

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE AMBIENTAL
CURSO DE ENGENHARIA AMBIENTAL

JAYSON PEREIRA GODINHO

**ANÁLISE HIDRODINÂMICA E DE REMOÇÃO ORGÂNICA DE
REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO E FLUXO
ASCENDENTE (UASB) SUBMETIDO A SOBRECARGA HIDRÁULICA**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CAMPO MOURÃO
2015

JAYSON PEREIRA GODINHO

**ANÁLISE HIDRODINÂMICA E DE REMOÇÃO ORGÂNICA DE
REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO E FLUXO
ASCENDENTE (UASB) SUBMETIDO A SOBRECARGA HIDRÁULICA**

Trabalho apresentado à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso II do Curso de Engenharia Ambiental da Coordenação de Engenharia Ambiental – COEAM – da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Câmpus Campo Mourão, como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Eudes José Arantes

Co-orientadora: Prof^ª. Dr^ª. Cristiane Kreutz

CAMPO MOURÃO

2015



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Campus Campo Mourão
Diretoria de Graduação e Educação Profissional
Departamento Acadêmico de Ambiental - DAAMB
Curso de Engenharia Ambiental



TERMO DE APROVAÇÃO

ANÁLISE HIDRODINÂMICA E DE REMOÇÃO ORGÂNICA DE REATOR
ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO E FLUXO ASCENDENTE (UASB) SUBMETIDO
A SOBRECARGA HIDRÁULICA

por

JAYSON PEREIRA GODINHO

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi apresentado em **09 de Fevereiro de 2015** como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Ambiental. O candidato foi arguido pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Examinadora considerou o trabalho aprovado.

Dr. Eudes José Arantes
Prof. Orientador

Dr^a. Cristiane Kreutz
Prof^a. Co-Orientadora

Dr^a. Karina Querne de Carvalho
Membro titular

Dr. Rafael Montanhini Soares de Oliveira
Membro titular

*“O Termo de Aprovação assinado encontra-se na Coordenação do
Curso de Engenharia Ambiental”*

AGRADECIMENTOS

A Deus que está acima de tudo, que guiou os meus passos nessa longa trajetória, me dando forças para continuar a caminhada.

Aos meus pais, Helena da Silva Pereira e Amaildo da Silva Godinho, por todo o amor, apoio e confiança em mim depositado durante todos os momentos da minha vida. A eles todo meu amor, admiração e respeito.

Aos meus tios José Paes Da Silva Filho e Teresa da Silva Paes por me acolherem e sua casa como um filho durante esses 5 anos, sempre fazendo todo o possível para me ajudar e me apoiar.

A toda a minha família, que direta, ou indiretamente contribuíram para a minha formação.

Aos meus orientadores, Dr. Eudes José Arantes e Dra. Cristiane Kreutz pelos conselhos, pelas orientações, conversas e os apoios dados durante toda a época das análises e da realização do TCC.

Aos membros da banca examinadora, Dra. Karina Querne de Carvalho e Dr. Rafael Montanhini Soares de Oliveira pelas contribuições e toda ajuda para a realização deste trabalho.

A todos os professores da coordenação de Engenharia Ambiental que me deram o suporte técnico científico para a minha formação, a Universidade Tecnológica Federal do Paraná – campus Campo Mourão pelo espaço cedido para realização desta pesquisa e a todos os demais professores.

Aos técnicos do laboratório Msc. Kássia Ayumi Segawa do Amaral e Dr. Marcelo Nunes de Jesus, pela ajuda prestada na realização deste trabalho.

A todas as amigas forjadas nesses 5 anos do curso, por estarem ao meu lado, me apoiando, ajudando, aconselhando e tornado assim os meus dias mais felizes e produtivos.

Enfim, a todos que de alguma maneira contribuíram para a concretização deste sonho.

Muito Obrigado!

“Porque muitos são chamados, mas poucos escolhidos.”

(Mateus 22: 14)

RESUMO

GODINHO, J. P. **Análise hidrodinâmica e de remoção orgânica de reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) submetido a sobrecarga hidráulica.** 2015. 69 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2014.

O objetivo deste trabalho de conclusão de curso foi avaliar a eficiência e o comportamento hidrodinâmico de reator UASB, com volume útil de 21 L, submetido a variação de carga hidráulica. O reator foi operado com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 8 e 4 h e mantido a temperatura ambiente. Para análise do comportamento do reator foram realizados 2 perfis de amostragem temporal, com intervalos de 3 h entre as coletas em período de 24 h, em cada condição operacional, na qual foram realizadas análises físico-químicas para determinação dos parâmetros, temperatura do líquido, pH, demanda química de oxigênio, demanda bioquímica de oxigênio, alcalinidade, ácidos voláteis, sólidos totais e sólidos suspensos. O comportamento hidrodinâmico do reator foi avaliado através de ensaios de estímulo-resposta tipo pulso, utilizando o traçador eosina Y, para obtenção da curva de variação de concentração do traçador ao longo do tempo ($C(t)$). A média de $DBO_{5,20}$ no afluente foi de 406 mg.L^{-1} e no efluente foi de 201 mg.L^{-1} (TDH de 8 h) e de 438 mg.L^{-1} e 235 mg.L^{-1} (TDH de 4 h), para o afluente e efluente, respectivamente, com eficiência média de remoção de 52% (TDH de 8 h) e de 46% (TDH de 4 h), ou seja, redução de 11%. Quanto à DQO, os resultados apontaram eficiência de remoção de 50% (TDH de 8 h) e 46% (TDH de 4 h), indicando redução de 8%. As concentrações médias de ST foram de 657 mg.L^{-1} e 748 mg.L^{-1} no afluente e de 289 mg.L^{-1} e 383 mg.L^{-1} no efluente para TDH de 8 e 4 h, respectivamente, com eficiência média de remoção de 54% (TDH de 8 h) e de 49% (TDH de 4h). As concentrações médias de SST foram de 242 mg.L^{-1} e 253 mg.L^{-1} no afluente e de 126 mg.L^{-1} e 131 mg.L^{-1} no efluente para TDH de 8 e 4 h, respectivamente, com eficiência média de remoção de 49% (TDH de 8 h) e de 48% (TDH de 4 h). Em relação aos ensaios hidrodinâmicos, foram verificados adiantamento do pico de concentração do traçador para o TDH de 8 h (em 2,25 h) e de 4 h (em 3 h), assim como lento decaimento dessa concentração ao longo do tempo nas condições avaliadas, indicando o fenômeno de cauda longa, que pode ser originado pela difusão do traçador nas zonas mortas do reator e sua lenta liberação no efluente. O modelo matemático teórico que melhor se ajustou ao experimental foi o de tanques de mistura completa em série (N-CSTR), que resultou em 2 reatores para TDH de 8 h e 3 reatores para TDH de 4 h. O coeficiente de correlação médio do modelo N-CSTR para TDH de 8 e 4 h foi de 0,957 e 0,970, respectivamente. O valor do número de Reynolds foi de 0,77 para TDH de 8 h e de 1,5 para TDH de 4 h. Em relação ao volume de zonas mortas, foram obtidos valores médios de 12,5% (TDH de 8 h) e de - 25 % (TDH de 4 h) do volume útil (21 L) do reator. Na operação com TDH de 8 h foi verificada presença de curtos-circuitos hidráulicos (Ψ médio de 0,34). A eficiência hidráulica foi caracterizada como insatisfatória (λ médio de 0,45) para TDH de 8 h, mas satisfatória para TDH de 4 h (λ médio de 0,83).

Palavras-chave: Eficiência de remoção. Traçador. Zonas mortas. Curtos-circuitos hidráulicos.

ABSTRACT

GODINHO, J. P. **Hydrodynamic analysis and organic removal of upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) subjected to hydraulic overload.** 2015. 69 p. Completion of Course Work (Bachelor of Environmental Engineering) - Federal Technological University of Paraná. Campo Mourão, 2014.

The objective of this course conclusion work was to evaluate the efficiency and the hydrodynamic behavior of UASB reactor with a volume of 21 L, subjected to varying hydraulic load. The reactor was operated with hydraulic retention time (HRT) of 8 and 4 h and kept at room temperature. For reactor behavior analysis were performed 2 temporal sampling profiles at intervals of 3 hours between collections with a 24 hour period at each operating condition in which were performed physicochemical analysis to determine the parameters of the liquid temperature, pH, chemical oxygen demand, biochemical oxygen demand, alkalinity, volatile acids, total suspended solids and solids. The hydrodynamic behavior of the reactor was measured by a stimulus-response pulse test, using the eosin Y plotter to obtain the tracer concentration variation curve over time ($C(t)$). The average influent was BOD 406 mg.L^{-1} and the effluent was 201 mg.L^{-1} (HRT of 8 h) and 438 mg.L^{-1} to 235 mg.L^{-1} (HRT of 4 h) for the influent and effluent, respectively, with an average removal efficiency of 52% (HRT of 8 h) and 46% (HRT of 4 h), or 11% reduction. As for COD, the results showed 50% removal efficiency (HRT of 8 h) and 46% (HRT of 4 h), indicating a reduction of 8%. The mean concentration of ST was 657 mg.L^{-1} and 748 mg.L^{-1} in the influent and 289 mg.L^{-1} to 383 mg.L^{-1} effluent for HRT of 8 and 4 hrs, respectively, average removal efficiency of 54% (HRT of 8 h) and 49% (HRT of 4 h). The mean concentrations were $242 \text{ TSS mg.L}^{-1}$ and 253 mg.L^{-1} in the influent and 126 mg.L^{-1} to 131 mg.L^{-1} effluent for HRT of 8 and 4 h, respectively, average removal efficiency of 49% (HRT of 8 h) and 48% (HRT of 4 h). Regarding the hydrodynamic testing were verified advance peak tracer concentration with HRT of 8 hours (2.25 h) and 4 h (3 h) and slow decay of the concentration over time under the conditions evaluated, indicating the long tail phenomenon, which can be caused by the diffusion of the tracer in the dead zones of the reactor and its slow release in the effluent. The theoretical mathematical model that best fit the experimental had the complete mixing tanks in series (N-CSTR), which resulted in two reactors for HRT of 8 h and 3 reactors for HRT of 4 h. The average correlation coefficient of the N-CSTR model for HRT of 8 and 4 hours was 0.957 and 0.970, respectively. The value of the Reynolds number was 0.77 to HRT of 8 h and 1.5 h to HRT of 4 h. In relation to the volume of dead zones were obtained average values of 12.5% (HRT of 8 hours) and -25% (HRT of 4 hours) the useful volume (21 L) reactor. In operation with HRT of 8 h was verified presence of hydraulic short circuits (Ψ average of 0.34). The hydraulic efficiency has been characterized as poor (λ average of 0.45) for HRT of 8 hours, but satisfactory for HRT of 4 h (λ average of 0.83).

Keywords: Removal efficiency. Tracer. Dead zones. Short-circuiting hydraulic.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Sequência do processo de digestão anaeróbia de macro moléculas complexas (os números requerem-se a percentagens, expressas como DQO).....	16
Figura 2 - Variações diárias típicas de vazão de esgoto sanitário	21
Figura 3 - Desenho esquemática de um reator de manta de lodo e fluxo ascendente.	24
Figura 4 - Esquema de reatores básicos. (a) reator de batelada. (b) reator de mistura completa. (c) reator de fixo em pistão. (d) reator de mistura completa em série. (e) reator de fluxo disperso.....	30
Figura 5 - Reator UASB de bancada utilizado para o experimento: (a) desenho esquemático; (b) vista frontal do reator.	31
Figura 6 - Tanque de equalização utilizado para o experimento. (a) vista frontal. (b) afluente no interior do tanque.	32
Figura 7 - Lodo anaeróbio flocculento utilizado como inóculo.	33
Figura 8 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) pH, b) Temperatura do líquido.	42
Figura 9 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) Alcalinidade a bicarbonato, b) Ácidos voláteis.	43
Figura 10 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) DQO bruta, b) DQO filtrada.....	44
Figura 11 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) Sólidos totais, b) Sólidos totais voláteis.	45
Figura 12 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) Sólidos suspensos totais, b) Sólidos suspensos voláteis.....	46
Figura 13 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) pH, b) Temperatura do líquido.	47
Figura 14 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) Alcalinidade a bicarbonato, b) Ácidos voláteis.	48
Figura 15 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) DQO bruta, b) DQO filtrada.....	49
Figura 16 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) Sólidos totais, b) Sólidos totais voláteis.	50
Figura 17 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) Sólidos suspensos totais, b) Sólidos suspensos voláteis.....	50
Figura 18 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para o reator UASB operado com TDH de 8 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.....	52
Figura 19 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para o reator UASB operando com TDH de 4 h : (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.....	53
Figura 20 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador para o reator operado com TDH de 8 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.....	56
Figura 21 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador para o reator operado com TDH de 4 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.....	57

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Valores típicos de parâmetros do esgoto doméstico.	14
Tabela 2 - Composição do biogás formado na digestão anaeróbia.	15
Tabela 3 - Faixas de temperatura para o desenvolvimento de três tipos de bactérias.	17
Tabela 4 - Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos.....	18
Tabela 5 - Principais características do reator UASB para o tratamento de esgoto doméstico.....	26
Tabela 6 - Resumo das aplicações de reatores UASB no tratamento de esgotos sanitários.....	28
Tabela 7 - Principais modelos hidráulicos para reações de primeira ordem considerando a concentração do efluente ao longo do tempo.	30
Tabela 8 - Parâmetros analisados e metodologia empregada na avaliação do	34
Tabela 9 - Modelos teóricos uniparamétricos utilizados.	35
Tabela 10 - Equações para determinação da presença de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica e número de Reynolds.	37
Tabela 11 - Caracterização dos esgotos sanitários coletados no câmpus Campo Mourão da UTFPR.....	38
Tabela 12. Composição típica do esgoto sanitários.....	41
Tabela 13 - Resumo dos resultados obtidos no perfil de 24 h de operação para TDH de 8 h..	46
Tabela 14 - Resumo dos resultados obtidos no perfil de 24 h de operação para o TDH de 4 h.	51
Tabela 15 - Parâmetros obtidos com o ajuste dos dados experimentais para o reator UASB utilizando Eosina Y.	54
Tabela 16 - Coeficientes de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos teóricos para o reator UASB utilizando Eosina Y.	55
Tabela 17 – Valores obtidos para análise de curtos-circuitos hidráulicos.....	59
Tabela 18 – Valores obtidos para análise de zonas mortas.	59
Tabela 19 – Valores obtidos para análise de eficiência hidráulica.....	60

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	11
2 OBJETIVO	13
2.1 OBJETIVO GERAL.....	13
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	13
3 REVISÃO DE LITERATURA.....	14
3.1 CARACTERÍSTICAS DOS ESGOTOS SANITÁRIOS	14
3.2 PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA	15
3.3 FATORES QUE INFLUENCIAM NA DIGESTÃO ANAERÓBIA.	17
3.3.1 Temperatura.....	17
3.3.2 pH, alcalinidade e ácidos voláteis	18
3.3.3 Nutrientes	20
3.3.4 Variações hidráulicas e orgânicas do esgoto sanitário	20
3.3.5 Crescimento bacteriano	22
3.4 REATORES DE MANTA DE LODO E FLUXO ASCENDENTE (UASB).....	23
3.5 ESTUDO HIDRODINÂMICO DE REATORES UASB.....	28
4 MATERIAL E MÉTODOS	31
4.1 APARATO EXPERIMENTAL.....	31
4.2 OPERAÇÃO E MONITORAMENTO DO REATOR.....	33
4.3 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS	34
4.4 CARACTERÍSTICAS E ANOMALIAS HIDRÁULICAS DO REATOR UASB	36
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	38
5.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO.....	38
5.2 OPERAÇÃO DO REATOR UASB COM TDH DE 8 h.....	41
5.3 OPERAÇÃO DO REATOR UASB COM TDH DE 4 h.....	47
5.4 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS	52
5.5 CARACTERÍSTICAS E ANOMALIAS HIDRÁULICAS DO REATOR UASB	58
6 CONCLUSÕES.....	61
REFERÊNCIAS	63

1 INTRODUÇÃO

O lançamento de esgotos sanitários em corpos hídricos sem tratamento prévio e adequação aos padrões previstos nas Resoluções nº 357/2005 e 430/2011 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), resultam na poluição desses ambientes aquáticos pelo aumento da concentração de matéria orgânica, nutrientes e substâncias tóxicas.

Para Mota e Sperling (2009), essa poluição acarreta em problemas estéticos e recreacionais nos corpos d'água, condições anaeróbias no fundo dos corpos d'água, eventuais mortandades de peixes, pela diminuição do teor de oxigênio dissolvido na água e presença de substâncias tóxicas, maior dificuldade e elevação nos custos de tratamento da água, dentre outros fatores.

No Brasil a falta de coleta e tratamento do esgoto sanitário ainda é um problema grave e varia de acordo com as regiões do país. Segundo dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento Básico (SNIS), referentes ao ano de 2012, em uma amostra de 5.770 municípios brasileiros, apenas 3.237 (56,1%) contavam com algum tipo de esgotamento sanitário, e somente 2.227 (38,6%) dos municípios possuíam serviço de tratamento dos esgotos gerados (SECRETARIA NACIONAL DE SANEAMENTO AMBIENTAL, 2014).

Segundo Sperling (1996), o tratamento de águas residuárias, tanto industriais como domésticas, pode ser realizado por diferentes sistemas, tais como, sistemas de lodos ativados, sistemas de lagoas de estabilização, sistemas de disposição no solo, reatores aeróbios com biofilme, filtros biológicos, biodiscos, reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), dentre outros.

Diante desse cenário, e baseados nas condições ambientais, culturais e econômicas brasileiras, os sanitaristas se deparam com o desafio de utilizar processos mais eficazes, baratos e de fácil construção, operação e manutenção. Sendo assim, em alguns estados do Brasil com clima quente (regiões Norte, Nordeste e Centro-Oeste), os processos anaeróbios são eficientes na remoção de matéria orgânica e sólidos sedimentáveis, já que as temperaturas ideais para esse processo variam na faixa de 25 a 40 °C (digestão mesófila) (FAGUNDES, 2010; CHERNICHARO, 1997; NASCIMENTO, 2001).

O tratamento de esgotos sanitários com utilização de processos anaeróbios encontra-se bem consolidado e resulta em vantagens como, economia de área, baixo custo de implantação, simplicidade de construção, operação e manutenção, reduzido consumo de

energia, baixa produção de sólidos (da ordem de 0,10 a 0,20 kgSST/kgDQO_{api}), dentre outras vantagens, quando comparados aos processos aeróbios convencionais (SPERLING, 1996; CHERNICHARO et al., 1999; AQUINO; CHERNICHARO, 2005).

Dentre os reatores anaeróbios existentes, o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - UASB) se configura como uma boa opção para tratamento de efluentes industriais e esgotos sanitários, sendo possível aplicações de carga orgânica volumétrica de até 45 kgDQO/m³.dia, mas que na maioria dos trabalhos, não passam de 15 kgDQO/m³.dia. Esse reator também é capaz de absorver variações de até três vezes o valor da sua vazão afluente. Porém essas variações causam redução da eficiência do reator (DQO na faixa de 60 ~ 80%) e por isso devem ser avaliadas para que a estabilidade operacional seja mantida (FRANCISQUETO, 2007; CHERNICHARO, 1997; FORESTI et al., 1999; VIANA, 2006).

