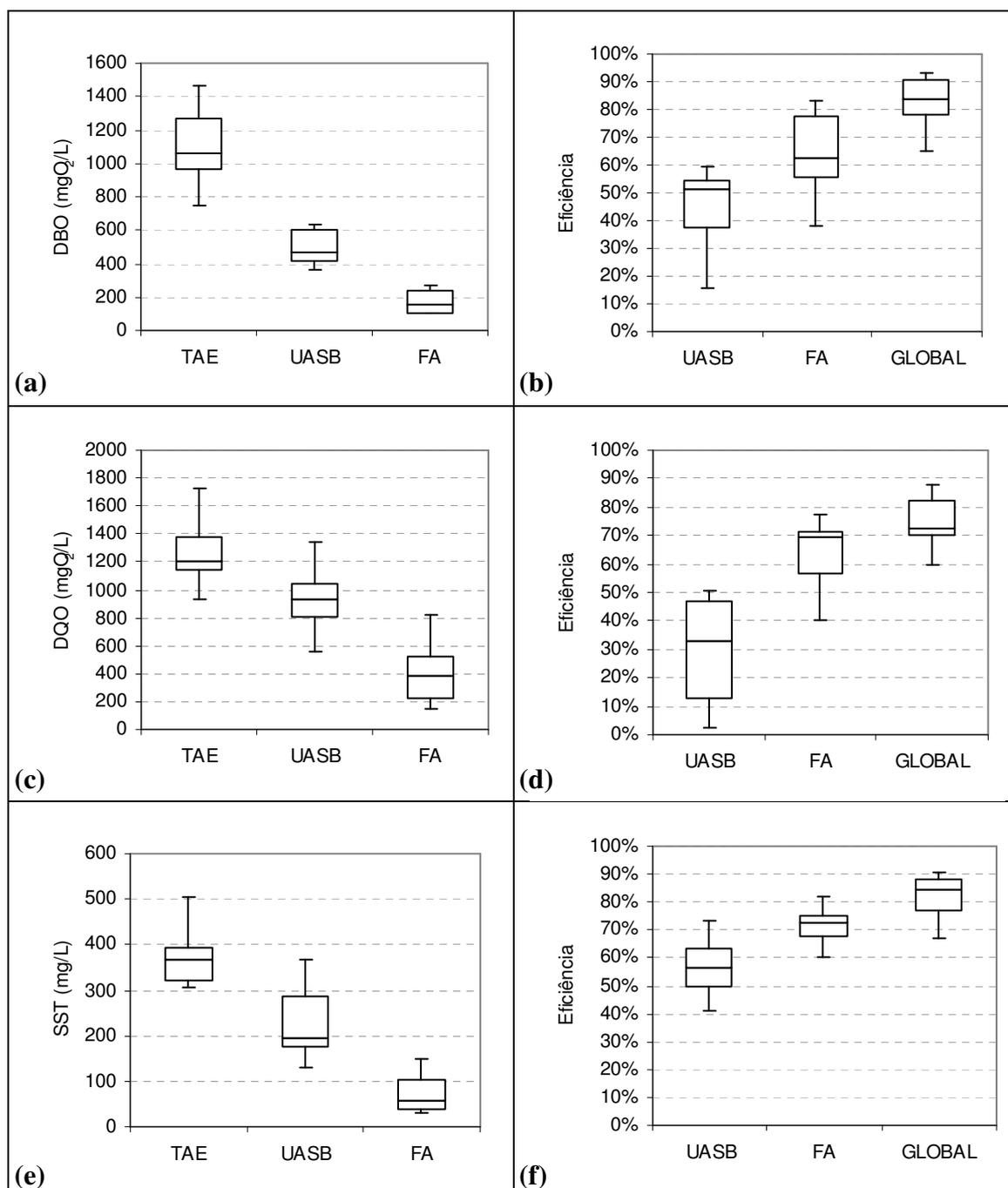


Figura 5.3 Box-plot das concentrações (a,c,e) e eficiência de remoção (b,d,f) de DBO, DQO e SST, respectivamente, do tratamento biológico durante a fase I

As análises de DQO permitem uma discussão mais ampla sobre a remoção da matéria orgânica. Devido à ausência de descarte do lodo durante o monitoramento, os valores de DQO no reator UASB apresentaram grande dispersão nos valores, com valor médio de remoção de 33%.

Sing et al. (1998) analisou a partida de um reator UASB no tratamento de esgoto doméstico e constatou que a lavagem do lodo durou cerca de uma semana. Após 20 dias da partida a eficiência de remoção foi de 30 a 55 %. A conclusão deste mesmo autor foi de que a baixa remoção durante a partida pode ser atribuída à presença de inóculo não adaptado com uma atividade reduzida pela temperatura de 20° C e pela perda do lodo. A partida durou 60 dias com uma eficiência de remoção de DQO entre 80-85% no final deste período.

A remoção de sólidos suspensos voláteis foi satisfatória em todo o sistema. O reator UASB apresentou uma remoção de 57% e o filtro anaeróbio de 73%, cumprindo assim o seu papel de dar um “polimento” final do efluente.

Em relação aos percentuais de atendimento aos padrões de lançamento e eficiências de remoção estabelecidas pela DN COPAM/CERH 01/08, o sistema como um todo se enquadra nos padrões estabelecidos pela legislação ambiental vigente.

Os dados da partida não foram suficientes para concluir sobre a eficiência de remoção do tratamento biológico pela ausência das análises filtradas, tanto DBO quanto DQO, devido à interferência na perda de biomassa do reator UASB. Por isso, optou-se por complementar com estas análises a segunda etapa do estudo.

5.6.1.1 Monitoramento da estabilidade do reator UASB

Conforme apresentado na Figura 5.4, durante os primeiros dias após a partida, os reatores biológicos encontravam-se num período de repouso e aclimação do lodo inoculado. Após este período o sistema passou a operar com a vazão total e, então, o processo de digestão anaeróbia teve início.

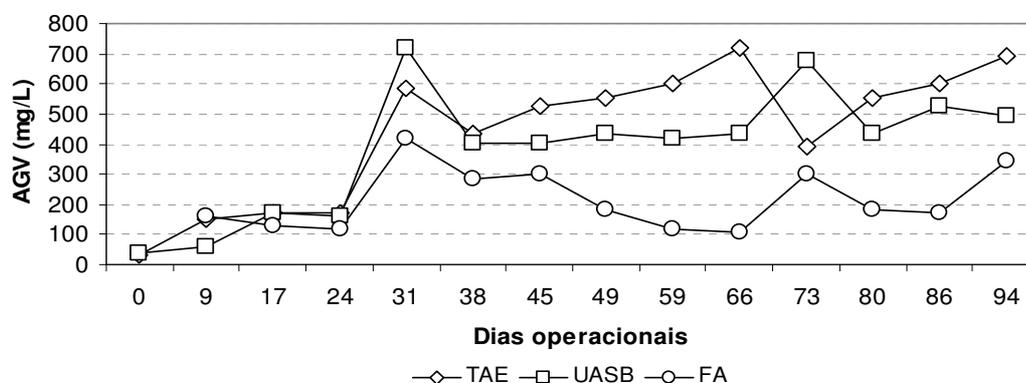


Figura 5.4. Série histórica de AGV durante a partida

Os valores médios encontrados durante a partida para o TAE, reator UASB e FA foram 441, 384 e 271 mg AGV/L, respectivamente. Este declínio dos valores de ácidos voláteis, ao passar pelo sistema biológico, constitui um indício de consumo dos ácidos orgânicos, seja pela alcalinidade do sistema ou devido à etapa de acetogênese do processo anaeróbio. Del Nery et al. (2008) ao trabalhar com efluentes de abatedouro também encontrou redução nos valores de AGV no reator UASB, sendo de 200 mg AGV/L no afluente e 72 mg AGV/L no efluente.

Caixeta et al. (2002) relatou que o efluente de abatedouros possui uma grande capacidade tamponante que não requer uma correção do pH. Os ácidos voláteis do efluente bruto variaram entre 1050 a 1780 mg HAc/L. Os produtos alcalinizantes do efluente bruto adicionado à produção de produtos tamponantes na digestão anaeróbia, neutralização a alta carga de ácidos formados na digestão.

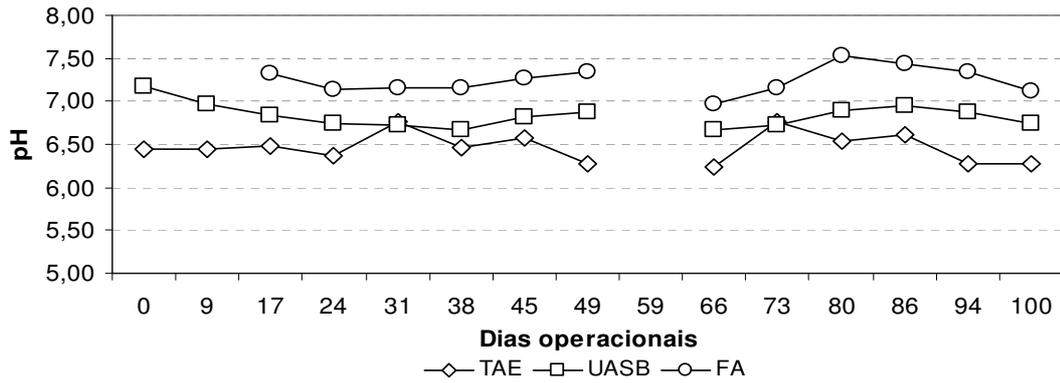


Figura 5.5. Série histórica do pH durante a partida.