De acordo com Metcalf e Eddy (1991), as variações de carga hidráulica e orgânica afluentes ao reator, podem ocorrer de várias formas, sendo elas, diárias, semanais, sazonais e entre outras, e são mais comuns em pequenas unidades de tratamento de esgoto, podendo trazer como consequência, a redução da eficiência do sistema.

Também é necessário melhor entendimento do comportamento hidrodinâmico do reator quando submetido a essas variações de carga hidráulica e orgânica, pois os aspectos hidrodinâmicos influenciam na velocidade das reações biológicas, por meio de alterações na taxa de transferência de massa e na distribuição das reações ao longo do reator, acarretando na diminuição do volume útil e do tempo de detenção hidráulica necessários ao desempenho da atividade microbiana no reator (ZAIAT; FORESTI, 1997; LEVENSPIEL, 2000).

Comumente, tem-se observado por diversos autores (HATTORI et al., 2012; CARVALHO et al., 2008; PEÑA et al., 2006; PASSIG, 2005) que o modelo de n-tanques de mistura completa em série (N-CSTR) é o que mais se aproxima da curva experimental de distribuição do tempo de residência hidráulica (E_{θ}) em reatores UASB.

Dentro desse contexto o objetivo deste trabalho é avaliar o comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator UASB, submetido a variações de cargas hidráulicas e orgânicas pontuais com variação do tempo de detenção hidráulica (TDH) em 8 e 4 h no tratamento de esgotos sanitários.

2 OBJETIVO

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator UASB, submetido a variações de cargas hidráulicas pontuais com variação do tempo de detenção hidráulica (TDH) de 8 e 4 h no tratamento de esgotos sanitários.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Caracterizar o afluente e efluente sanitário;
- Avaliar a eficiência de remoção de matéria orgânica, comparando com os resultados descritos na literatura;
- Realizar ensaios hidrodinâmicos de estímulo-resposta para determinação dos parâmetros hidrodinâmicos usando eosina Y como traçador;
- Identificar o tipo de comportamento hidrodinâmico através de modelos uniparamétricos e;
- Determinar características hidráulicas (eficiência hidráulica e número de Reynolds) e as anomalias hidrodinâmicas (volume de zonas mortas e presença de curtos-circuitos hidráulicos).

3 REVISÃO DE LITERATURA

3.1 CARACTERÍSTICAS DOS ESGOTOS SANITÁRIOS

De acordo com Sperling (1996), as características dos esgotos é função dos usos à qual a água foi submetida, podendo variar conforme o clima, situação social e econômica e hábitos da população. A fração de água fornecida que adentra a rede de esgoto recebe a denominação de coeficiente de retorno (R: vazão de esgotos/vazão de água), na qual os valores típicos de R variam de 60 a 100%, sendo que usualmente é adotado um valor de 80% (R: 0,8).

Deste modo, a composição preponderante dos esgotos sanitários é a água, sendo esta de mais de 98%, mas ainda assim, com presença de diversos contaminantes (Tabela 1), dentre os quais se destacam: sólidos suspensos, compostos orgânicos (40 - 60% de proteínas, 25-50% de carboidratos e cerca de 10% de óleos e graxas), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, sólidos dissolvidos inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e ocasionalmente, contaminantes tóxicos decorrentes de atividades industriais ou acidentais (CAMPOS; ANDRADE NETO, 1999).

Tabela 1 - Valores típicos de parâmetros do esgoto doméstico.

Parâmetro	Concentração (mg/L)			
	Metcalf e Eddy (1991)		Sperling (1996)	
	Faixa	Típico	Faixa	Típico
Sólidos Totais	390 - 1350	1100	700 - 1350	1100
DBO _{5,20}	110 - 500	350	200 - 500	350
DQO	250 - 800	700	400 - 800	700
Nitrogênio Total	20 - 70	50	35 - 70	50
Fósforo Total	4 - 25	14	5 - 25	14
pH	6,7 - 7,5	7,0	6,7 - 7,5	7,0
Alcalinidade	110 - 170	140	110 - 170	140
Óleos e Graxas	50 - 170	110	55 - 170	110

3.2 PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

A digestão anaeróbia pode ser definida como um processo fermentativo microbiano, onde a matéria orgânica, na ausência de oxigênio livre, é convertida em biogás, com predominância de CH₄ (metano) e CO₂ (dióxido de carbono) (Tabela 4) (SPERLING, 1996).

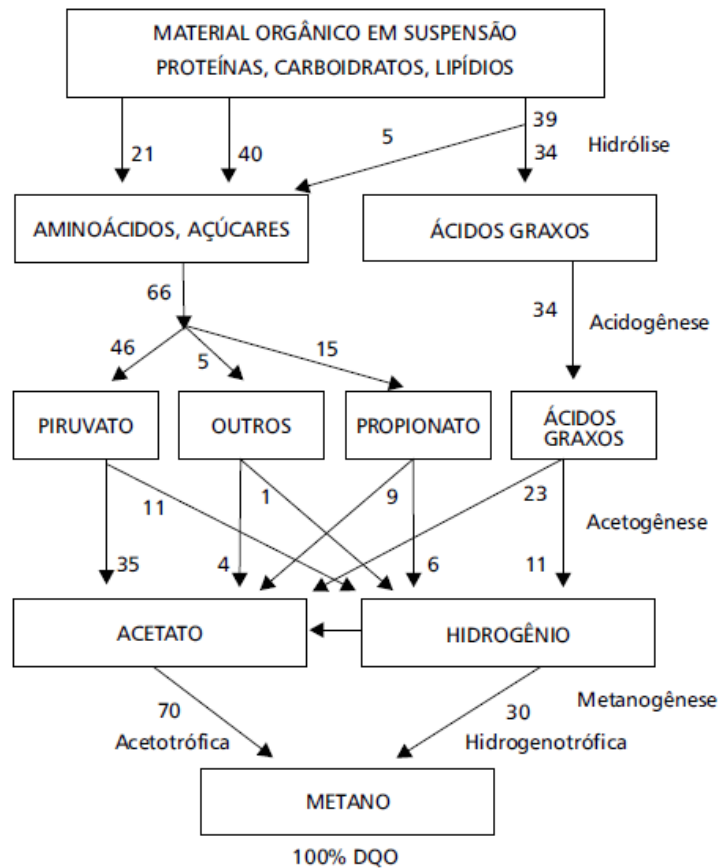
Tabela 2 - Composição do biogás formado na digestão anaeróbia.

Gases	Porcentagem no Biogás
Metano (CH ₄)	50% a 75%
Dióxido de Carbono (CO ₂)	25% a 40%
Hidrogênio (H ₂)	1% a 3
Nitrogênio (N ₂)	0,5% a 2,5%
Oxigênio (O ₂)	0,1% a 1%
Sulfeto de Hidrogênio (H ₂ S)	0,1% a 0,5%
Amônio (NH ₃)	0,1% a 0,5%
Monóxido de carbono (CO)	0% a 0,1%
Água (H ₂ O)	Variável

Fonte: Adaptado de Pires¹ (2000) apud Mendes et al. (2013).

O processo é conduzido por vários tipos de micro-organismos que agem simbioticamente em quatro diferentes fases denominadas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (Figura 2). Na primeira fase, a matéria orgânica complexa é transformada em compostos mais simples de menor peso molecular, como ácidos graxos e açúcares, pela ação dos micro-organismos hidrolíticos. Na segunda fase as bactérias acidogênicas transformam os ácidos e açúcares em compostos mais simples como ácidos graxos voláteis de cadeia curta, ácido acético, H₂, CO₂, dentre outros. Na terceira fase, estes produtos são transformados principalmente em ácido acético, H₂ e CO₂, pela ação das bactérias acetogênicas. Na última fase, os micro-organismos metanogênicos transformam esses substratos em CH₄ e CO₂ (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 1997).

¹ PIRES, N. J. Biogás – O aproveitamento dos resíduos orgânicos. Disponível em: <http://www.esb.ucp.pt/~bungah/pires/index.htm>. Acesso em: 31/03/2012



**Figura 1 - Sequência do processo de digestão anaeróbia de macromoléculas complexas (os números requerem-se a percentagens, expressas como DQO).
Fonte: Foresti et al. (1999).**

A quantificação da concentração do material orgânico é realizada através da medição do consumo de oxigênio necessária para a oxidação da matéria orgânica presente na amostra, podendo ser analisado somente a matéria orgânica biodegradável com o teste de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) ou da matéria orgânica presente na amostra (biodegradável e não biodegradável) com o teste de DQO (demanda química de oxigênio), sendo este último o principal parâmetro a ser considerado para dimensionamento de sistemas de tratamento de efluentes (FERNANDES, 1997; PATZA, 2006; METCALF; EDDY, 1991).

Para quantificações da biodegradabilidade de um efluente, pode-se utilizar a relação DBO/DQO que varia entre 0 a 1, podendo ser classificada entre 3 faixas distintas, na qual $DBO/DQO \geq 0,6$ o efluente é facilmente biodegradável, $0,3 \leq DBO/DQO < 0,6$ o efluente possui grande quantidade de matéria orgânica biodegradável, porém necessita de tratamento prévio ou eliminação de inibidores e $DBO/DQO \leq 0,3$ o efluente possui matéria orgânica de difícil degradação biológica, sendo indicado tratamento físico-químico. Valores típicos de

biodegradabilidade de efluente sanitário estão na faixa de $0,4 \leq \text{DBO/DQO} \leq 0,6$ (METCALF; EDDY, 1991; SPERLING, 1996).

3.3 FATORES QUE INFLUENCIAM NA DIGESTÃO ANAERÓBIA.

Segundo Foresti et al. (1999) e Chernicharo (1997), os principais fatores que influenciam o desempenho da digestão anaeróbia são: temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis, nutrientes, variações hidráulicas e orgânicas e o crescimento bacteriano.

3.3.1 Temperatura

A temperatura afeta os processos biológicos de diferentes maneiras, sendo que os principais efeitos incluem, alterações da velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídios. Na faixa de temperatura entre 20 °C e 25 °C, a velocidade específica de utilização de substrato assume valor inferior a metade da atingida a 35 °C, mas é importante salientar que a velocidade global de remoção do substrato está associada também à concentração de micro-organismos ativos (FORESTI et al., 1999).

De acordo com Metcalf e Eddy (1991), a tolerância à temperatura é diferente entre as diversas espécies de bactérias anaeróbias, podendo dividi-las em grupos relativos às faixas preferenciais de temperatura (Tabela 5).

Tabela 3 - Faixas de temperatura para o desenvolvimento de três tipos de bactérias.

Tipo de bactéria	Temperatura (°C)	
	Faixa	Ótimo
Psicrofílicas	-10 a 30	12 a 18
Mesofílicas	20 a 50	25 a 40
Termofílicas	35 a 75	55 a 65

Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy (1991).

O processo anaeróbio tem sua melhor eficiência de remoção de matéria orgânica sob dois níveis distintos de temperatura, o mesofílico e o termofílico, sendo que a faixa ótima para que essa remoção ocorra se encontra entre 25 °C e 35 °C para reatores anaeróbios de alta taxa, como no caso reatores UASB (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 1997).

3.3.2 pH, alcalinidade e ácidos voláteis

O pH, alcalinidade e ácidos voláteis são fatores com forte relação e igualmente importantes para a manutenção da eficiência do processo anaeróbio, sendo que o pH pode afetar este processo de duas principais maneiras, diretamente, por exemplo, afetando as atividades enzimáticas das bactérias com a alteração da estrutura proteica e indiretamente, deixando as bactérias mais susceptíveis a toxicidade de um número maior de compostos (CHERNICHARO, 1997).

Os micro-organismos que produzem o metano, geralmente do gênero *Methanobacterium*, tem um ótimo crescimento na faixa de pH entre 6,5 e 7,5, embora a estabilidade na formação metano pode ser alcançada num intervalo de pH mais amplo, entre 6,0 e 8,0. Os valores de pH acima de 8,3 e menores que 6,0 deve ser evitados, pois podem inibir os micro-organismos formadores de metano, sendo que o pH ideal depende do tipo de micro-organismos envolvidos no processo de digestão, bem como tipo de substrato que se pretende degradar (Tabela 6) (CHERNICHARO, 1997; FORESTI et al., 1999).

Tabela 4 - Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos

Substrato	Faixa de pH ótimo
Formiato	6,8 – 7,3
Acetato	6,5 – 7,1
Propionato	7,2 – 7,5

Fonte: Adaptado de Chernicharo (1997).

O tratamento de esgotos sanitários em reatores UASB dificilmente exigirá cuidados especiais com relação à manutenção da faixa de pH entre 6,5 e 7,5, mesmo considerando-se

que o afluente pode apresentar pH inferior a 6,5, pois um valor adequado e estável do pH é obtido naturalmente, devido à predominância do sistema carbônico (H_2CO_3 , HCO_3^- , CO_3^{2-}). Valores baixos de pH poderão ocorrer quando da decomposição de compostos facilmente degradáveis como açúcares e amido na rede coletora, produzindo ácidos orgânicos e para esses casos pode ser necessário a adição de alcalinidade, fator que pode afetar economicamente o tratamento anaeróbio em relação ao aeróbio (FORESTI et al., 1999; PIEROTTI, 2007).

A acidificação do sistema de tratamento também pode ocorrer quando a taxa metanogênica é menor que a de hidrólise, gerando uma alcalinidade baixa, pelo acúmulo de hidrogênio e ácidos graxos voláteis (AGV). De forma contrária pode ocorrer o aumento da alcalinidade por meio do acúmulo de íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas (MURTO et. al., 2004; FORESTI et al., 1999).

De acordo Speece² (1996) apud Pierotti (2007), é importante a distinção entre alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total (que inclui a alcalinidade a AGV). A alcalinidade a bicarbonato (parcial) é a alcalinidade total menos a alcalinidade equivalente a AGV. A alcalinidade parcial está relacionada à presença de íons bicarbonato, responsáveis pelo tamponamento do sistema no valor de pH desejado para as atividades biológicas; a alcalinidade total, por sua vez, inclui todos os compostos capazes de neutralizar ácidos.

A interação entre a alcalinidade e ácidos voláteis durante a digestão anaeróbica é baseado na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo, e tamponar o pH no caso da acumulação de ácidos voláteis. Em relação ao monitoramento de reatores anaeróbios, a verificação sistemática da alcalinidade torna-se mais importante do que a avaliação do pH. Isto é devido a escala logarítmica de pH, o que significa que uma pequena diminuição de pH implica no consumo de uma grande quantidade de alcalinidade, reduzindo assim, a capacidade de tamponamento do meio (CHERNICHARO, 1997).

² SPEECE, R. E. (1996). **Bicarbonate Alkalinity**. In: Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. Nashville, Tenn. : Archae Press. pp. 183-219.

3.3.3 Nutrientes

De acordo com Malina³ (1992) apud Castro (2010), os principais nutrientes requeridos para o crescimento da massa microbiana são: energia, carbono, macronutrientes inorgânicos (nitrogênio e fósforo), micronutrientes inorgânicos (os principais são: enxofre, potássio, cálcio, magnésio, ferro, sódio e cloro; e os secundários: zinco, manganês, molibdênio, selênio, cobalto, cobre, níquel, vanádio e tungstênio) e fatores orgânicos de crescimento (vitaminas, aminoácidos, piridiminas e outros).

Segundo Chernicharo et al. (1999) a relação DQO:N:P de 500:5:1 é suficiente para suprir as necessidades macro nutricionais, mas se classificando em uma ordem de importância decrescente, os nutrientes essenciais para o crescimento bacteriano, são ordenados da seguinte forma: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibdênio e selênio. Estes nutrientes, em muitos casos, se apresentam de forma abundante nos esgoto sanitários, sendo necessário, em muitos casos, um pós-tratamento a fim de se atender os padrões de lançamento estabelecidos pelas legislações ambientais vigentes.

3.3.4 Variações hidráulicas e orgânicas do esgoto sanitário

O consumo de água e a geração de esgoto variam ao longo do dia, de forma de variações horárias, devido às atividades cíclicas humanas, ao longo da semana, em variações diárias, e ao longo do ano, variações sazonais, devido à presença de população flutuante. Em um hidrograma típico de esgoto sanitário (Figura 3) dois picos principais: o pico do início da manhã, mais pronunciado, e o pico do início da noite, mais distribuído, e a vazão média diária é aquela na qual as áreas acima e abaixo do valor médio se igualam (SPERLING, 1996; METCALF; EDDY, 1991).

³ MALINA, J. F. (1992). **Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wates**. CRC Press, vol 7;214p.

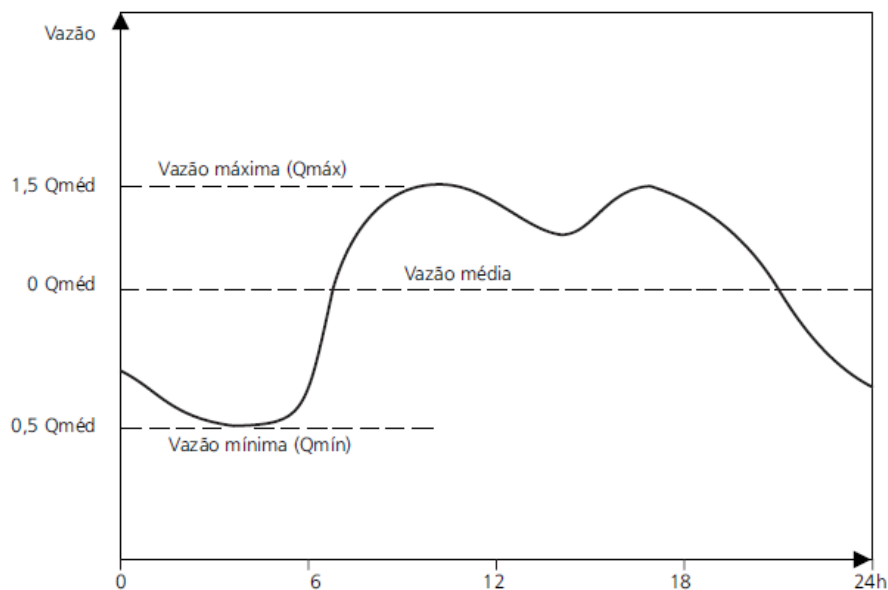


Figura 2 - Variações diárias típicas de vazão de esgoto sanitário

Fonte: Campos; Andrade Neto (1999).

De acordo com Chernicharo et al. (1999), a carga hidráulica volumétrica (CHV), que é definida como o volume de esgoto aplicado diariamente ao reator, o tempo de detenção hidráulica (TDH) (tempo consumido pelo esgoto para atravessar o a unidade de tratamento) e a velocidade ascensional do fluido no interior do reator UASB, tratando esgotos sanitários, são os parâmetros de maior importância para o seu dimensionamento, sendo que diversos estudos demonstraram que a CHV não deve ultrapassar o valor de $5,0 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, que equivale ao tempo de detenção hidráulica mínimo de 4,8 horas, para o bom desempenho do reator.

O dimensionamento de reatores UASB com valores de TDH inferiores a 4,8 horas pode prejudicar o funcionamento de um sistema em relação aos seguintes aspectos principais:

- Grande perda de biomassa do sistema, devido ao arraste de lodo com o efluente;
- Redução do grau de estabilização do lodo no interior do reator como consequência da diminuição do tempo de residência celular;
- Possibilidade de falha no sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

3.3.5 Crescimento bacteriano

De acordo com Foresti et al. (1999) a cinética microbiana pode ser afetada por diversos fatores, como composição do meio, pH, temperatura, controles internos, adaptabilidade, heterogeneidade das populações celulares, transferências de nutrientes, produtos e calor, dentre outros. E dentro desse contexto, muitos pesquisadores se dedicaram a derivação de expressões cinéticas para descrever esse metabolismo bacteriano, na qual grande parte delas se baseiam no modelo de *Monod*, onde o autor equaciona a velocidade do crescimento dos micro-organismos como sendo proporcional a concentração dos mesmos e dependente da concentração do substrato do meio (Equação 1).

$$\frac{dX}{dt} = X \cdot \mu = \mu_m \cdot \frac{S \cdot X}{K_s + S} \quad (1)$$

Em que:

$\frac{dX}{dt}$ = variação da concentração de micro-organismos em relação ao tempo;

X = concentração de micro-organismos;

μ = velocidade de crescimento celular;

μ_m = velocidade específica máxima de crescimento celular;

K_s = constante de saturação do substrato;

S = concentração do substrato.

Segundo Sperling (1996) há dois tipos principais de crescimento bacteriano, o crescimento aderido, onde a biomassa cresce ligada a um meio de suporte, formando um biofilme, na qual esse meio de suporte pode ser imerso no meio líquido ou receber descargas líquidas contínuas ou intermitentes e também podendo ser um sólido natural, como pedras, areia, terra, ou material artificial de plástico, sendo evidenciado em filtros biológicos; biodiscos; biofiltros aerados submersos; filtros anaeróbios e reatores de leito fixo. Há também o crescimento disperso, onde a biomassa cresce de forma livre no efluente, sem qualquer estrutura de suporte, sendo evidenciado em sistemas de lagos de estabilização, lodos ativados e reatores UASB.

No interior de reatores UASB a biomassa pode ter característica granular ou floculenta, dependendo do tipo de efluente a ser tratado e das condições operacionais, mas de

forma geral, para o tratamento de esgotos sanitários há uma maior ocorrência na formação de um lodo fluculento e para efluentes industriais com maior carga orgânica o fenômeno de granulação ocorre com maior frequência (CHERNICHARO, 1997).

Segundo Lettinga e Hulshoff Pol⁴ (1991) apud Pereira (2007), reatores UASB com lodo granular, tratando esgotos parcialmente solúveis, como esgotos domésticos, podem operar com velocidades ascensionais médias de até 1,25 m.h⁻¹. Em contrapartida os reatores com lodo flocculento devem operar com velocidades de 0,5 a 0,7 m.h⁻¹ para se alcançar uma boa remoção de sólidos. Mas, segundo os autores, quando se têm efluentes com altíssimas concentrações de sólidos no afluente, e deseja-se uma elevada eficiência de remoção destes sólidos, há poucas diferenças no uso de um lodo granular ou flocculento.

3.4 REATORES DE MANTA DE LODO E FLUXO ASCENDENTE (UASB)

O reator UASB foi desenvolvido na década de 1970 pelo professor Gatzte Lettinga na Holanda, e inicialmente era destinado ao tratamento de efluentes industriais com elevada carga orgânica e temperatura mesofílica, tendo sua configuração bem simplificada, como estruturas cilíndricas ou prismáticas/retangulares, em que as áreas de sedimentação e digestão dos compartimentos eram iguais, formando os reatores de parede verticais. Devido aos resultados bem sucedidos no tratamento desses efluentes industriais, o mesmo passou a ser aplicado no tratamento de esgotos domésticos no início da década de 1980 em diversos países como Colômbia, Índia, Brasil, México, dentre outros. Embora com várias denominações no Brasil (RAFA⁵; DAFA⁶; RAFFALL⁷; RALF⁸, etc.) o reator se consagrou no mundo todo como UASB, nomenclatura original dada em inglês por seu criador na Holanda (KATO et al., 1999, CHERNICHARO, 1997).

Segundo Além Sobrinho e Jordão (2001) no começo da década de 1980 com o início dos estudos no Brasil relacionados ao reator UASB, vários grupos de pesquisadores e engenheiros da área de tratamento de esgotos passaram a trabalhar com o mesmo.

⁴ LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L.W. **UASB - Process design for various types of wastewaters**. Water Science Technology, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

⁵ Reator anaeróbio de fluxo ascendente

⁶ Digestor anaeróbio de fluxo ascendente

⁷ Reator anaeróbio de fluxo ascendente através de leite de lodo

⁸ Reator anaeróbio de leite fluidizado

Destacaram-se inicialmente a CETESB, a Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC/USP), o Instituto de Pesquisas Tecnológicas de São Paulo (IPT) e especialmente a Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR (que o denomina de RALF), que foi responsável pelo início e difusão da aplicação prática desses reatores anaeróbios.

O reator UASB consiste basicamente de uma coluna de digestão anaeróbia dividida em leito de lodo, zona de sedimentação e separador de fases (Figura 1), na qual a biomassa cresce dispersa no meio e nas paredes do reator por autoadesão, formando pequenos grânulos correspondentes à aglutinação de diversas bactérias. Desta forma, a concentração de biomassa no reator passa a ser bastante elevada, justificando a denominação de manta de lodo na zona inferior do reator, responsável pela assimilação e degradação da matéria orgânica, e possibilitando configurações dos reatores com volumes reduzidos se comparado a outros sistemas de tratamento biológico, como lagoas de estabilização (SPERLING, 1996; CHERNICHARO, 1997).

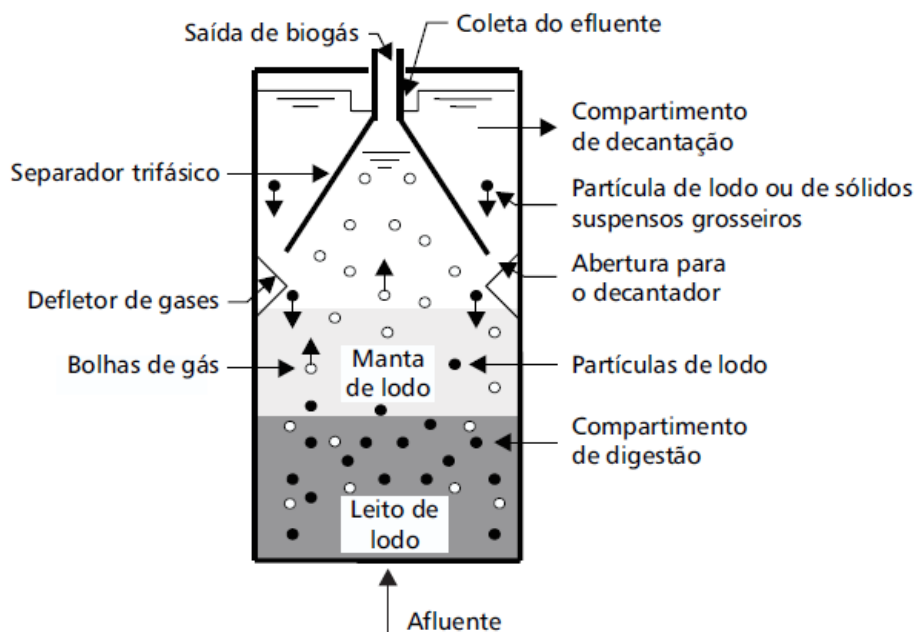


Figura 3 - Desenho esquemática de um reator de manta de lodo e fluxo ascendente.
Fonte: Adaptado de Chernicharo et al. (1999).

O fluxo do líquido no reator é ascendente e como resultado da atividade anaeróbia, são formados gases (principalmente metano, gás carbônico e hidrogênio). De forma a reter a

biomassa no sistema, impedindo que ela saia com o efluente, a parte superior possui um separador de fases, que possibilita as funções de separação líquido-sólido-gás, acúmulo de gás e retorno dos sólidos (biomassa) para a base do reator. O gás é coletado na parte superior, onde pode ser retirado para reaproveitamento ou queima (SPERLING, 1996).

Os processos anaeróbios (com ênfase no reator UASB), possuem diversas vantagens e desvantagens, quando comparados aos processos aeróbios convencionais (Quadro 1), mas um dos principais motivos para o uso dessa tecnologia é a remoção considerável de material orgânico em termos de DQO, geralmente na faixa de 60 ~ 80%, sem uso de energia ou incremento de substâncias químicas auxiliares (CAMPOS; ANDRADE NETO, 1999; CHERNICHARO, 1997).

Vantagens	Desvantagens
Simplicidade de implantação e operação	Lentidão de partida do processo;
Menores custos de implantação	Produção de gás Sulfídrico (possibilidade de geração de maus odores);
Baixa demanda de área	
Baixo consumo de energia	Bactérias são suscetíveis à inibição;
Baixa produção de sólidos	Baixar remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos;
Baixo tempo de detenção hidráulica;	O processo somente se aplica a esgotos com temperaturas maiores que 15° C;
Produção de metano e possibilidade de uso para fins energéticos;	Pós-tratamento usualmente necessário;
Tolerância a elevadas cargas orgânicas;	Produção (em alguns casos) de efluente com qualidade insuficiente para atender os padrões ambientais.
Boa desidratibilidade do lodo;	
Rápido reinício após períodos de paralisação (preservação da biomassa por vários meses).	Possibilidade de presença de compostos tóxicos;
Elevada vida útil;	

Quadro 1 – Algumas vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios (reator UASB), em relação aos processos aeróbios convencionais.

Fonte: Adaptado de Chernicharo (1997); Campos e Andrade Neto (1999).

A alta concentração de biomassa dentro do reator e o fluxo contínuo possibilitam operação a altos tempos de residência celular, sedimentação a velocidades elevadas e a alta atividade metanogênica, sendo possível aplicação de elevadas cargas orgânicas volumétricas

em menores tempos de detenção hidráulica (Tabela 2) (CHERNICHARO et al., 1999; VIANA, 2006).

Tabela 5 - Principais características do reator UASB para o tratamento de esgoto doméstico.

Critério/Parâmetro	Faixa de valores médios
Taxa de aplicação hidráulica volumétrica ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	< 4,0
Tempo de detenção hidráulica (h)	6 a 10
Velocidade ascensional ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	0.5 to 0.7
Produção de sólidos ($\text{kgSST} \cdot \text{kgDQO}_{\text{apl}}^{-1}$)	0,10 a 0,20
Taxa de liberação de biogás ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$)	1,0 a 5,0
Concentração de metano no biogás (%)	70 a 80
Taxa de aplicação de carga orgânica volumétrica ($\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	2,5 A 3,5

Fonte: Adaptado de Chernicharo et al. (1999).

Araujo (2014) utilizou um reator UASB em escala piloto com volume útil de $12,5 \text{ m}^3$, TDH de 8,8 h e velocidade ascensional de $0,63 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ para avaliar o tratamento do esgoto sanitário do município de Niterói - RJ após tratamento preliminar (gradeamento e caixa de areia). O reator foi operado continuamente por 68 dias a temperatura ambiente e alimentado com um afluente com DQO bruta de $610 \pm 122 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, DQO filtrada de $255 \pm 35 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e SST de $220 \pm 78 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. O autor observou eficiência de remoção de $61 \pm 12\%$ para DQO bruta ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$), $56 \pm 7\%$ para DQO filtrada ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) e $60 \pm 23\%$ par SST ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$).

Pereira (2012) avaliou o uso de uma versão modificada de reator UASB, concebido com dois coletores de biogás, denominado reator UASB/DECB (Reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás), quanto ao controle da espuma e a granulação do lodo. Os experimentos foram desenvolvidos em dois reatores UASB em escala piloto, sendo um o reator UASB modificado (UASB/DECB), e o outro o reator UASB convencional, ambos com volume útil total de 343 L e 4 m de altura, tratando esgoto sanitário bruto com TDH de 5 e 7 h. O autor observou que a remoção de ST, STV e DQO foi superior a 70%, 67 % e 65 %, respectivamente, para e TDH de 5 h, e 83 %, 84 % e 81 %, para TDH de 7 h.

Castro (2010) realizou um estudo em um reator UASB em escala real com volume de 15 m^3 , vazão média de $1800 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$, velocidade ascensional de $0,63 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ e TDH de 8,4 h tratando esgoto sanitário proveniente da estação de tratamento de esgoto da Companhia de Saneamento do Tocantins (SANEATINS), em Palmas/TO. O autor obteve eficiência média de remoção de 65,7% e 70,3 % para DQO e SST respectivamente no reator UASB.

Teixeira et al. (2009) avaliou o desempenho de um reator UASB tratando esgoto doméstico pré-tratado em uma unidade de peneiramento forçado (UPF) no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS) UFMG/Copasa, construído junto à Estação de Tratamento de Efluente (ETE) Arrudas, em Belo Horizonte. Os experimentos foram conduzidos em dois reatores UASB em escala de demonstração idênticos, sendo um precedido da UPF (R2) e o outro utilizado como controle (R1), na qual os reatores foram construídos em aço, com volume de 14 m³ e dimensões internas úteis de 1,75 x 1,75 x 6,0 m. Os reatores foram operados com vazão variada na faixa de 0,31 a 0,94 L.h⁻¹, velocidade ascensional de 0,5 a 1,1 m.h⁻¹ e TDH de 5 a 9 horas. Os autores observaram eficiências de remoção de DQO bruta na faixa de 10 a 80 % e DQO filtrada de 40 a 90% para o reator R1, e DQO bruta de 20 a 85 % e DQO filtrada de 60 a 95% para o reator R2.

Pereira (2007) testou o potencial de aplicação de um reator UASB dotado de duplo estágio de coleta de biogás, tratando esgotos tipicamente domésticos, no controle da formação de espuma e na remoção de matéria orgânica, na qual foi instalado na ETE Experimental UFMG/COPASA, localizada na Estação de Tratamento de Esgoto de Arrudas, em Belo Horizonte/MG. O reator em escala piloto possui 210 L, e foi operado com vazão de 49 L.h⁻¹, velocidade ascensional de 0,7 m.h⁻¹ e TDH variando de 7 e 10 h. O autor observou eficiências médias de 65% para DBO, 60% para DQO bruta, 85 a 90% de DQO filtrada e aproximadamente 45% para SST.

Iglesia (2004) operou um sistema piloto composto de reator UASB com volume de 3 m³ seguido de lagoa aerada aeróbia e lagoa de decantação no tratamento de esgotos sanitários com elevada contribuição de despejos industriais, sendo que o reator UASB foi responsável pela remoção de cerca de 50% da DQO total, 60% da DBO_{5,20} total e 40% dos SST do afluente, operando em média com um tempo de detenção hidráulica de 8 h.

Pontes (2003) avaliou o comportamento de um reator UASB de 224 L com regime hidráulico transiente, submetido a um hidrograma típico de vazões para o tratamento de esgoto sanitário (TDH de 5,6 h) e lodo excedente aeróbio através do retorno do lodo de descarte de um filtro biológico percolador (FBP) para o reator UASB. A avaliação do reator UASB individualmente ao sistema UASB/FBP, mostrou eficiências de remoção de DQO que variaram de 59 a 75% e DBO de 70 a 78%.

Banu et al. (2007) estudou o tratamento de esgoto sanitário proveniente da ETE de Nessapakkam, na cidade de Chennai - Índia, com um reator UASB em escala de bancada, com volume útil de 5,9 L, operando com vazões que variaram de 0,8 a 1,8 L.h⁻¹ e com TDH

variável começando com 7,3 h e sendo gradualmente diminuído até atingir 3,3 h por um período de 110 dias de operação. Os autores observaram eficiências de remoção de DQO variando de variou 75 - 86%, remoção de DBO na faixa de 70 - 91%, teor de metano no biogás foi de $62 \pm 3\%$ e níveis de ácidos graxos voláteis oscilando entre 100 e 186 mg/L.

Um resumo das aplicações de reatores UASB no tratamento de esgotos sanitários em diferentes escalas pode observado na Tabela 3.

Tabela 6 - Resumo das aplicações de reatores UASB no tratamento de esgotos sanitários.

V (m ³)	T (°C)	TDH (h)	Eficiência de remoção			Autores
			DQO b	DQO f	SST	
12,5	26 ± 2	8,8	61 ± 12	56 ± 7	60 ± 23	Araujo (2014)
0,343	16,8 - 26,0	5-7	20 - 90	50	30 - 50	Pereira (2012)
15	26 -31	8,4	65,7	-	70,3	Castro (2010)
14	30	5-9	10 - 85	40-95	-	Teixeira et al. (2009)
0,270	16,8 - 26,0	7 -10	60	85 - 90	45	Pereira (2007)
0,003	22 - 30	8	50	-	40	Iglesia (2004)
0,224	22 - 24	5,6	59 - 75	-	80	Pontes (2003)
0,0059	-	3,3 - 7,3	75 - 86	-	-	Banu et al. (2007)

Legenda: V: volume do reator; T: temperatura do líquido; TDH: tempo de detenção hidráulica; DQO b: demanda química de oxigênio bruta; DQO f: demanda química de oxigênio filtrada; SST: sólidos suspensos totais.

3.5 ESTUDO HIDRODINÂMICO DE REATORES UASB

A importância do estudo hidrodinâmico de reatores está na possibilidade de melhoria do desempenho dos mesmos, determinando adequações necessárias quanto a geometria, evidenciando falhas operacionais e de projeto, que podem causar o surgimento de zonas mortas, curtos-circuitos, recirculação interna, caminhos preferenciais, diminuição do volume útil entre outros desvios de idealidade que influenciam na eficiência hidráulica e na remoção de matéria orgânica, sólidos e outros parâmetros (ZAIAT; FORESTI, 1997; LEVENSPIEL, 2000; SARATHAI et al., 2010; PEÑA et al., 2006).

As zonas mortas são regiões estagnadas dentro do reator, na qual o líquido permanece por um tempo relativamente alto se comparado ao valor do TDH teórico estipulado em projeto. Nos ensaios hidrodinâmicos, essa anomalia pode ser evidenciada pelo atraso na resposta do traçador no perfil de distribuição do tempo de residência através do efeito de cauda longa da curva. Essa anomalia também causa a diminuição do volume útil do

reator, ocorrendo em consequência, os chamados curtos-circuitos hidráulicos, que podem ser entendidos como caminhos preferenciais percorridos pelo líquido, que acarreta na diminuição da eficiência de remoção (SIQUEIRA⁹, 1998 apud SALGADO, 2006; SINGH et al. 2006; RIBEIRO, 2007).