Na Figura 5.5, os valores de pH não mostraram grandes variações mesmo com as flutuações da concentração de ácidos como apresentado na figura 5.4, demonstrando estabilidade do sistema.

A Figura 5.6 apresenta os valores de alcalinidade ao longo do período da partida. Os valores mantiveram-se constantes, sendo a média encontrada o efluente do TAE, reator UASB e FA foram 469, 834 e 882 mgCaCO₃/L.

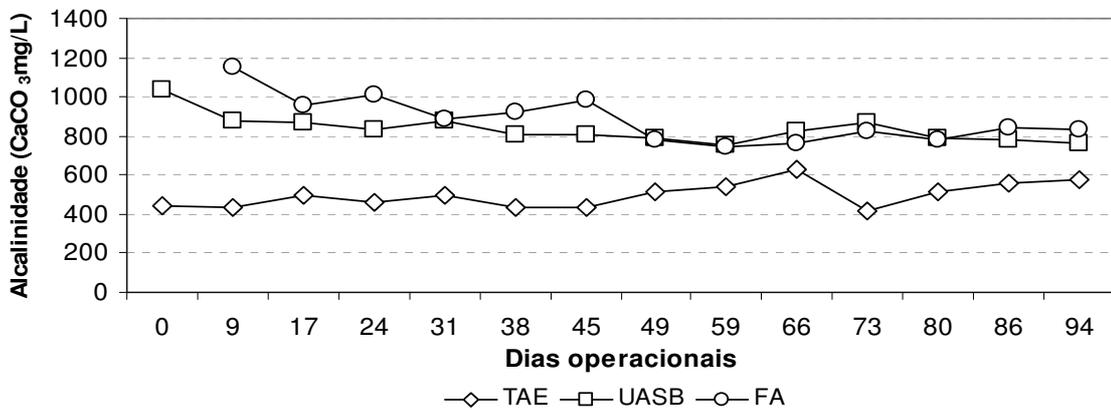


Figura 5.6. Série histórica da alcalinidade total durante a partida.

O aumento da alcalinidade durante o percurso do efluente pelo tratamento, demonstra que houve produção de compostos com capacidade tamponante, mesmo na presença de altos teores de ácidos orgânicos. A alcalinidade no efluente do reator UASB no experimento de

Borja et al. (1998), tratando efluentes de abatedouro, mostrou uma boa capacidade

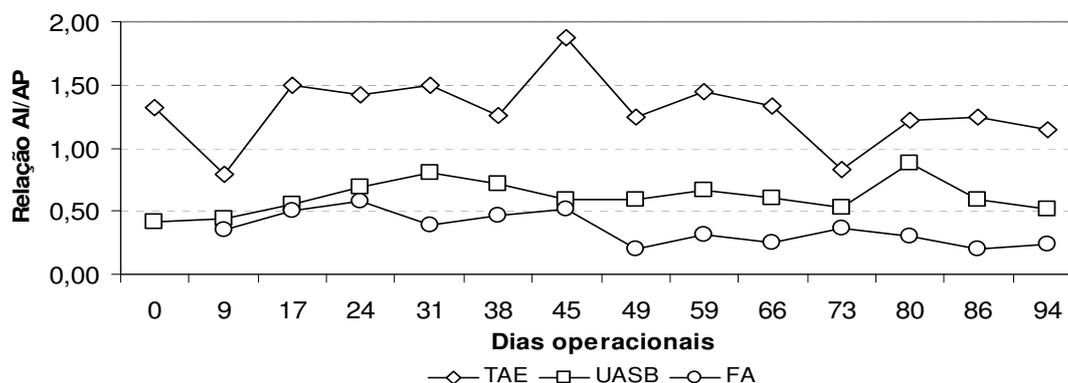


Figura 5.7. Série história da relação AI/AP tamponante, com valores maiores que 1840mg CaCO₃/L.