A análise desse comportamento hidrodinâmico pode ser realizada a partir de um estudo com traçadores como eosina Y, azul de bromofenol, verde de bromocresol, cloreto de lítio, mordante violeta, rodamina WT, dextrana azul, dentre outros. Esta análise consiste no levantamento das informações sobre a distribuição do tempo de residência (DTR) do fluido que está escoando, pelo método denominado teste de estímulo-resposta, que é realizado adicionando-se uma quantidade conhecida de traçador no ponto de entrada de vazão afluyente do reator, determinando-se a concentração do traçador no efluente do reator em intervalos de tempo conhecidos, obtendo-se a denominada curva do traçador, que relaciona a concentração de traçador com o tempo (HANISCH; PIRES, 1996; DE NARDI et al. 1999; LEVENSPIEL, 2000).

As vantagens da utilização de traçadores inertes são: fácil manuseio da substância escolhida para a realização do ensaio, a facilidade da detecção da presença do traçador no líquido (efluente), inalteração das características originais do traçador ao longo do processo de tratamento do esgoto, elevada recuperação da massa injetada, estabilidade e segurança no manuseio (CASTRO, 2010; CARVALHO, 2006).

A determinação do modelo hidrodinâmico de um reator depende das condições de fluxo e do padrão de mistura que ocorrem internamente, na qual são influenciadas pela geometria, escala e quantidade de energia introduzida por unidade de volume no reator. De forma geral os dois tipos de fluxo que podem ocorrer no interior dos reatores são: fluxo intermitente e fluxo contínuo (Tabela 7 e Figura 4). Dentre os tipos de regime em fluxo contínuo tem-se: fluxo em pistão, mistura completa, fluxo disperso e associações de células em série e/ou em paralelo (SPERLING, 1996; LEVENSPIEL, 2000).

⁹ SIQUEIRA, R. N. **Desenvolvimento e aperfeiçoamento de critérios de avaliação da eficiência hidráulica e do cálculo do coeficiente de mistura em unidade de tratamento de água e efluentes**. 1998. 126 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 1998.

Tabela 7 - Principais modelos hidráulicos para reações de primeira ordem considerando a concentração do efluente ao longo do tempo.

Modelo	Equação
Fluxo intermitente	$C_e = C_o.e^{-K.th}$
Fluxo em pistão	$C_e = C_o.e^{-K.th}$
Mistura completa	$C_e = C_o/(1 + K.th)$
Mistura completa em série	$C_e = C_o/(1 + K.t1)^n$

Fonte: Adaptado de Sperling (1996).

Em que:

C_e = concentração efluente ($g.m^{-3}$)

C_o = concentração afluente ($g.m^{-3}$)

K = coeficiente de reação (d^{-1})

d = a distância ao longo do tanque (m)

th = tempo de detenção hidráulica (= volume / fluxo) (d)

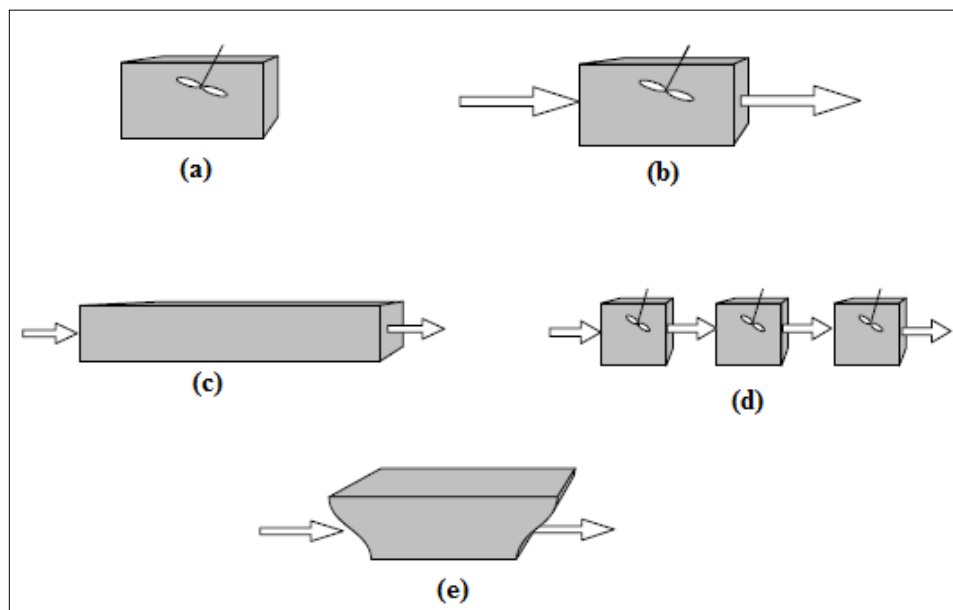


Figura 4 - Esquema de reatores básicos. (a) reator de batelada. (b) reator de mistura completa. (c) reator de fluxo em pistão. (d) reator de mistura completa em série. (e) reator de fluxo disperso.

Fonte: Adaptado de Sperling (1996).

As configurações dos reatores têm por base primária as características hidráulicas (fluxo e mistura) no seu interior, para promover uma mistura que proporcione um contato biomassa-substrato apropriado, sendo que os modelos hidráulicos também dependem da geometria física, da quantidade de energia introduzida por unidade de volume, do tamanho ou escala do reator, dentre outras características (KATO et al., 1999; SPERLING, 1996).

4 MATERIAL E MÉTODOS

No presente capítulo é descrita a metodologia utilizada no desenvolvimento do Trabalho de Conclusão de Curso a fim de se alcançar os objetivos propostos. O trabalho foi realizado na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), câmpus Campo Mourão, Bloco C, Laboratório de Saneamento (C-104) e anexo externo.

4.1 APARATO EXPERIMENTAL

O reator UASB em escala piloto (Figura 5) foi confeccionado pela empresa Oscartec Soluções em Equipamentos Ltda. na cidade de São Carlos/SP.

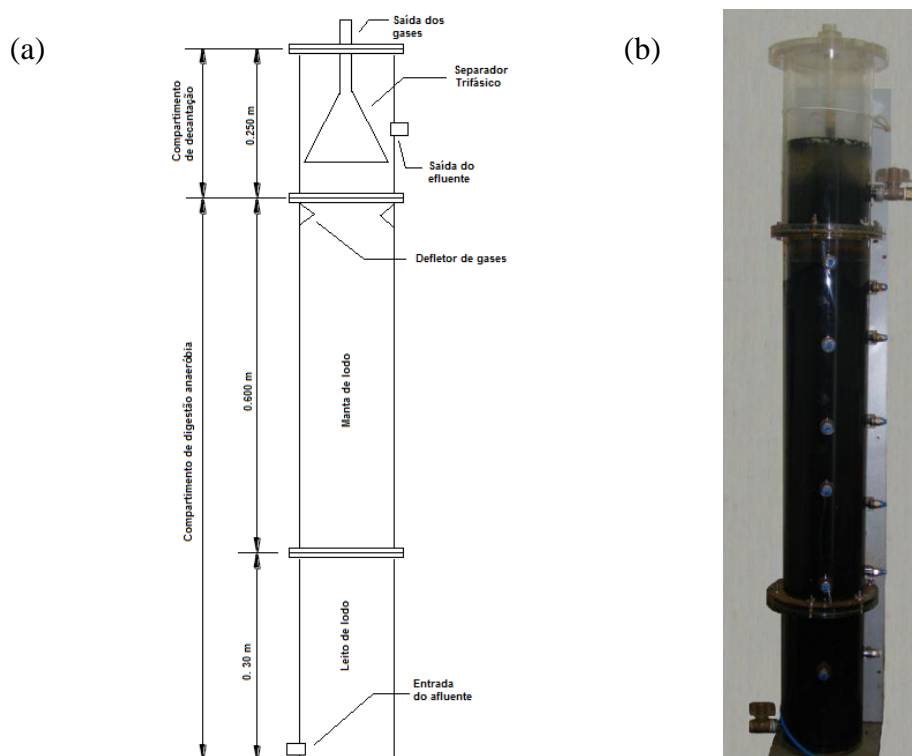


Figura 5 - Reator UASB de bancada utilizado para o experimento: (a) desenho esquemático; (b) vista frontal do reator.

Fonte: Autoria própria.

O reator com volume útil de 21 L e volume total de 22 L é constituído de uma coluna cilíndrica de *plexiglass*, com diâmetro interno de 0,15 m e altura de 1,22 m. O separador trifásico (gás-sólido-líquido) possui altura total de 0,25 m e diâmetro de 0,14 m e está acoplado à coluna cilíndrica à distância de 0,95 m da base do reator.

O esgoto sanitário utilizado na alimentação do reator UASB foi coletado de uma caixa de passagem existente na Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Campo Mourão por meio de uma bomba dosadora, marca Dosaq[®] modelo DQDE - 20 e armazenado em um tanque de equalização com capacidade de 500 L (Figura 6). Esse tanque possui extravasor que possibilita armazenamento do esgoto bruto e despejo do excesso para a caixa de passagem.



Figura 6 - Tanque de equalização utilizado para o experimento. (a) vista frontal. (b) aflente no interior do tanque.

Fonte: Autoria própria.

O substrato armazenado no tanque de equalização foi conduzido para o reator por meio de bomba dosadora, marca Provitec[®] modelo DM 5000 ABS. O efluente do reator foi conduzido a um reservatório e posteriormente a caixa de passagem existente no câmpus por meio de um extravasor.

A inoculação do reator foi realizada com 6 L de lodo anaeróbico floculento (aproximadamente 34% do volume do reator), proveniente de um reator anaeróbico de leito

fluidizado (RALF) que trata os esgotos sanitários do município de Campo Mourão, PR (Figura 7).

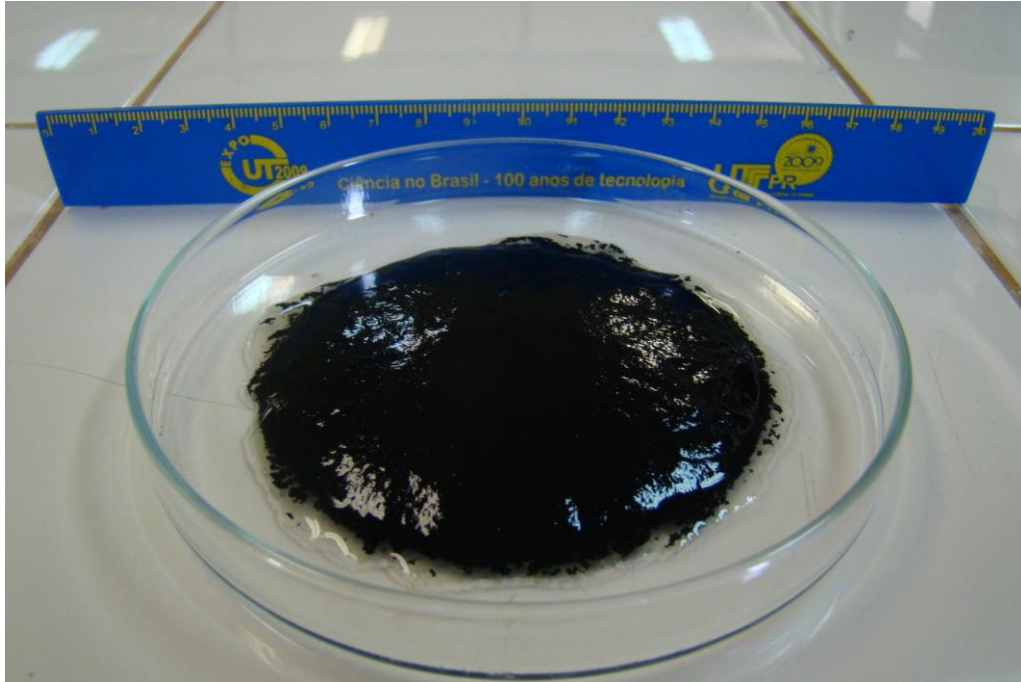


Figura 7 - Lodo anaeróbio flocculento utilizado como inóculo.
Fonte: Autoria própria.

4.2 OPERAÇÃO E MONITORAMENTO DO REATOR

A partida do reator UASB foi realizada em regime de batelada com inoculação do reator com lodo anaeróbio e enchimento com esgoto sanitário por período de aproximadamente uma semana, para aclimatação da biomassa.

Após esse período, foi iniciada a primeira etapa de operação, na qual a alimentação do reator foi realizada de modo contínuo, em fluxo ascendente, com vazão afluente de aproximadamente $2,63 \text{ L.h}^{-1}$, TDH de 8 h e velocidade ascensional de $0,15 \text{ m.h}^{-1}$. Essa etapa durou aproximadamente três meses.

A segunda etapa de operação durou um mês, pois esse período foi necessário para que o reator alcançasse o estado de equilíbrio dinâmico aparente com o reator operado com vazão afluente de $5,25 \text{ L.h}^{-1}$, TDH de 4 h e velocidade ascensional de $0,30 \text{ m.h}^{-1}$.

Os tempos de operação do reator UASB com TDH de 8 e 4 h tiveram que ser reduzidos pelo fato da universidade passar por um período de recesso acadêmico e isso trazer como consequência a falta de esgoto sanitário no câmpus, necessário para a alimentação do reator de forma contínua.

O monitoramento do desempenho do reator foi avaliado em cada etapa de operação por meio de determinação semanal de parâmetros físico-químicos (Tabela 8) em amostras do afluente e efluente em triplicata.

Após o reator atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente, foi realizado 1 perfil de amostragem temporal para cada etapa de operação (TDH de 8 e 4 h), com determinação dos mesmos parâmetros descritos na Tabela 8 (exceto $DBO_{5,20}$) em análises unitárias, com intervalos de 3 h entre as coletas em período de 24 h.

Tabela 8 - Parâmetros analisados e metodologia empregada na avaliação do comportamento do reator UASB.

Parâmetros	Método de Análise	Referência
Temperatura do líquido (°C)	-	-
pH	Potenciométrico	Eaton et al. (2005)
Demanda Química de Oxigênio ($mg.L^{-1}$)	Espectrofotométrico	Eaton et al. (2005)
Demanda Bioquímica de Oxigênio ($mg.L^{-1}$)	Polarográfico	Eaton et al. (2005)
Alcalinidade ($mgCaCO_3.L^{-1}$)	Titulométrico	Ripley et al. (1986)
Ácidos voláteis ($mgHAc.L^{-1}$)	Titulométrico	Dillalo e Albertson (1961)
Sólidos suspensos ($mg.L^{-1}$)	Gravimétrico	Eaton et al. (2005)
Sólidos totais ($mg.L^{-1}$)	Gravimétrico	Eaton et al. (2005)

4.3 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

Para avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator foram realizados, para os dois TDH testados, 3 ensaios de estímulo-resposta tipo pulso, utilizando solução com traçador eosina Y preparada através da mistura de 0,20 g do traçador em 10 mL de água. Antes de injetar a eosina Y, foi necessário coletar uma amostra do efluente do reator sem a presença do traçador (branco), que serviu de referência para realização das análises de absorbância das outras amostras pelo espectrofotômetro.

Após a coleta desta amostra foi injetado 10 mL do traçador na entrada do reator com auxílio de uma seringa de 15 mL no tempo de aproximadamente 10 s. A coleta das amostras do efluente (20 mL) foi feita em intervalos de 45 min com um coletor automático da marca

Isco, modelo 6700C, com duração total de 12 h e 24 h (3 vezes cada TDH testado). As amostras coletadas foram centrifugadas por cerca de 5 min a 3500 rpm em uma centrífuga Sislab, modelo Twister 12, para evitar a interferência de sólidos na leitura das absorvâncias pelo método colorimétrico.

Para determinação da concentração do traçador nas amostras do efluente, foi utilizado o método colorimétrico de leitura de absorvância, realizado em espectrofotômetro HACH UV-VIS, modelo DR5000, com comprimento de onda de 516 nm. Após a leitura, os valores foram transferidos para uma planilha Excel[®], para obtenção de gráficos da variação da concentração do traçador pelo tempo.

De acordo com Levenspiel (2000), foi realizada normalização das curvas experimentais da variação de concentração do traçador ao longo do tempo ($C(t)$), que resultaram em curvas de distribuição do tempo de residência hidráulica (E_θ) em função do tempo adimensional (θ). Após a normalização, foi possível calcular a variância para cada ensaio (σ^2_θ). O ajuste das curvas experimentais foi realizado com base nos modelos teóricos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD) e de grande intensidade (GD) e de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) (Tabela 9).

Tabela 9 - Modelos teóricos uniparamétricos utilizados.

Modelo	Parâmetro	Equação
Dispersão de pequena intensidade (PD)	$\sigma^2_\theta = 2 \left(\frac{D}{u.L} \right)$	$E_\theta = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/u.L)}} \exp \left[\frac{(1-\theta)^2}{4(D/u.L)} \right]$
Dispersão de grande intensidade (GD)	$\sigma^2_{\theta,ta} = 2 \left(\frac{D}{u.L} \right) + 8 \left(\frac{D}{u.L} \right)^2$	$E_{\theta,ta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/u.L)}} \exp \left[\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/u.L)} \right]$
Tanques de mistura completa em série (N-CSTR)	$N = \frac{1}{\sigma^2_\theta} = \frac{\theta^{-2} h}{\sigma^2}$	$E_\theta = \frac{N(N.\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta}$

Fonte: Adaptado de Levenspiel (2000).

Em que:

θ - tempo de residência médio (adimensional);

E_θ - Função de distribuição do tempo de residência hidráulica;

σ^2 - variância;

σ^2_{θ} - variância (adimensional);

N - número de reatores em série;

$\frac{D}{u.L}$ - número de dispersão do reator.

4.4 CARACTERÍSTIAS E ANOMALIAS HIDRÁULICAS DO REATOR UASB

As características hidráulicas verificadas no reator UASB foram: eficiência hidráulica e número de Reynolds e as anomalias foram: volume de zonas mortas e a presença de curtos-circuitos hidráulicos. Para o cálculo do volume de zonas mortas foi utilizada metodologia descrita por Peña et al. (2006) e Sing et al. (2006), com base nos valores de TDH teórico e real (h), e do volume ativo e total do reator (m³).

Para verificar a presença de curtos-circuitos foi utilizada a relação entre o tempo do primeiro aparecimento do traçador no efluente do reator (h) e o TDH teórico (h) de acordo com metodologia adaptada de Sarathai et al. (2010) e Thackston et al. (1987).

Para a análise da eficiência hidráulica, que reflete o volume efetivo e o número de tanques de mistura completa em série, foi utilizada metodologia descrita por Persson et al. (1999) e Sarathai et al. (2010).

O número de Reynolds foi calculado de acordo com Roma (2006), utilizando-se a viscosidade do esgoto sanitário obtida com um Reômetro Digital da marca Brookfield (modelo DV-III) com eixo SC4-34.

As equações utilizadas para o cálculo de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica e número de Reynolds estão descritas na Tabela 10.

Tabela 10 - Equações para determinação da presença de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica e número de Reynolds.