A Figura 5.7 apresenta a variação da relação AI/AP durante o período da partida do sistema. Esta relação, para o reator UASB, apresentou um valor médio de 0,61, enquanto que, para o filtro anaeróbio apresentou um valor médio de 0,36.

Apesar da relação AI/AP estar acima dos valores estabelecidos por Chernicharo (2007) para esgotos domésticos, entre 0,3 a 0,4, o reator não apresentou falhas durante este período. Borja et al. (1998), pesquisando efluentes de abatedouro, encontrou uma relação AI/AP constante, entre 0,1 a 0,12. Pereira et al. (2009), que utilizou o reator UASB no tratamento de efluentes de suinocultura, observou uma relação AI/AP superior a 0,3 que não indicou uma influencia negativa no processo microbiológico.

5.6.2 Segunda fase

A partir da segunda fase, acrescentaram-se as parcelas filtradas de DBO e DQO no trabalho com o objetivo de avaliar o desempenho do tratamento biológico na remoção da matéria orgânica, sem a influência de perda de biomassa.

Para calcular a eficiência de remoção biológica, foi utilizada parcela total anterior e a parcela filtrada posterior a cada processo de tratamento. A eficiência global foi obtida através da parcela total do TAE e da parcela filtrada do FA. A Figura 5.8 apresenta a DBO e suas respectivas parcelas totais e filtradas, e a eficiência de remoção do tratamento durante o monitoramento do regime permanente com duração de 265 dias.

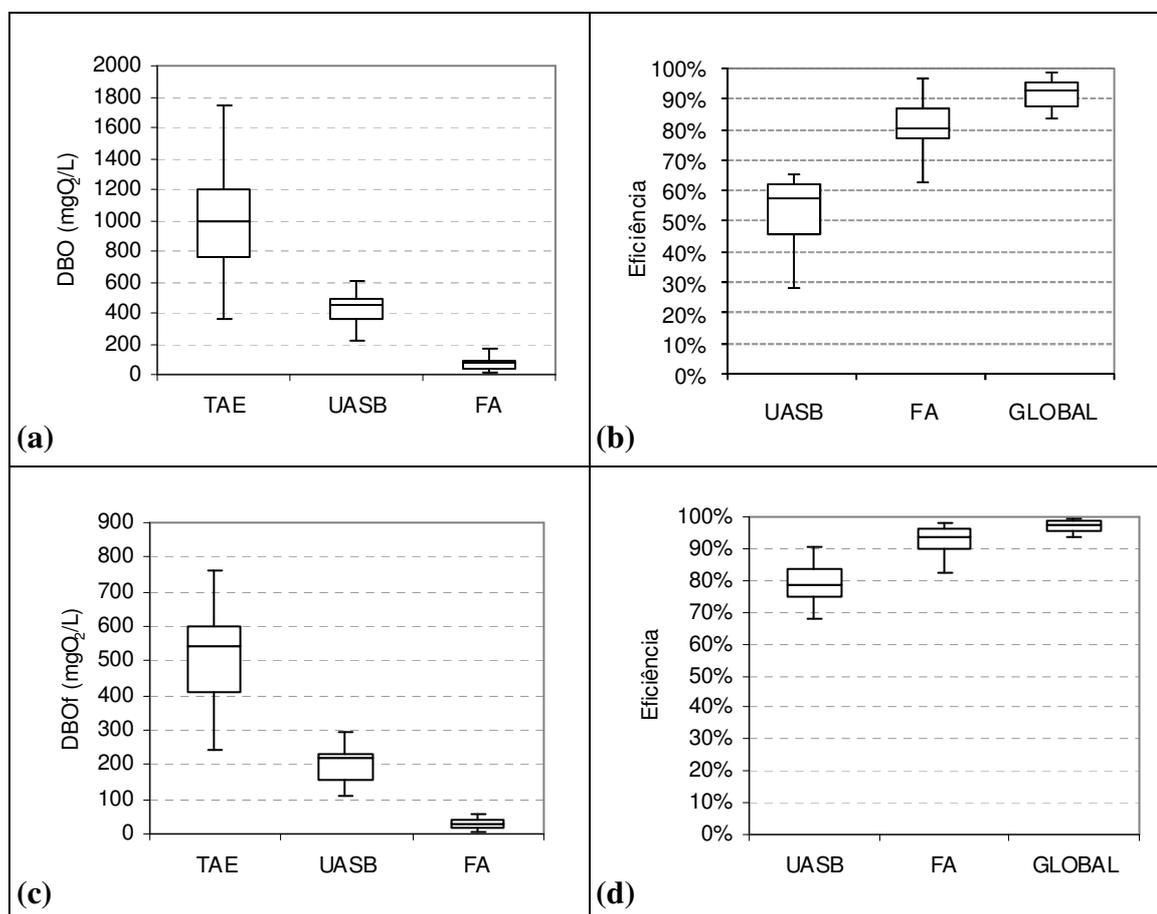


Figura 5.8. Box-plot da parcela total (a) e filtrada (c) da DBO durante a fase II e a eficiência de remoção (b,d), respectivamente.

Os valores médios de DBO total no TAE e DBO filtrada no reator UASB foram 1000 ± 353 e 201 ± 48 mgO_2/L . Caixeta et al. (2002) trabalhando com efluentes de abatedouro, alcançou uma eficiência de remoção de DBO de 95% no reator UASB utilizando TDH de 22 horas. Esta elevada eficiência foi atribuída à eficiência das características de granulação do lodo e da separação trifásica.

A perda de biomassa pode prejudicar a qualidade do efluente do reator UASB aumentando os valores da DBO total. Este fato pode ser compreendido quando avaliamos a eficiência de remoção do sistema. Ao utilizar a DBO total, o desempenho do reator está aquém do esperado, aproximadamente 58%. Entretanto, quando quantificamos o desempenho pela parcela filtrada, a eficiência de remoção de DBO chega a 79%.

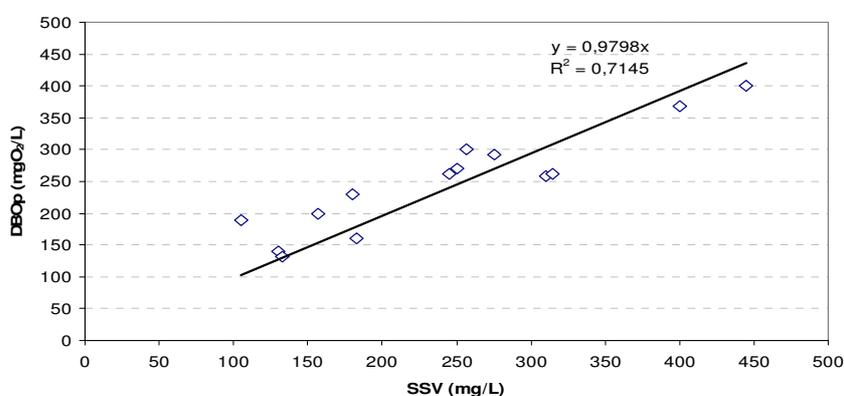


Figura 5.9 Gráfico de dispersão entre a DBO particulada e SSV do efluente do reator UASB

A Figura 5.9 apresenta um gráfico de dispersão onde se pode correlacionar a DBO particulada e a quantidade de sólidos suspensos voláteis que saem do reator UASB. O valor indica que estes dois parâmetros possuem uma relação de 71,45%

Em relação ao percentual de atendimento aos padrões de lançamento e eficiência de remoção estabelecida pela DN COPAM/CERH 01/08, a análise de DBO de 86 ± 69 mgO_2/L na saída do filtro anaeróbio demonstra um desempenho do sistema 91%.