Anomalias	Equações	Significado
Zonas Mortas	$\beta = \frac{\text{TDHr}}{\text{TDHt}}$	β = relação entre o TDH real (h) e o TDH teórico (h);
	$Va=Vt.\beta$	Va = volume ativo do reator (m ³);
	$Vd=Vt-Va$	Vt = volume total do reator (m ³); Vd = volume de zonas mortas (m ³).
Curtos-Circuitos	$\Psi = \frac{\tau_k}{\tau_r}$	Ψ = Presença de curtos-circuitos; τ_k = tempo em que ocorre pico da concentração (h); τ_r = TDH real (h).
Eficiência Hidráulica	$\lambda = \beta \left(1 - \frac{1}{N} \right)$	λ = eficiência hidráulica; β = relação entre o TDH real (h) e o TDH teórico (h); N = número de tanques CSTR em série.
Número de Reynolds	$Re = \left(\frac{p \cdot v \cdot D}{\mu} \right)$	p = Massa específica do fluido (Kg.m ⁻³); v = Velocidade média do fluido (m.s ⁻¹); D = Diâmetro para o fluxo no tubo (m); μ = Viscosidade dinâmica do fluido (N.s.m ⁻²)

Fonte: Peña et al. (2006); Thackston et al. (1987); Persson et al. (1999); Roma (2006).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO

A caracterização físico-química dos esgotos sanitários gerados na Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Campo Mourão, foi baseada nos resultados experimentais obtidos em dois perfis de amostragem temporal e amostragens semanais para o monitoramento do comportamento dinâmico do reator.

Um resumo dos valores médios obtidos na caracterização dos esgotos sanitários no período de 01/09/2014 a 19/12/2014 pode observado na Tabela 11.

Tabela 11 - Caracterização dos esgotos sanitários coletados no câmpus Campo Mourão da UTFPR.

PARÂMETROS	N	X	DP	Mín.	Máx.
Temperatura (°C)	30	21,3	2,57	17	26,3
pH	30	7,30	0,40	6,70	8,35
Alcalinidade a bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	30	323	84	173	530
Ácidos voláteis (mgHAc.L ⁻¹)	30	98	50	24	250
DQO bruta (mg.L ⁻¹)	30	826	147	471	1130
DQO filtrada (mg.L ⁻¹)	30	416	133	201	660
DBO _{5,20} (mg.L ⁻¹)	12	429	20	397	468
Relação DBO _{5,20} /DQO	-	0,5	-	-	-
Sólidos Suspensos Totais (mg.L ⁻¹)	30	215	100	42	528
Sólidos Suspensos Voláteis (mg.L ⁻¹)	30	74	43	20	184
Sólidos Suspensos Fixos (mg.L ⁻¹)	30	141	95	13	508
Sólidos Totais (mg.L ⁻¹)	30	684	196	256	1056
Sólidos Totais Voláteis (mg.L ⁻¹)	30	183	76	60	398
Sólidos Totais Fixos (mg.L ⁻¹)	30	501	189	154	962

Legenda: Número de amostras (N); Média (X); Desvio padrão (DP); Valor mínimo (Mín.); Valor máximo (Max.).

Fonte: Autoria própria.

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 11, os valores de temperatura do líquido variaram de 17 °C a 26,3 °C com média de $21,3 \pm 2,67$, sendo um dos motivos dessa variação de 9,3 °C (entre o valor máximo e mínimo), a mudança de estação durante o período de operação do reator, na qual o mesmo começou a ser operado durante a primavera e terminou no início do verão.

De acordo com Campos e Andrade Neto (1999) para que o processo de digestão anaeróbia ocorra de maneira satisfatória, as temperaturas devem ser superiores a 20 °C, pois temperaturas menores reduzem a velocidade do metabolismo dos micro-organismos e afetam negativamente a solubilização do substrato pelos mesmos.

O pH das amostras do esgoto bruto variou de 6,70 a 8,35 com média de $7,3 \pm 0,4$. Pontes (2003) observou valores médios de pH de $6,7 \pm 0,3$ para os esgotos sanitários provenientes da estação de tratamento de esgotos da Companhia de Saneamento de Minas Gerais (COPASA). Carvalho (2006) reportou valores de pH de $7,3 \pm 0,1$ para esgotos sanitários do câmpus da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo (EESC). Francisqueto (2007) observou valores de pH de $6,8 \pm 0,2$ para os esgotos sanitários do câmpus Universitário de Goiabeiras em Vitória/ES.

O valor médio de alcalinidade a bicarbonato foi de $323 \pm 84 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$, com valor mínimo de $173 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$ e máximo de $530 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$. O valor médio obtido foi superior àquele reportado por Caseiro et al. (2006) de $231 \pm 35 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$ nos esgotos sanitário provenientes de um Conjunto Residencial da Universidade de São Paulo (CRUSP) e também superior ao observado por Martins (2012) cuja média foi de $294 \pm 40 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$ para os esgotos sanitário da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), câmpus Campo Mourão.

A concentração média de ácidos voláteis obtida na amostra de esgotos sanitários foi de $98 \pm 50 \text{ mgHAc.L}^{-1}$, com concentração mínima de 24 mgHAc.L^{-1} e máxima de 250 mgHAc.L^{-1} . Goffi (2013) e Ferreira (2012) ao caracterizarem o esgoto sanitário da UTFPR câmpus Campo Mourão, reportaram valores médios de ácidos voláteis de $82 \pm 21 \text{ mgHAc.L}^{-1}$ e $53 \pm 22 \text{ mgHAc.L}^{-1}$, respectivamente.

Os valores médios de matéria orgânica, em termos de DQO bruta, do afluyente foram de $826 \pm 147 \text{ mg.L}^{-1}$ e de DQO filtrada de $416 \pm 133 \text{ mg.L}^{-1}$. Os valores de DQO foram similares ao reportado por Baettker (2012) que observou média de DQO bruta de $835 \pm 261 \text{ mg.L}^{-1}$ e DQO filtrada de $403 \pm 187 \text{ mg.L}^{-1}$ para os esgotos sanitário da UTFPR, câmpus Campo Mourão. Ferreira (2012) e Martins (2012) obtiveram valores inferiores de DQO bruta ($648 \pm 46 \text{ mg.L}^{-1}$) e superiores de DQO filtrada ($454 \pm 38 \text{ mg.L}^{-1}$).

A carga orgânica imposta ao reator variou na faixa de 0,03 a 0,06 kgDQO.d^{-1} , com média de aproximadamente $0,05 \text{ kgDQO.d}^{-1}$. A taxa de carregamento orgânico resultou na faixa variável de 1,7 a 4,1 $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, com valor médio de aproximadamente $3,0 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, de acordo com a faixa descrita por Chernicharo (1999), 2,5 a 3,5 $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para esgotos domésticos.

Em relação a $DBO_{5,20}$ no afluente, foram encontrados valores médios de $429 \pm 20 \text{ mg.L}^{-1}$, sendo essa concentração semelhante a reportada por Banu et al. (2007) de $460 \pm 63 \text{ mg.L}^{-1}$ nos esgotos sanitários destinados à ETE de Nessapakkam, na cidade de Chennai - Índia, mas superior ao observado por Pereira (2007) de $233 \pm 32 \text{ mg.L}^{-1}$, na caracterização dos esgotos sanitários destinados a ETE de Arrudas na cidade de Belo Horizonte/MG, e por Silva et al. (2005) que caracterizou o esgoto doméstico destinados à duas ETE, uma localizada em Franca/SP e outra em Barueri/SP, com valor médio de $DBO_{5,20}$ de 362 mg.L^{-1} e de 247 mg.L^{-1} , respectivamente.

A relação $DBO_{5,20}/DQO$ foi em média de 0,5, na faixa de $0,4 \leq DBO/DQO \leq 0,6$ indicada por Metcalf; Eddy (1991), o que indica fácil biodegradabilidade do substrato utilizado na alimentação do reator UASB. Valor semelhante a esse foi verificado por Silva et al. (2005), na caracterização do esgoto doméstico destinados à ETE da cidade de Franca e Barueri no estado de São Paulo.

A concentração média de sólidos totais foi de $684 \pm 196 \text{ mg.L}^{-1}$; sólidos totais fixos de $501 \pm 189 \text{ mg.L}^{-1}$, sólidos totais voláteis de $186 \pm 76 \text{ mg.L}^{-1}$, sólidos suspensos totais de $215 \pm 100 \text{ mg.L}^{-1}$, sólidos suspensos fixos de $141 \pm 95 \text{ mg.L}^{-1}$, sólidos suspensos voláteis de $74 \pm 43 \text{ mg.L}^{-1}$.

As concentrações médias de ST, STF e STV foram inferiores aos valores reportados por Goffi (2013) de $1395 \pm 771 \text{ mg.L}^{-1}$, $286 \pm 198 \text{ mg.L}^{-1}$ e $1109 \pm 593 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Ferreira (2012) observou concentrações de ST, STF e STV de $637 \pm 64 \text{ mg.L}^{-1}$, $184 \pm 44 \text{ mg.L}^{-1}$ e $463 \pm 76 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Versiani (2005) obteve concentrações médias de ST, STF e STV de 1455 mg.L^{-1} , 578 mg.L^{-1} e 877 mg.L^{-1} , respectivamente, ao caracterizar os esgotos sanitários da Universidade Federal do Rio de Janeiro, valores também superiores aos observados no presente trabalho.

A composição típica e a classificação dos esgotos sanitários em relação às características físico-químicas de acordo com Metcalf e Eddy (1991) são apresentadas na Tabela 12.

Quando comparado os resultados obtidos de DQO e de DBO da Tabela 12, é possível observar que o esgoto sanitário do campus pode ser classificado como esgoto “forte” de acordo com Metcalf e Eddy (1991).

Tabela 12. Composição típica do esgoto sanitários.

PARÂMETROS	ESGOTO SANITÁRIO		
	Fraco	Médio	Forte
DQO total (mg.L ⁻¹)	250	430	800
DBO (mg.L ⁻¹)	110	190	350
ST (mg.L ⁻¹)	390	720	1230
STD (mg.L ⁻¹)	270	500	860
SDF (mg.L ⁻¹)	160	300	520
SDV (mg.L ⁻¹)	110	200	340
SST (mg.L ⁻¹)	120	210	400
SSF (mg.L ⁻¹)	25	50	85
SSV (mg.L ⁻¹)	95	160	315

Fonte: adaptado de Metcalf e Eddy (1991)

5.2 OPERAÇÃO DO REATOR UASB COM TDH DE 8 h

Conforme descrito no capítulo 4, essa etapa de operação foi compreendida do início da operação do reator UASB com vazão afluyente de 2,63 L.h⁻¹, TDH de 8 h e velocidade ascensional de 0,15m. h⁻¹. Nessa primeira etapa, foi avaliado o comportamento do reator com a realização das mesmas análises físico-químicas descritas na Tabela 8.

Os valores médios obtidos para temperatura nas amostras do afluyente e do efluente do reator foram de $19,8 \pm 1,8$ °C e $19,5 \pm 1,5$ °C, respectivamente (Figura 8a), e são inferiores a faixa reportada por Foresti et al. (1999) de 25 °C a 35 °C indicada como ótima para a atividade bacteriana. Deste modo a temperatura afetou negativamente a eficiência do reator UASB.

É possível observar oscilações nos perfis de amostragem temporal, que em relação ao afluyente podem ter ocorrido possivelmente pela diluição do esgoto sanitário da caixa de passagem (que abastecia o tanque de equalização de forma contínua) por conta da lavagem do piso dos blocos periodicamente, pelo aumento de carga orgânica proveniente do uso do sanitário nos intervalos das aulas e também pela entrada de compostos tóxicos no tanque, como detergentes e reagentes químicos provenientes dos laboratórios e da limpeza em geral que comprometem o metabolismo das bactérias por afetar a atividade enzimática (CHERNICHARO, 1997).

Os valores de pH foram de $7,4 \pm 0,08$ para o afluyente e $7,4 \pm 0,11$ para o efluente (Figura 8b). Segundo Chernicharo (1997) valores de pH compreendidos entre 6,0 e 8,0 são

adequados para a atividade microbiana anaeróbia e para Metcalf e Eddy (1991) entre 6,5 e 7,5. Deste modo, o pH do afluente e efluente estão dentro destas recomendações.

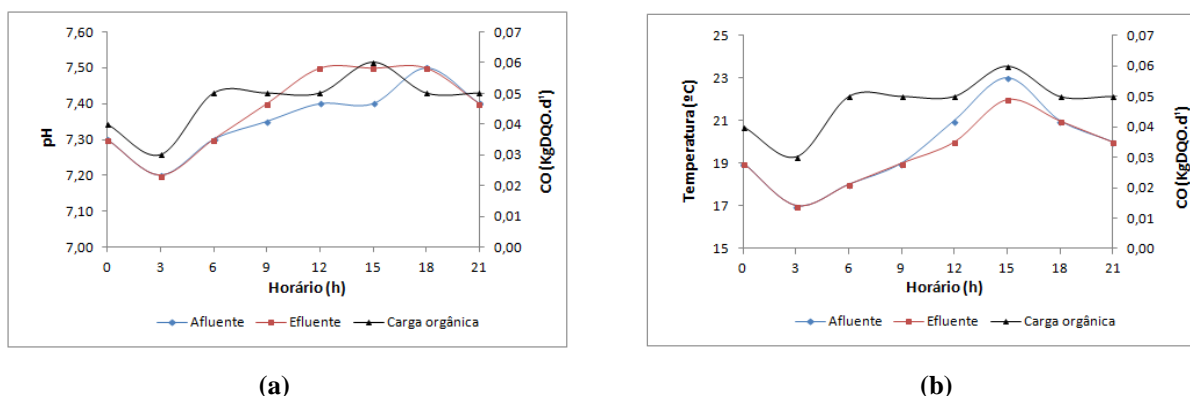


Figura 8 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) pH, b) Temperatura do líquido.

Fonte: Autoria própria.

A alcalinidade total média para o afluente e efluente foi de $366 \pm 38 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ e $372 \pm 46 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. A alcalinidade a bicarbonato para o afluente foi de $308 \pm 41 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ e para o efluente foi de $313 \pm 49 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ (Figura 9a), mas esses valores são muito próximos e deste modo não foi possível evidenciar de forma clara, boa capacidade de tamponamento do sistema, na qual um dos fatores que justificam isso, foi o pouco tempo de operação do reator com TDH de 8 h (apenas três meses), não permitindo que o mesmo entrasse no estado de equilíbrio dinâmico aparente (EEDA), a fim de que as bactérias metanogênicas se desenvolvessem de maneira satisfatória e completassem o processo de digestão anaeróbia (FORESTI et al., 1999).

As concentrações médias de ácidos voláteis para o afluente e efluente foram de $81 \pm 12 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$ e $82 \pm 12 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente (Figura 9b), se mantendo abaixo de $200 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$ durante todo o período de operação, como indicado por Chernicharo (1997).

Os parâmetros alcalinidade total e ácidos voláteis para o efluente ficaram dentro das faixas descritas em outros trabalhos que utilizaram reatores UASB para tratamento do esgotos sanitários na operação com TDH de 8h, tais como Iglesia (2004) de $275 \pm 54 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ e $56 \pm 39 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$, Cosentino et al. (2005) de $460 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ e $86 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$ e Carvalho (2006) de $254 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ e $30 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$.

A relação AV/AT (ácidos voláteis/alcalinidade total) média tanto para o afluente, quanto para o efluente foi de 0,2. Ripley et al. (1986) recomenda uma relação AVT/AT afluente menor que 0,3 para que processo de digestão anaeróbia tenha tamponamento e como

consequência melhor eficiência na degradação da matéria orgânica. Deste modo a relação se manteve dentro da faixa indicada pelo autor.

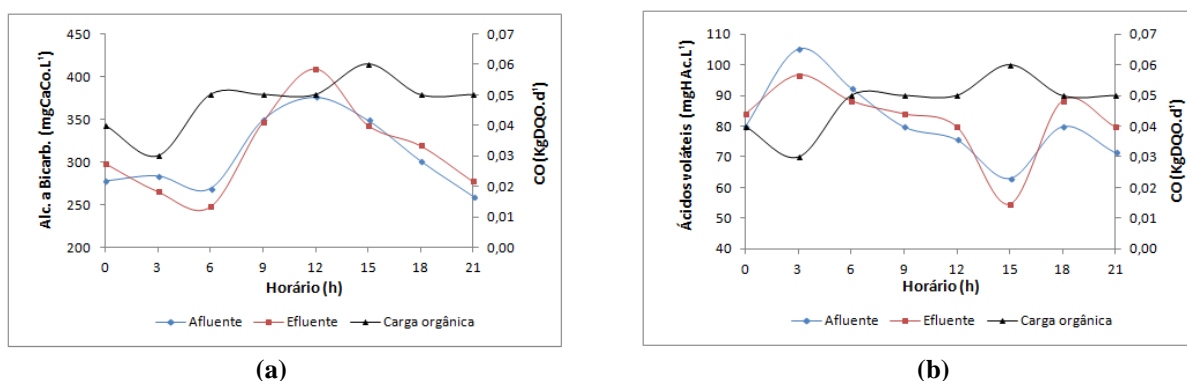


Figura 9 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) Alcalinidade a bicarbonato, b) Ácidos voláteis. Fonte: Autoria própria.

Os valores médios da DQO bruta do afluente foram de $756 \pm 127 \text{ mg.L}^{-1}$ e do efluente foram de $379 \pm 56 \text{ mg.L}^{-1}$ (Figura 10a). A eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema variou de 46 a 55% em termos de DQO bruta, obtendo-se valor médio de aproximadamente $50 \pm 3\%$. Estes valores foram semelhantes aos reportados por Martins (2012) e Iglesia (2004) que obtiveram em média 52 e 50 %, respectivamente, mas inferior ao reportado por Ferreira (2012), Araújo (2014) e Castro (2010) que indicaram valores médios de 57%, 61% e 65,7%, respectivamente.

Deste modo a eficiência do reator na remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta está abaixo da indicada por Chernicharo (1997), pois para que um sistema de tratamento anaeróbio de águas residuárias seja considerado eficiente, a eficiência deve ser superior a 65%, o que não ocorreu nesse trabalho no qual a eficiência ficou em média 15% abaixo da indicada.

A média de DQO filtrada do afluente e efluente foi de $377 \pm 83 \text{ mg.L}^{-1}$ e $205 \pm 39 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente (Figura 10b), com eficiência de remoção de 42% a 52%, obtendo valor médio de $45 \pm 3\%$. Este valor foi superior ao reportado por Ferreira (2012) de $43 \pm 28\%$ e inferior aos verificados por Araujo (2014) e Pereira (2012) de 56 e 50%, respectivamente.

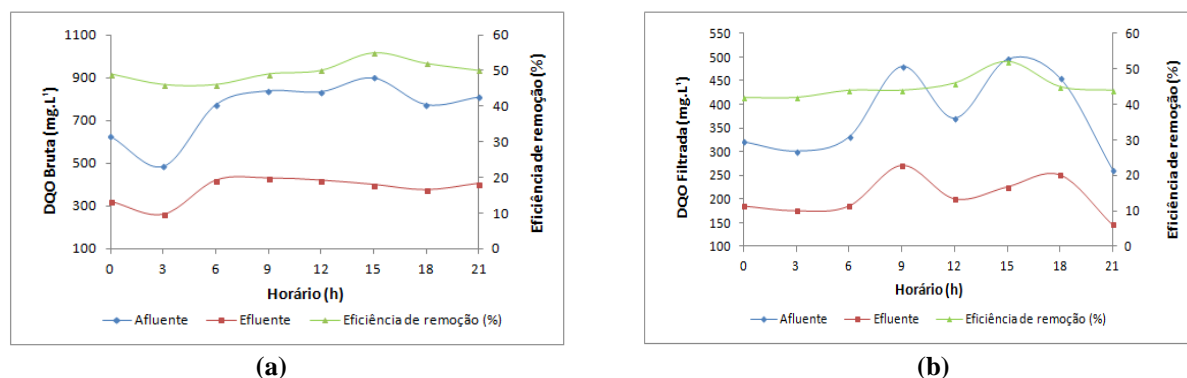


Figura 10 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) DQO bruta, b) DQO filtrada.

Fonte: Autoria própria.

A concentração média de matéria orgânica em termos de $DBO_{5,20}$ do afluente e efluente foi de $416 \pm 16 \text{ mg.L}^{-1}$ e $201 \pm 8 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, com eficiência de remoção média de 52%, inferior ao obtido por Pereira (2007) e Iglesia (2004) de 65 e 60%, respectivamente.

A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO e $DBO_{5,20}$ se manteve abaixo da encontrada em outros trabalhos, sendo prejudicada devido tanto a elevada concentração de sólidos no efluente do reator, quanto pelo acúmulo da espuma formada na região superficial do separador trifásico que acabava sendo expelida juntamente com o efluente do reator, sendo estas duas características, limitações comuns e evidentes na maioria dos reatores UASB (FORESTI et al., 2006).

O lodo floculento utilizado na partida do reator tem a característica de possuir grãos não esféricos, leves e pequenos, o que facilita o seu arraste junto ao efluente do reator (SINGH; VIRARAGHAVAN, 1998). A utilização do lodo tipo granular para a partida do reator, possivelmente minimizaria esse efeito, uma vez que esse tipo de lodo é menos suscetível ao arraste, em comparação ao lodo floculento (LETTINGA; HULSHOFF POL¹⁰ (1991) *apud* PEREIRA, 2007).

Ferreira (2012) e Martins (2012) também evidenciaram elevada concentração de sólidos no efluente do reator, na qual o também atribuíram esse efeito ao tipo de lodo utilizado para a inoculação e partida do reator. Os autores notaram que a eficiência de remoção de DQO foi prejudicada e como forma de contornar esses problemas, eles

¹⁰ LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L.W. UASB - Process design for various types of wastewaters. Water Science Technology, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

aumentaram o TDH em 50% na segunda etapa de operação, diminuindo assim a velocidade ascensional do fluxo no interior do reator.

As concentrações de ST variaram de 340 a 1022 mg.L⁻¹ para o afluente, com média de 657 ± 187 mg.L⁻¹, e de 174 a 350 mg.L⁻¹ para o efluente do reator, com valor médio de 289 ± 56 mg.L⁻¹ (Figura 11a). Os valores obtidos para as concentrações de STV variaram de 60 a 232 mg.L⁻¹ e de 76 a 162 mg.L⁻¹, com valores médios de 144 ± 52 mg.L⁻¹ e 112 ± 24 mg.L⁻¹ para o afluente e efluente do reator, respectivamente (Figura 11b). Martins (2012) obteve valores de concentrações de ST superiores ao encontrado neste trabalho, que variaram de 642 a 1908 mg.L⁻¹ para o afluente e de 552 a 608 mg.L⁻¹ para o efluente do reator. Ainda segundo o autor, as concentrações de STV foram de 476 a 1678 mg.L⁻¹ e de 356 a 462 mg.L⁻¹ para o afluente e efluente do reator, respectivamente.

A eficiência de remoção de STV foi em média de 54 ± 10%, semelhante ao reportado por Araújo (2014) e Pereira (2012) de 60 ± 23% e 45%, respectivamente.

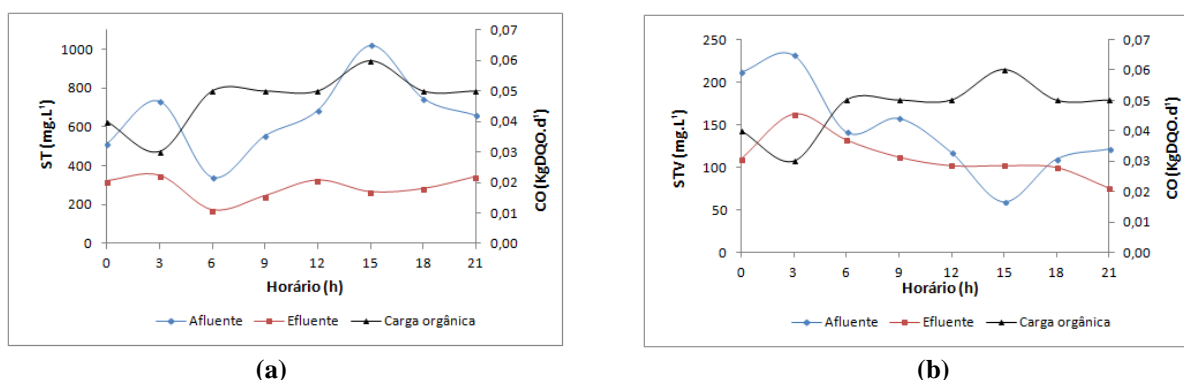


Figura 11 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) Sólidos totais, b) Sólidos totais voláteis. Fonte: Autoria própria.

As concentrações de SST possuem valores mínimos e máximos de 82 mg.L⁻¹ e 420 mg.L⁻¹ no afluente e de 60 mg.L⁻¹ e 170 mg.L⁻¹ no efluente do reator, respectivamente (Figura 12a). Os valores médios de SSV obtidos foram de 89 ± 62 mg.L⁻¹ para o afluente e de 41 ± 16 mg.L⁻¹ para o efluente do reator (Figura 12b). A eficiência média de remoção de SSV foi de 49 ± 16 %.

Ferreira (2012) reportou valores de concentrações de sólidos suspensos totais que variaram de 215 a 1723 mg.L⁻¹ e de 827 a 168 mg.L⁻¹ no afluente e efluente do reator, respectivamente. As concentrações de sólidos suspensos voláteis foram de 105 a 689 mg.L⁻¹

para o afluente e de 12 a 76 mg.L⁻¹ para o efluente do reator, com eficiência de remoção de aproximadamente 75 ± 16%.

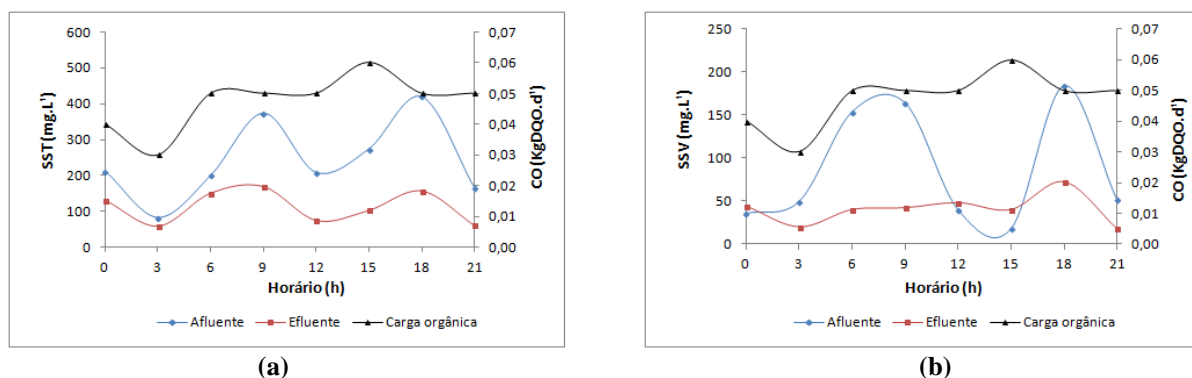


Figura 12 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 8 h. a) Sólidos suspensos totais, b) Sólidos suspensos voláteis.

Fonte: Autoria própria.

Um resumo dos resultados obtidos do perfil de amostragem temporal (24 h) com coleta de amostras do afluente e do efluente a cada 3 h estão descritos na Tabela 13.

Tabela 13 - Resumo dos resultados obtidos no perfil de 24 h de operação para TDH de 8 h.

PARÂMETROS	AFLUENTE					EFLUENTE				
	N	X	DP	Mín.	Máx.	N	X	DP	Mín.	Máx.
Temperatura (°C)	8	19,8	1,8	17	23	8	19,5	1,5	17	22
pH	8	7,4	0,08	7,2	7,5	8	7,4	0,08	7,2	7,5
Alc. parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	8	107	20	84	143	8	109	22	84	155
Alc. total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	8	366	38	310	430	8	372	46	311	466
Alc. bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	8	308	41	260	376	8	313	49	248	409
Ácidos voláteis (mgHAc.L ⁻¹)	8	81	12	63	105	8	82	12	55	97
DQO bruta (mg.L ⁻¹)	8	756	127	486	900	8	379	56	260	431
% remoção DQO bruta	-	-	-	-	-	-	50	-	-	-
DQO filtrada (mg.L ⁻¹)	8	377	83	260	496	8	205	39	145	270
% remoção DQO filtrada	-	-	-	-	-	-	45	-	-	-
ST (mg.L ⁻¹)	8	657	187	340	1022	8	289	56	174	350
STF (mg.L ⁻¹)	8	513	218	198	962	8	177	63	42	268
STV (mg.L ⁻¹)	8	144	52	60	232	8	112	24	76	162
% de remoção média STV	-	-	-	-	-	-	54	-	-	-
SST (mg.L ⁻¹)	8	242	103	82	420	8	114	42	60	170
SSF (mg.L ⁻¹)	8	153	82	16	256	8	70	38	10	128
SSV (mg.L ⁻¹)	8	89	62	36	184	8	41	16	18	72
% de remoção média SSV	-	-	-	-	-	-	49	-	-	-

Legenda: Número de amostras (N); Média (X); Desvio padrão (DP); Valor mínimo (Mín.); Valor máximo (Max.).

Fonte: Autoria própria.

5.3 OPERAÇÃO DO REATOR UASB COM TDH DE 4 h

Conforme descrito no capítulo 4, a segunda etapa de operação foi caracterizada pela vazão afluente de $5,25 \text{ L.h}^{-1}$, TDH de 4 h e velocidade ascensional de $0,30 \text{ m.h}^{-1}$.

Os valores médios obtidos para temperatura nas amostras do afluente e do efluente do reator foram de $20,6 \pm 2,1 \text{ }^\circ\text{C}$ e $20 \pm 1,7 \text{ }^\circ\text{C}$, respectivamente (Figura 13a), valores estes, que ainda continuaram abaixo da faixa ótima de 25 a $35 \text{ }^\circ\text{C}$ para o bom desenvolvimento das bactérias anaeróbias.

Os valores de pH foram de $7,3 \pm 0,19$ para o afluente e $7,3 \pm 0,21$ para o efluente (Figura 13 b). Foi observada semelhança nos valores de pH comparados àqueles obtidos com TDH de 8 h.

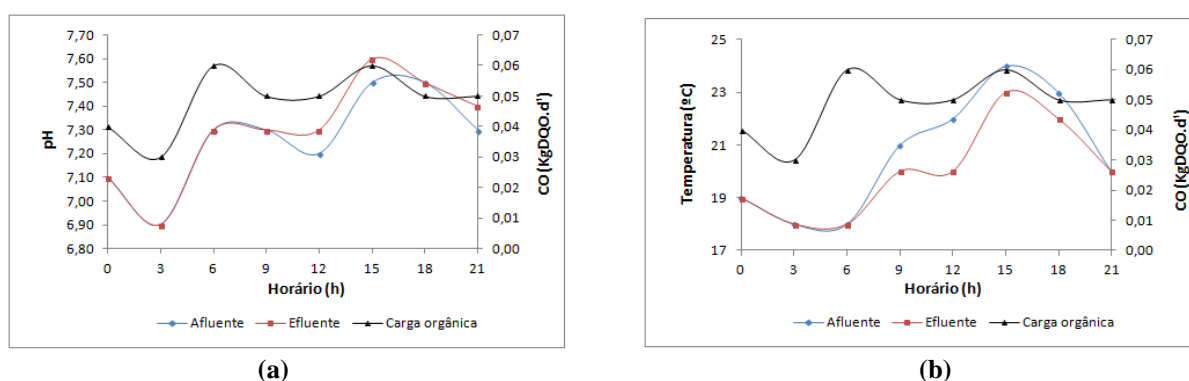


Figura 13 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) pH, b) Temperatura do líquido. Fonte: Autoria própria.

A alcalinidade total para o afluente e efluente foi de $387 \pm 38 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ e $357 \pm 48 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. A alcalinidade a bicarbonato para o afluente foi de $339 \pm 35 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ e para o efluente foi de $292 \pm 54 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ (Figura 14a).

As concentrações médias de ácidos voláteis para o afluente e efluente foram de $86 \pm 8 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$ e $90 \pm 9 \text{ mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente (Figura 14 b). A relação AV/AT média para o afluente e efluente foi de 0,2, similar àquelas verificadas no TDH de 8 h.

O valor médio de alcalinidade foi maior no afluente do que no efluente, e a concentração média de ácidos voláteis no efluente foi maior que no afluente, sendo este, um indicativo de consumo excessivo de alcalinidade para neutralizar os ácidos voláteis formados

e acumulados no processo de digestão, mais precisamente na fase de acidogênese, indicando desequilíbrio no sistema entre as bactérias acetogênicas e as arqueias metanogênicas, que influencia negativamente na remoção de matéria orgânica (FORESTI et al., 1999).

Na hora 12 do perfil de Alcalinidade a bicarbonato é possível perceber que os valores de concentração para o afluente e efluente tendem a se igualar (intersecção dos gráficos), mas logo após a esse horário as concentrações se distanciam novamente. Um dos possíveis motivos para a ocorrência dessa intersecção das duas curvas, é o aumento da atividade das bactérias acetogênicas e das arqueias metanogênicas nesse período do dia que foi observado temperaturas mais favoráveis para o desenvolvimento das mesmas.

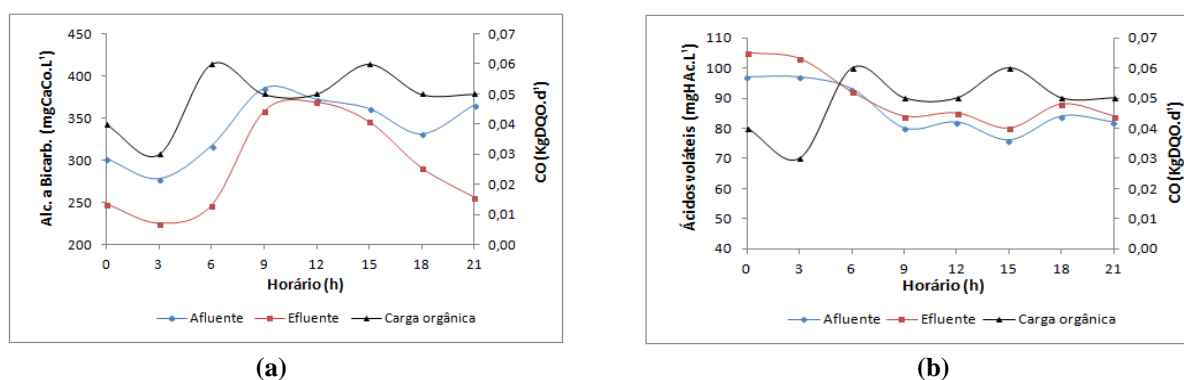


Figura 14 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) Alcalinidade a bicarbonato, b) Ácidos voláteis. Fonte: Autoria própria.

Os valores médios da DQO bruta do afluente foram de $774 \pm 88 \text{ mg.L}^{-1}$ e do efluente foram de $407 \pm 39 \text{ mg.L}^{-1}$ (Figura 15a). A eficiência de remoção de DQO bruta variou de 40 a 49%, obtendo-se valor médio de aproximadamente $46 \pm 3\%$, ou seja, 8% menor que o observado na operação do reator com TDH de 8 h. Este comportamento pode ser um dos motivos da maior concentração de sólidos no efluente na segunda etapa de operação, devido a maior velocidade ascensional do fluido no interior do reator UASB.

A média de DQO filtrada do afluente e efluente foi de $390 \pm 35 \text{ mg.L}^{-1}$ e $226 \pm 28 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente (Figura 15b). A eficiência de remoção de DQO filtrada variou de 40 % a 44 %, obtendo valor médio de $42 \pm 1 \%$, sendo este valor aproximadamente de 7% menor que o observado com TDH de 8 h.

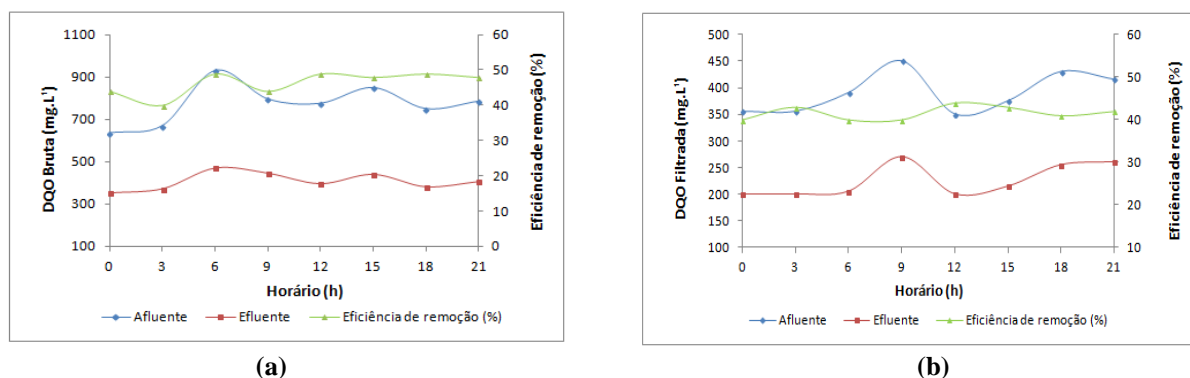


Figura 15 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) DQO bruta, b) DQO filtrada.

Fonte: Autoria própria.

A média de $DBO_{5,20}$ do afluente e efluente foi de $438 \pm 10 \text{ mg.L}^{-1}$ e $235 \pm 9 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. A eficiência de remoção de $DBO_{5,20}$ foi em média de 46%, sendo esta 11% menor em relação ao valor obtido com TDH de 8 h. Essa redução da eficiência de remoção de matéria orgânica em reatores UASB submetidos a sobrecargas hidráulicas e orgânicas foi observado por vários autores (Peláez et al., 2012; Francisqueto, 2007; Pierotti, 2007; Carvalho, 2006) que justificaram tal comportamento pelo arraste de sólidos no efluente do reator em virtude do aumento da velocidade ascendente do sistema por conta da diminuição do TDH.