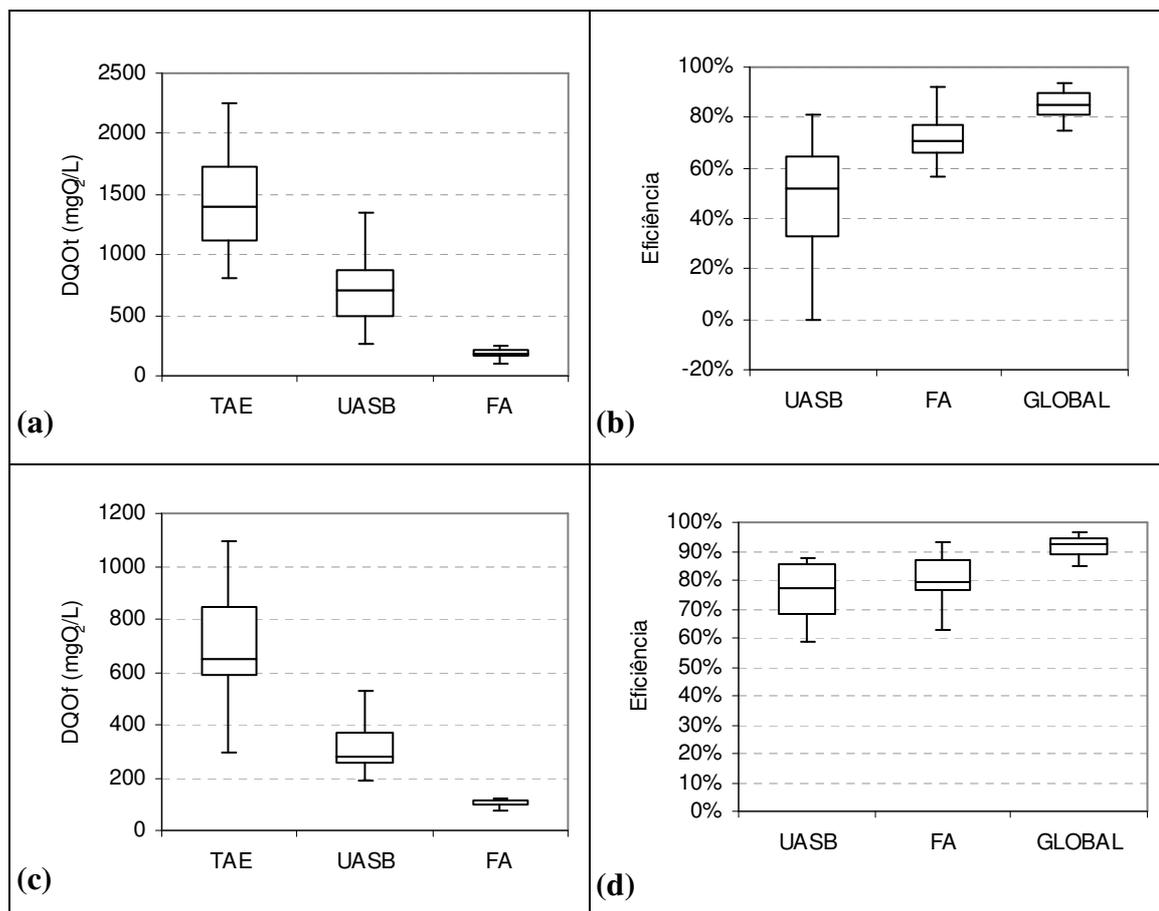


Figura 5.10 Box-plot da parcela total (a) e filtrada (c) da DQO durante a fase II e a eficiência de remoção (b,d), respectivamente.

A eficiência média de remoção da DQO no reator UASB foi de 76%. Durante seu experimento, Borja et al. (1998) não encontrou remoção de DQO inferior a 90%. Del Nery et al. (2008), encontrou uma remoção média de DQO do reator UASB de 85% na remoção de DQO. Os valores da parcela filtrada encontrados pelo autor foram 368 ± 138 mg O₂/L. No presente experimento o valor médio da parcela filtrada encontrado foi de 305 ± 132 mg O₂/L.

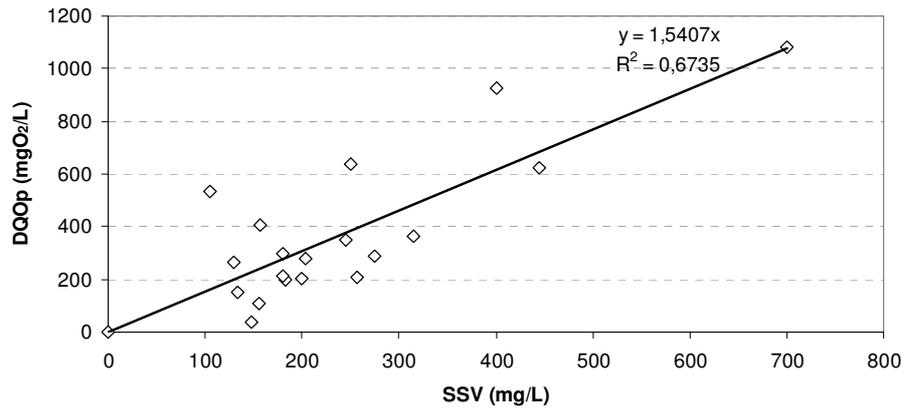


Figura 5.11 Gráfico de dispersão entre DQO particulada e SSV no efluente do reator UASB

Através do gráfico de dispersão, Figura 5.11, pode-se correlacionar que em 67,35% dos dados, a biomassa perdida na forma de DQO particulada está afetando diretamente a qualidade do efluente do reator UASB. Este fato também pode estar vinculado à ausência de descarte do lodo ao longo do período de monitoramento.