As concentrações de ST variaram de 600 a 1056 mg.L^{-1} para o afluente, com média de $748 \pm 137 \text{ mg.L}^{-1}$, e de 300 a 572 mg.L^{-1} para o efluente do reator, com valor médio de $383 \pm 82 \text{ mg.L}^{-1}$ (Figura 16a), aumentando na faixa de 12 e 25% nas amostras de afluente e efluente, respectivamente, quando comparadas aos valores obtidos com TDH de 8 h. Os valores obtidos para as concentrações de STV variaram de 100 a 294 mg.L^{-1} e de 110 a 198 mg.L^{-1} , com valores médios de $169 \pm 57 \text{ mg.L}^{-1}$ e $139 \pm 32 \text{ mg.L}^{-1}$, para o afluente e efluente do reator, respectivamente (Figura 16 b). A eficiência de remoção de STV foi em média de $49 \pm 3\%$, ou seja, 9% menor quando comparada àquela verificada com TDH de 8 h.

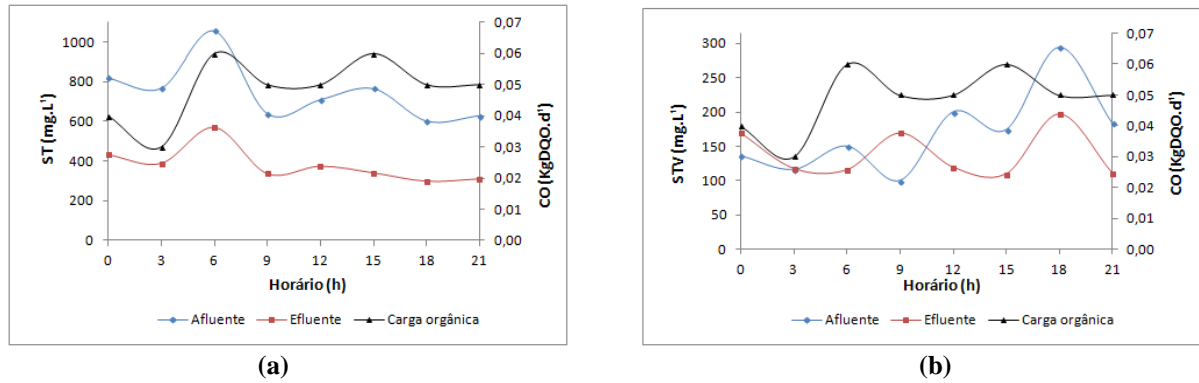


Figura 16 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) Sólidos totais, b) Sólidos totais voláteis. Fonte: Autoria própria.

Os resultados das concentrações de SST variaram de 204 mg.L⁻¹ a 308 mg.L⁻¹ para o afluente, e de 104 mg.L⁻¹ a 166 mg.L⁻¹ para o efluente (Figura 17 a), com valor médio de 253 ± 30 mg.L⁻¹ e 131 ± 17 mg.L⁻¹ para o afluente e efluente, respectivamente. Os valores médios obtidos de SSV foram de 91 ± 23 mg.L⁻¹ para o afluente e de 77 ± 16 mg.L⁻¹ para o efluente do reator (Figura 17b). A eficiência de remoção de SSV foi em média de $48 \pm 3\%$, similar ao observado com o TDH de 8 h de $49 \pm 19\%$.

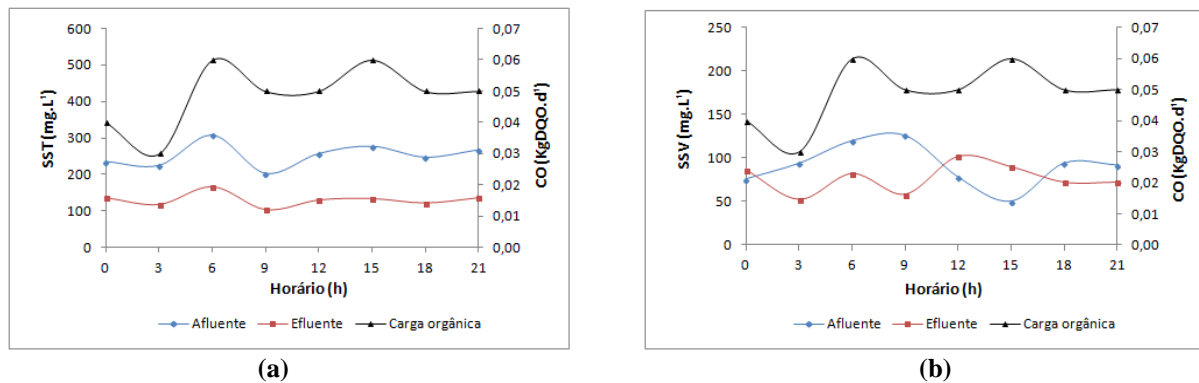


Figura 17 - Perfil temporal de 24 h do afluente e efluente do reator UASB operado com TDH de 4 h. a) Sólidos suspensos totais, b) Sólidos suspensos voláteis. Fonte: Autoria própria.

Um resumo dos resultados obtidos do perfil de amostragem temporal (24 h) com coleta de amostras do afluente e do efluente a cada 3 h pode observado na Tabela 14.

Tabela 14 - Resumo dos resultados obtidos no perfil de 24 h de operação para o TDH de 4 h.

PARÂMETROS	AFLUENTE					EFLUENTE				
	N	X	DP	Mín.	Máx.	N	X	DP	Mín.	Máx.
Temperatura (°C)	8	20,6	2,1	18	24	8	20	1,7	18	23
pH	8	7,3	0,19	3,90	7,50	8	7,3	0,21	6,90	7,50
Alc. parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	8	269	22	227	299	8	251	27	215	287
Alc. total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	8	387	38	322	442	8	357	48	299	430
Alc. bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	8	339	35	278	385	8	292	54	225	369
Ácidos voláteis (mgHAc.L ⁻¹)	8	86	8	76	97	8	90	9	80	105
DQO bruta (mg.L ⁻¹)	8	774	88	636	931	8	407	39	351	471
% remoção DQO bruta	-	-	-	-	-	-	46	-	-	-
DQO filtrada (mg.L ⁻¹)	8	390	35	351	450	8	226	28	201	270
% remoção DQO filtrada	-	-	-	-	-	-	42	-	-	-
ST (mg.L ⁻¹)	8	748	137	600	1056	8	383	82	300	577
STF (mg.L ⁻¹)	8	549	167	306	906	8	244	96	102	456
STV (mg.L ⁻¹)	8	169	57	100	294	8	139	32	110	198
% de remoção média STV	-	-	-	-	-	-	49	-	-	-
SST (mg.L ⁻¹)	8	253	30	204	308	8	131	17	104	166
SSF (mg.L ⁻¹)	8	162	41	78	228	8	54	16	28	84
SSV (mg.L ⁻¹)	8	91	23	50	126	8	77	16	52	102
% de remoção média SSV	-	-	-	-	-	-	48	-	-	-

Legenda: Número de amostras (N); Média (X); Desvio padrão (DP); Valor mínimo (Mín.); Valor máximo (Max.).

Fonte: Autoria própria.

5.4 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

A partir dos resultados experimentais dos ensaios de estímulo-resposta foi possível traçar as curvas de variação da concentração de eosina Y, em função do tempo, nas amostras coletadas na saída do reator UASB, operado com TDH de 8 h (Figura 18).

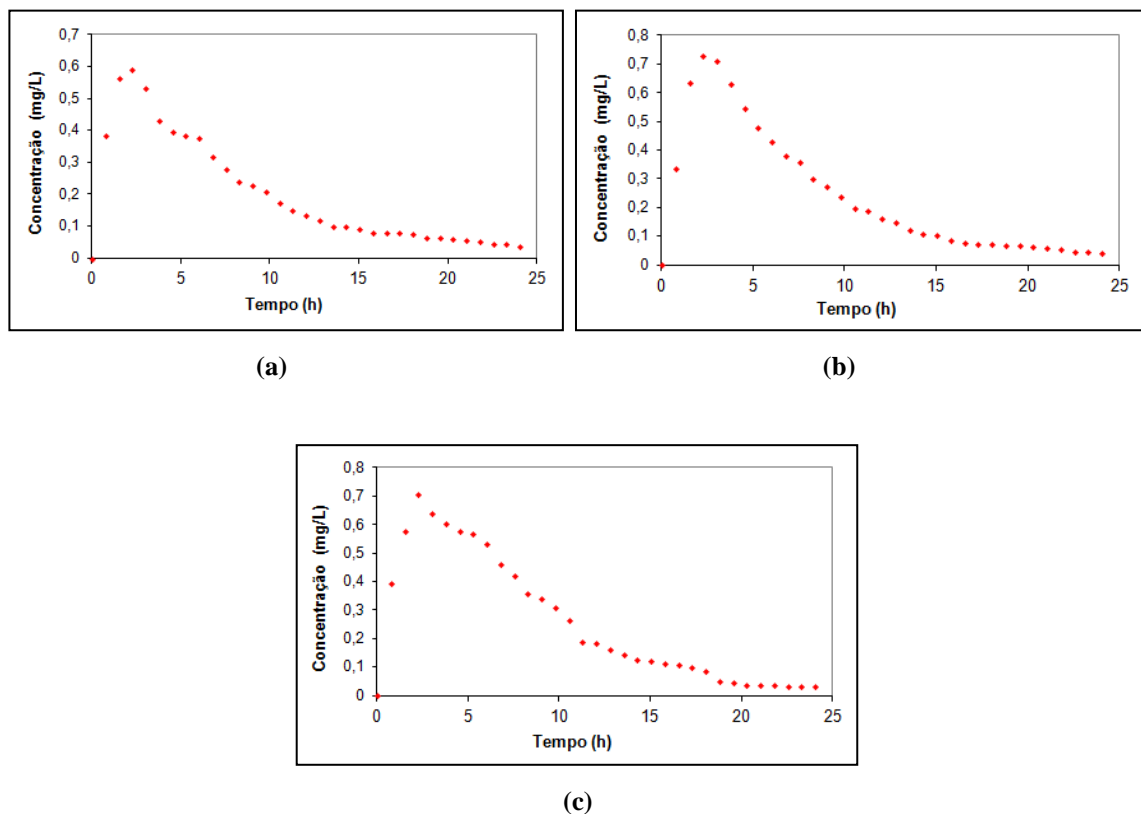


Figura 18 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para o reator UASB operado com TDH de 8 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.

É possível observar pelos dados apresentados na Figura 18 o adiantamento dos picos de concentração da eosina Y de 2,25 h (com concentração média nesse ponto de $0,67 \text{ mg.L}^{-1}$) para os ensaios realizados, indicando a presença de caminhos preferenciais no interior do reator, que também contribuíram para que os valores de TDH experimentais fossem menores que os valores de TDH teóricos.

Hattori et al. (2011) e Martins (2012) também observaram esse efeito, sendo que os picos de concentração do traçador nos ensaios destes autores foram em média de 2,6 h e 2,3 h, respectivamente.

As curvas de variação da concentração de eosina Y nas amostras coletadas no efluente do reator UASB, operado com TDH de 4 h são apresentadas na Figura 19.

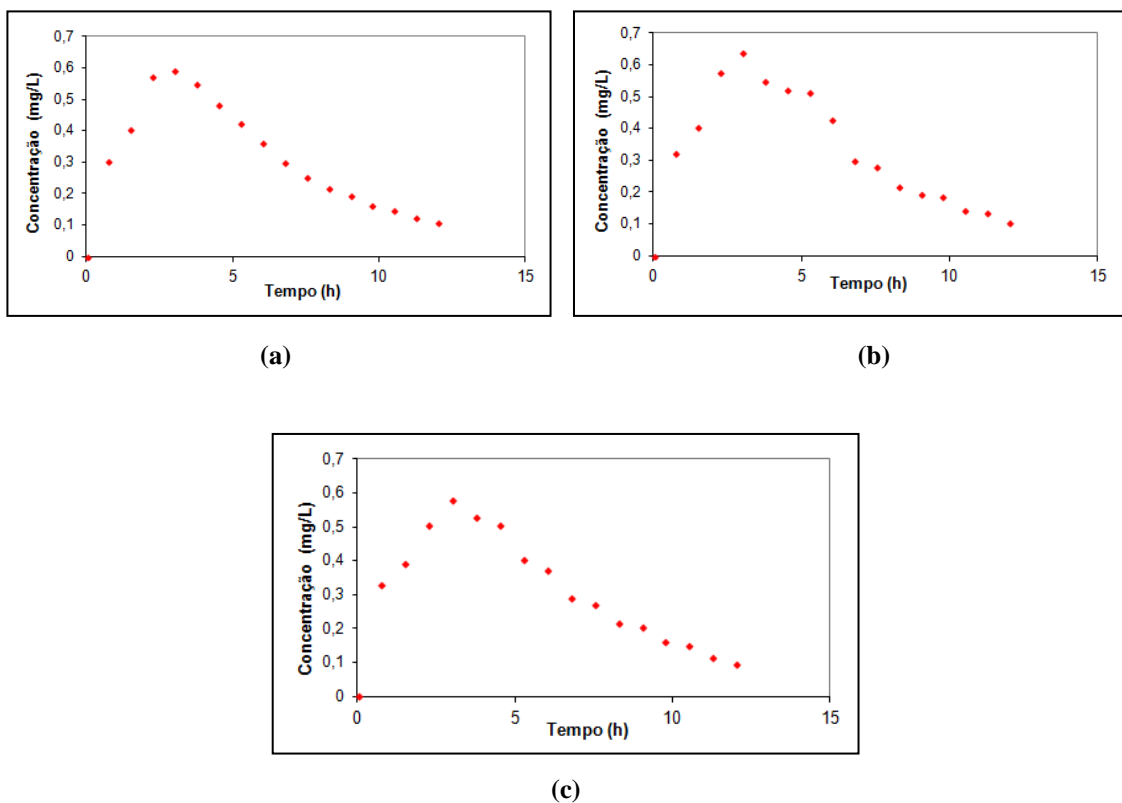


Figura 19 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para o reator UASB operando com TDH de 4 h : (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.

Os ensaios com o reator UASB operado com TDH de 4 h mostram que o pico de concentração do traçador foi de 3 h (com concentração média nesse ponto de $0,59 \text{ mg.L}^{-1}$), ou seja, adiantamento do pico de concentração que resultou no aumento do TDH real sobre o efeito de sobrecarga hidráulica de 50%.

Foi observado o lento decaimento na concentração do traçador ao longo do tempo nos ensaios, o que pode indicar o fenômeno de “cauda longa” pela presença de curtos-circuitos hidráulicos, difusão dos traçadores em zonas mortas do reator ou adsorção dos traçadores na biomassa do reator (lodo floculento) segundo Levenspiel (2000). Outros autores também observaram o efeito de cauda longa (Passig, 2005; Peña et al., 2006; Carvalho et al.,

2008; Castro, 2010; Sarathai et al., 2010; Hattori et al., 2011; Hattori et al., 2012; Baettker, 2012; Kreutz, 2012; Martins, 2012; Goffi, 2013).

Após se realizar o ajuste dos dados experimentais com os três modelos teóricos uniparamétricos para todos os ensaios hidrodinâmicos realizados, foi possível obter o número de dispersão para os modelos de Grande dispersão (GD) e Pequena dispersão (PD) e o número de reatores em série para o modelo de Tanques de mistura completa em série (N-CSTR) (Tabela 15).

Tabela 15 - Parâmetros obtidos com o ajuste dos dados experimentais para o reator UASB utilizando Eosina Y.

TDHt (h)	Ensaio	TDHr (h)	N-CSTR (N)	Pequena Dispersão (D/uL)	Grande Dispersão (D/uL)
8	1	7,3	2	0,615	1,372
	2	7,0	2	0,594	1,301
	3	7,0	2	0,514	1,041
4	1	5,0	3	0,348	0,590
	2	5,0	3	0,343	0,579
	3	5,0	3	0,337	0,565

Legenda: Tempo de detenção hidráulico teórico (TDHt); Tempo de detenção hidráulico real (TDHr); Número de reatores em série (N-CSTR); Número de dispersão do reator (D/uL).

Fonte: Autoria própria

Em relação à primeira etapa de operação (TDH de 8 h) foi verificado que o TDH real variou entre 7,0 e 7,3 h nos três ensaios, com diferença média de 10,6% em relação ao TDH teórico. Para segunda etapa de operação (TDH de 4 h) o TDH real não variou, sendo o mesmo de 5,0 h nos três ensaios, com diferença média de 25% em relação ao TDH teórico.

Martins (2012) observou o adiantamento do TDH real em relação ao teórico, quando trabalhou com Eosina Y na operação de um reator UASB de 160 L com TDH teórico de 10 h, na qual o TDH real obtido foi de aproximadamente 7 h. Hattori et al. (2011) notaram esse adiantamento e justificaram pela ocorrência de caminhos preferenciais, devido a ausência de quaisquer obstáculos que resultasse no atraso do traçador, em ensaios com os traçadores verde de bromocresol e cloreto de lítio em um reator UASB em escala de banca (1 L), operado com vazão afluyente de 0,166 L/h, TDH de 6 h e mantido a temperatura ambiente e sendo alimentado com água (Abiótico).

Na Tabela 16 são apresentados os resultados dos coeficientes de correlação (r^2) obtidos para os modelos matemáticos teóricos para as duas condições de operação do reator.

Tabela 16 - Coeficientes de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos teóricos para o reator UASB utilizando Eosina Y.

TDHt (h)	Modelo teórico	Ensaio			Média
		1	2	3	
8	Número de reatores em série (N-CSTR)	0,925	0,960	0,987	0,957
	Pequena dispersão (PD)	0,658	0,703	0,796	0,719
	Grande dispersão (GD)	0,060	0,170	0,239	0,156
4	Número de reatores em série (N-CSTR)	0,972	0,973	0,966	0,970
	Pequena dispersão (PD)	0,785	0,804	0,813	0,800
	Grande dispersão (GD)	0,422	0,418	0,441	0,427

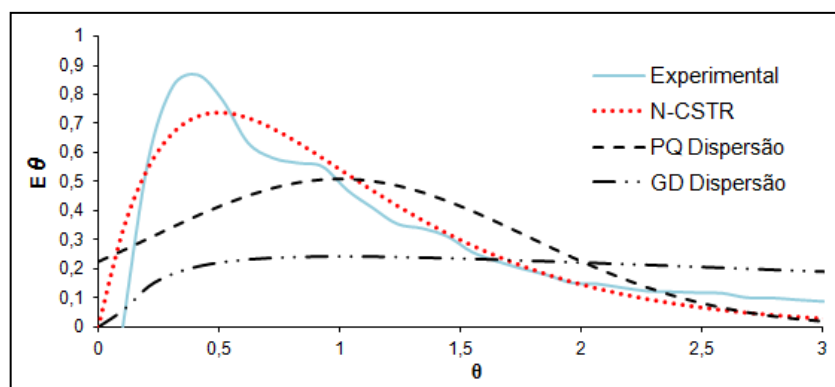
Legenda: Tempo de detenção hidráulico teórico (TDHt).