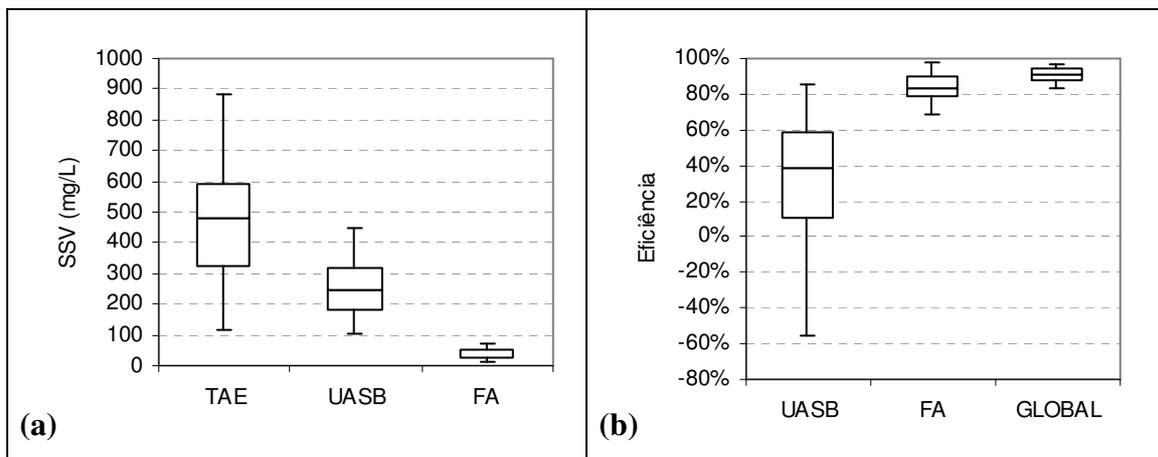


Figura 5.12. Box-plot da concentração dos SSV (a) durante a fase II e a eficiência de remoção (b)

Devido à ausência de descarte do lodo durante o regime permanente, a unidade apresentou em diversos momentos eficiência negativa de remoção de sólidos, conforme mostrado na Figura 5.12, prejudicando, então, a qualidade do efluente do UASB. Porém, o filtro anaeróbio, como unidade de pós-tratamento, apresenta uma eficiência média de remoção de 81%, melhorando significativamente a qualidade do efluente final que é lançado no corpo receptor.

O material particulado constitui uma parcela de difícil degradação por bactérias hidrolíticas. Sua retirada diminuiu a possibilidade de sobrecarga orgânica ao sistema. Segundo Lettinga & Hulshoff (1995), as partículas mais grosseiras em suspensão não exercem um efeito negativo na granulação do lodo. No entanto, outros experimentos com efluentes de abatedouro revelaram que a presença de matéria orgânica coloidal pode levar a uma queda brusca na atividade específica do lodo granular quando grandes cargas orgânicas são impostas por um maior espaço de tempo.

6. CONCLUSÕES

O gerenciamento da produção e das operações industriais influi diretamente no tipo de efluente gerado. A ausência de realização de projetos pilotos antes da implantação dos sistemas de tratamento prejudicou a concepção da ETE e deixou de considerar a especificidade da empresa.

A subutilização da ETE gerou a elevação do custo de implantação e a formação de zonas mortas devido à diminuição da mistura da manta de lodo pelas menores velocidades ascensionais aplicadas. A ausência de movimentação do lodo provoca sua sedimentação e a criação de caminhos preferenciais afetando negativamente o contato entre a matéria orgânica e a biomassa do reator.

O tratamento preliminar se mostrou decisivo na remoção do material orgânico, atenuando a possibilidade de choques de carga nos reatores UASB. A introdução de um tanque de equalização localizado logo após a caixa de gordura é uma unidade importante no dimensionamento de ETE industriais para o amortecimento dos picos de vazão. O desempenho desta etapa deve ser considerado no estudo de concepção da ETE.

A baixa eficiência no início da partida, em comparação à literatura consultada, pode estar associada à lavagem do lodo que foi utilizado no inóculo. Entretanto, o reator UASB não demonstrou instabilidade operacional durante a partida.

Devido à ausência de descarte do lodo durante o período analisado, a perda de sólidos no reator UASB está afetando diretamente a qualidade do efluente do reator UASB e o filtro anaeróbico está promovendo um “polimento” na qualidade do efluente final. Ressalta-se a necessidade do descarte em ambas as unidades de tratamento secundário, antes que o problema se agrave, pois a perda de biomassa do reator UASB está sobrecarregando o pós-tratamento.

O sistema composto pelo reator UASB e filtro anaeróbico se mostrou adequado ao tratamento de efluentes de abatedouro demonstrando um desempenho elevado, acima de 85%, em todos

os parâmetros analisados atendendo a legislação ambiental vigente DN COPAM/CERH 01/08.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AWWA/APHA/WEF. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 21.ed. Washington, 2005.

BARBUT, Shai. **Poultry products processing: an industry guide**. Ed. CRC Press. 548p. 2002.

BORJA, R.; BANKS, C. J.; WANG, Z.; MANCHA, A. Anaerobic Digestion of Slaughterhouse Wastewater using combination Sludge Blanket and Filter arrangement in a Single Reactor. *Bioresource Technology*. n 65, p. 125-133, 1998.

BRASIL. Portaria 210 de 10 de novembro de 1998 do Regulamento de Inspeção Industrial e Sanitária de Produtos de Origem Animal (RIISPOA). Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento

CAIXETA, C. E. T.; CAMMAROTA, M.C; XAVIER, A. M. F. Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. *Bioresource Technology*, n 81, p 61-69, 2002.

CAO, X.; CHEN, H; Li, H. Y. Influence of Alkalinity and Load on the Start-up Process of Anaerobic Reactors. **International Symposium on Water Resource and Environmental Protection (ISWREP)**, 1468p, 2011.

CAVALCANTI, P.F.F.; HAANDEL, A. Comparação entre os métodos titrimétricos Kapp e DiLallo para determinação da alcalinidade e AGV. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Coletânea de trabalhos técnicos. PROSAB, 2001.

CERVANTES, F.J; PAVLOSTATHIS; S.G; VAN HANDEEL, A.C. **Advanced Biological Treatment Processes for Industrial Wastewaters**. Integrated Environmental Technology Series. IWA Publishing, 2006.

CHAVEZ, C.P; CASTILLO, R. L; DENDOOVEN, L.; ESCAMILLA-SILVA, E. M. Poultry slaughter wastewater treatment with an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Bioresource Technology*. n 96, p 1730 – 1736, 2005.

CHERNICHARO, CARLOS AUGUSTO DE LEMOS. **Reatores Anaeróbios/** Carlos Augusto de Lemos Chernicharo. – 2 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 380p. 2007

CHERNICHARO, C.A.L. (Coordenador). *Pós-tratamento de efluentes anaeróbios*. Belo Horizonte: PROSAB, 544p, 2001.

DEL NERY,V.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M.H.R.; DOMINGUES, M. R.; ZAIAT, M. Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. *Bioresource Technology*.n 99, p 2018 – 2024, 2008.

IBGE. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Indicadores: estatística de produção pecuária- setembro 2011**. Disponível em www.ibge.gov.br . Acesso em 11/10/2011.

JENKINS, S.R.; MORGAN, J.M.; SAWYER, C.L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. *Journal of Water Pollution Control Federation*. Vol 55, n5, 448, 1983.

JOHNS, M.R. Developments in wastewater treatment in the meat processing industry: A Review. *Bioresource Technology*. Vol 54, p 203-216, 1995.

LETTINGA G.; HULSHOFF POL. L. (1995). Anaerobic reactor technology: reactor and process design. **In: International course on anaerobic treatment**. Wageningen Agricultural University/ IHE Delft. Wageningen, 17-28 Jul 1995.

MINAS GERAIS. *Deliberação Normativa COPAM/CERH nº 01, de 05 de maio de 2008*, Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando efluentes de suinocultura. *Revista Ambiente&Água – Na Interdisciplinary Journal of Applied Science*: v. 4, n. 3, 2009.

RIBAS, MARIA MAGDALENA FERREIRA; BARANA, ANA CLAUDIA. Start-up adjustment of a plug-flow digester for cassava wastewater (*Manipueira*) treatment. *Scientia Agricola*, v 60, n2, p223-229. Abril/Jun, 2003.

RIPLEY, L.E; BOYLE, W.C.;CONVERSE,J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal of Water Pollution Control Federation**. v 58, n5, 1986.

SANT'ANNA JUNIOR, GERALDO LIPPEL. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações/** Geraldo Lippel Sant'Anna Junior. – Rio de Janeiro: Interciência. 418p, 2010.

SINGH, K.S.; VIRARAGHAVAN, T. Start-Up and Operation of UASB Reactors at 20° C for Municipal Wastewater Treatment. *Journal of Fermentation and Bioengineering*. Vol. 85, n 06, p 609-614, 1998.

TORKIAN, AYOOB; HASHEMIAN, A.E.S.J. The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent. **Resources, Conservation & Recycling**. Vol 40, p 1-11, 2003.