Fonte: Autoria própria

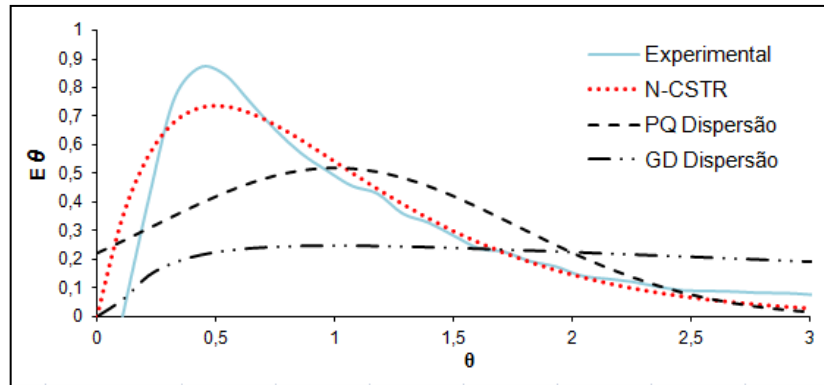
Os modelos de Pequena dispersão (PD) e Tanques de mistura completa em série (N-CSTR) apresentaram boa correlação, acima de 70%. Já para o modelo de Grande dispersão a correlação foi considerada baixa, valores menores que 43%.

Hattori et al. (2011) e Martins (2012) também observaram esse efeito, na qual a correlação do modelo de Grande dispersão (GD) ficou abaixo de 54% nos ensaios dos dois autores para o traçador eosina Y.

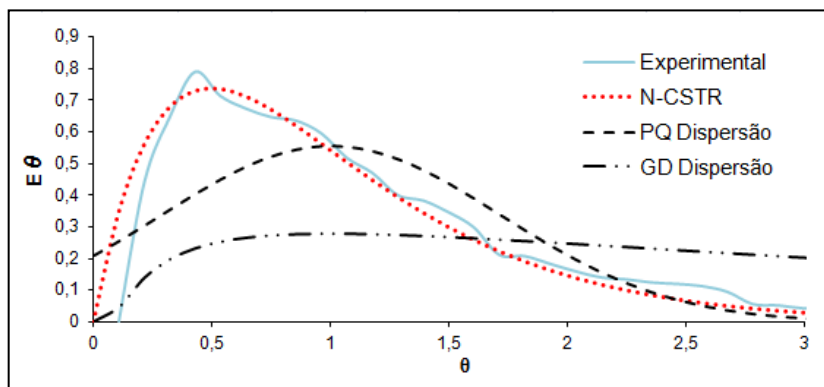
Através do ajuste dos dados experimentais dos ensaios realizados foram obtidas curvas de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) em função do tempo adimensional para as diferentes condições de operação do reator (Figura 20 e Figura 21).



(a)

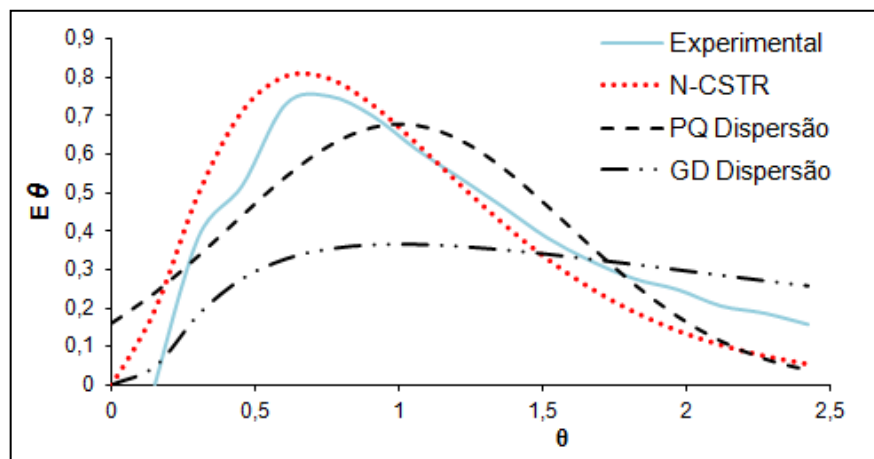


(b)

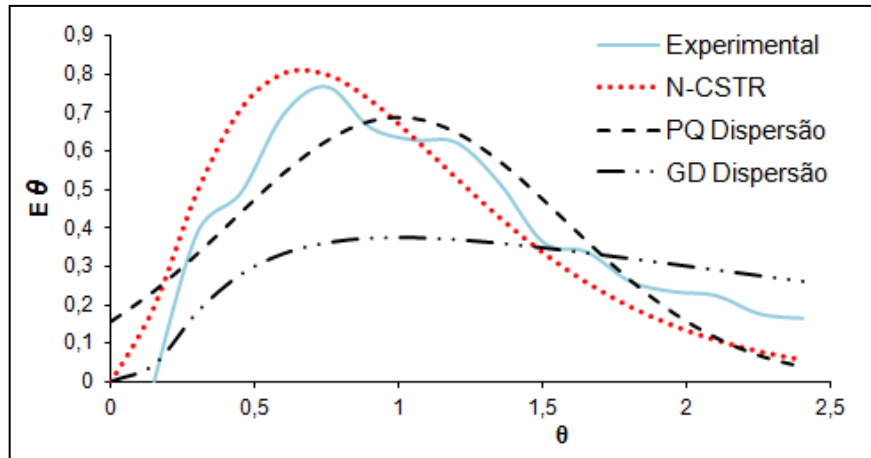


(c)

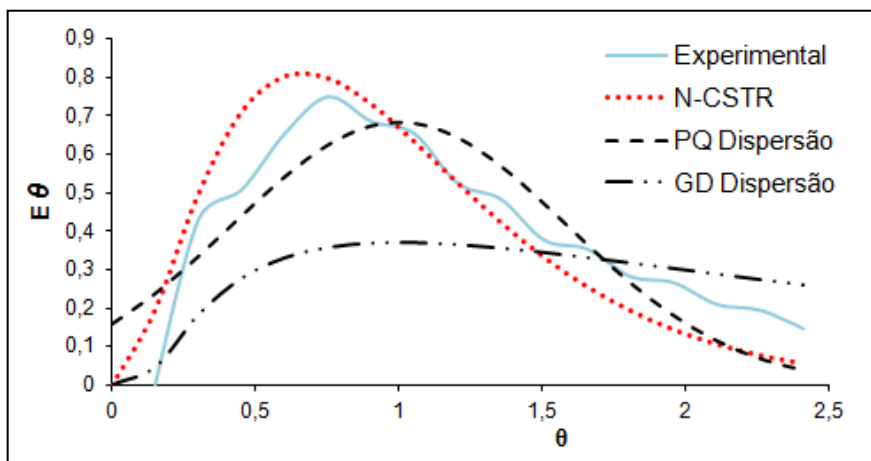
Figura 20 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador para o reator operado com TDH de 8 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.



(a)



(b)



(c)

Figura 21 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador para o reator operado com TDH de 4 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3.

O modelo de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) indicou 2 reatores para o TDH de 8 h e 3 reatores para o TDH de 4 h, valores semelhantes aos reportados por Martins (2012), Passig (2005), Hattori et al. (2011), Hattori et al. (2012) e Carvalho et al. (2008) de 2 a 5 reatores N-CSTR em série na operação de reatores UASB com vazão afluente constante no tratamento de esgotos sanitários.

Os valores obtidos para os modelos de pequena e grande dispersão foram em média de 0,574 e 1,238, respectivamente, para TDH de 8 h e de 0,342 e 0,578 para TDH de 4 h. Pode-se notar que houve diminuição dos valores dos números de dispersão com a diminuição do TDH e que com essa diminuição ocorreu aumento do número de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) de 2 reatores para 3. Esse efeito também foi observado por

Cruz (2013) na qual em seus ensaios com injeção de ar (simulando a geração de biogás) no interior de um reator UASB de volume útil de 18 L, o autor observou que com o aumento do grau de dispersão do modelo de grande intensidade ocorre redução do número de reatores em série.

O aumento do número de reatores na segunda etapa com o TDH de 4 h, se deve possivelmente, pelo fato da sobrecarga hidráulica fornecer melhores condições de mistura do líquido do interior do reator. Esse efeito também foi observado por Carvalho (2006), na qual a autora justificou o aumento do número de N-CSTR devido ao aumento da amplitude da variação da vazão afluente (sobrecarga hidráulica).

Os coeficientes de correlação apresentados na Tabela 15, analisados juntamente com os gráficos de distribuição do tempo de residência das Figuras 20 e 21, permitiram observar que o modelo teórico que melhor se ajustou em todos os ensaios experimentais foi de N-CSTR, com correlação média de 0,957 para o TDH de 8 h e de 0,970 para o TDH de 4 h.

Em relação aos modelos uniparamétricos de dispersão, o modelo PD apresentou melhor ajuste aos dados experimentais, para as duas etapas de operação, com r^2 médio de 0,719 (TDH de 8 h) e 0,8 (TDH de 4 h), apesar de inicialmente os ensaios não respeitarem suas premissas ($D/uL < 0,01$ e dispersão idêntica dentro e fora do volume de controle). Mas mesmo apresentando boa correlação, o ajuste feito pelo modelo de PD não foi satisfatório, devido a grande dispersão em relação aos valores experimentais. Esses resultados também foram observado por Martins (2012).

5.5 CARACTERÍSTIAS E ANOMALIAS HIDRÁULICAS DO REATOR UASB

Nessa seção são apresentados os cálculos do número de Reynolds, presença de curtos-circuitos hidráulicos, volume de zonas mortas e eficiência hidráulica.

O valor observado para o número de Reynolds foi de 0,77 para reator operado com TDH de 8 h, e de 1,5 quando operado com TDH de 4 h, indicando escoamento laminar, pois o número de Reynolds para as duas etapas foi inferior a 2000 (STREETER; WYLIE, 1982). Diversos autores observaram o mesmo regime de escoamento, como Bernardez et al. (2008) que obtiveram número de Reynolds de 1,26 para vazão afluente constante de $2,07 \text{ L.h}^{-1}$, Martins (2012) com 8,7 para vazão constante de $16,0 \text{ L.h}^{-1}$, Hattori et al. (2011) com 0,67

para vazão afluyente de 0,166 L.h⁻¹ e Passig (2005) com 64 para vazão afluyente constante de 3.130 L.h⁻¹.

Na Tabela 17 são apresentados os resultados obtidos para análise de curto-circuito hidráulico.

Tabela 17 – Valores obtidos para análise de curtos-circuitos hidráulicos.

TDHt	8 h			4 h		
	1	2	3	1	2	3
Ensaio	1	2	3	1	2	3
Pico (h)	2,25	2,25	2,25	3,0	3,0	3,0
TDHr (h)	7,3	7,0	7,0	5,0	5,0	5,0
Ψ	0,31	0,36	0,36	0,6	0,6	0,6

Legenda: Tempo de detenção hidráulico teórico (TDHt); Tempo de detenção hidráulico real (TDHr); Curto-circuito hidráulico (Ψ).

Fonte: Autoria própria.

A relação Ψ média para o TDH de 8 h foi de 0,34 e para o TDH de 4 h foi de 0,6. Deste modo, somente nos ensaios com reator operado com TDH de 8 h foram verificados curtos-circuitos hidráulicos, pois de acordo com Sarathai et al. (2012) a presença de curtos-circuitos se dá quando o valor da razão do tempo que ocorre o pico da concentração do traçador no efluente com o TDH real (Ψ), for menor ou igual a 0,3.

Segundo o mesmo autor, os curtos-circuitos hidráulicos promovem diminuição da capacidade de distribuição uniforme do traçador ao longo do reator, podendo diminuir a eficiência do mesmo e comprometer a qualidade do efluente final.

Os resultados obtidos para análise de zonas mortas são observados na Tabela 18.

Tabela 18 – Valores obtidos para análise de zonas mortas.

Operação (TDHt)	8 h			4 h		
	1	2	3	1	2	3
Ensaio	1	2	3	1	2	3
TDHr (h)	7,3	7,0	7,0	5,0	5,0	5,0
β	0,9125	0,875	0,875	1,25	1,25	1,25
Vt (m ³)	0,021	0,021	0,021	0,021	0,021	0,021
Va (m ³)	0,01916	0,0184	0,0184	0,02625	0,02625	0,02625
Vd (m ³)	0,00184	0,003	0,003	- 0,00525	- 0,00525	- 0,00525
Vd (%)	9	14,3	14,3	- 25	- 25	- 25

Legenda: Tempo de detenção hidráulico teórico (TDHt); Tempo de detenção hidráulico real (TDHr); Relação entre o TDH real e o TDH teórico (β); Volume total do reator (Vt); Volume ativo do reator (Va); Volume de zonas mortas (Vd).

Fonte: Autoria própria.

O volume de zonas mortas para o reator operado com TDH de 8 h foi em média de 12,5% e para o TDH de 4 h foi de - 25%. Segundo Peña et al. (2006) o valor negativo é justificado pela presença de caminhos preferências no interior do reator. Os mesmos autores trabalharam com um reator em escala real (296 m³), no tratamento de esgotos sanitários da Colômbia e observaram volumes de zonas mortas que variaram de - 9,9 a 41% (do volume útil do reator) para TDH de 5, 6, 8 e 10 h.

Hattori et al. (2011) operaram um reator UASB de 1 L no tratamento de esgoto sintético simulando esgoto sanitário, com vazão afluyente de 0,166 L.h⁻¹, velocidade ascensional de 3,7 m.h⁻¹, TDH de 6 h e mantido a temperatura ambiente. Os autores observaram volumes de zonas mortas que variaram de -12 a 18% do volume útil do reator.

Sarathai et al. (2010) operaram um reator anaeróbico compartimentado (RAC) com volume de 92,4 L e reportaram volumes de zonas mortas de 16% para TDH de 24 h, 15% para TDH de 36 h e de 12% para TDH de 48 h. Singh et al. (2006) estudaram o comportamento hidrodinâmico de dois reatores UASB de 8 L cada e obtiveram em média 10 e 11% de volume de zonas mortas.

Os valores da análise da eficiência hidráulica são apresentados na Tabela 19.

Tabela 19 – Valores obtidos para análise de eficiência hidráulica.

TDHt	8 h			4 h			
	Ensaio	1	2	3	1	2	3
β		0,9125	0,875	0,875	1,25	1,25	1,25
N		2	2	2	3	3	3
λ		0,46	0,44	0,44	0,83	0,83	0,83

Legenda: Relação entre o TDH real e o TDH teórico (β); Número de reatores em série (N); Eficiência hidráulica (λ).

Fonte: Autoria própria.

O valor médio da relação λ para o TDH de 8 h foi de 0,45 e para o TDH de 4 h foi de 0,83, sendo evidenciado eficiência hidráulica insatisfatória para o reator operado com TDH de 8 h e boa para o reator operado com TDH de 4 h, pois segundo Persson et al. (1999) e Sarathai et al. (2010), a eficiência hidráulica está relacionada com o volume real do reator e com a condição de reatores de mistura completa em série. A eficiência hidráulica pode ser classificada em (i) boa para $\lambda > 0,75$; (ii) satisfatória para $0,5 > \lambda > 0,75$ e (iii) insatisfatória para $\lambda \leq 0,5$.

6 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos no desenvolvimento deste trabalho, foi possível concluir que:

O esgotos sanitários do câmpus podem ser classificados como esgoto "forte" de acordo com Metcalf e Eddy (1991). A temperatura média foi de $21,3 \pm 2,57$, ficando abaixo da faixa indicada para o bom desenvolvimento das bactérias anaeróbias.

Os resultados obtidos com a operação do reator UASB com vazão afluyente média de $2,625 \text{ L.h}^{-1}$ e TDH de 8 h mostraram que a eficiência média de remoção de DQO bruta foi de $50 \pm 3\%$, foi prejudicada pela elevada concentração de sólidos (totais e suspensos) no efluente, proveniente do lodo floculento utilizado como inóculo e da espuma formada na superficial do separador trifásico do reator.

Em relação à operação do reator UASB com TDH de 4 h, os valores dos parâmetros temperatura, pH e da relação AV/AT se mantiveram semelhantes aos observados para o TDH de 8 h. No entanto, ocorreu redução da eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada, $\text{DBO}_{5,20}$ e Sólidos Totais Voláteis de 8%, 7%, 11% e 9%, respectivamente, provavelmente decorrente do aumento da velocidade ascensional, que teve como consequência, um menor tempo de contato entre o substrato e a biomassa para a realização do processo de metanogênese e que também acarretou no maior consumo de alcalinidade e concentrações maiores de ácidos voláteis no efluente do que no afluyente.

Essa redução da eficiência em relação a remoção da matéria orgânica, também pode ser justificada pela falta de tempo para que o reator atingisse o estado de equilíbrio dinâmico aparente (EEDA), uma vez que o mesmo foi operado apenas um mês com o TDH de 4 h, dois meses a menos que o TDH de 8 h, em virtude do recesso acadêmico e consequentemente falta de esgotos sanitários para a alimentação contínua do reator na segunda etapa de operação, que se encerrou na segunda semana de dezembro.

Nos ensaios hidrodinâmicos realizados no reator, foi possível concluir que o UASB apresentou comportamento próximo ao reator de mistura completa em série (N-CSTR), com 2 e 3 reatores em série. Foi verificado adiantamento do pico de concentração do traçador para o TDH de 8 h e de 4 h, assim como lento decaimento dessa concentração ao longo do tempo, caracterizado pelo fenômeno de cauda longa devido à difusão do traçador nas zonas mortas do reator e de sua lenta liberação no efluente.

O valor observado para o número de Reynolds foi de 0,77 para reator operado com TDH de 8 h, e de 1,5 quando operado com TDH de 4 h, indicando escoamento laminar.

Foi observada presença de zonas mortas de 12,5% do volume útil do reator operado com TDH de 8 h e caminhos preferenciais no reator operado com TDH de 4 h (- 25%). Também foi possível observar presença de curtos-circuitos hidráulicos na primeira etapa de operação do reator com TDH de 8 h (Ψ médio de 0,34).

A eficiência hidráulica foi classificada como insatisfatória na operação do reator com TDH de 8 h (λ médio de 0,45), devido à presença de zonas mortas e de curtos-circuitos, uma vez que as zonas mortas impedem a capacidade de distribuição uniforme do traçador ao longo do reator. Já para o TDH de 4 h a eficiência hidráulica foi considerada satisfatória (λ médio de 0,83).

REFERÊNCIAS

ALÉM SOBRINHO, Pedro; JORDÃO, Eduardo P. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – uma análise crítica. In: CHERNICHARO, C. A. L. (coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Projeto PROSAB. pp. 491-513.

AQUINO, Sérgio. F., CHERNICHARO, Carlos. A. L. *Acúmulo de ácidos graxos voláteis em reatores anaeróbicos sob estresse, com causas e estratégias de controle*. **Revista Engenharia sanitária e ambiental**, Rio de Janeiro, vol. 10, no 2, abr. 2005.

ARAUJO, Thiago L. S. **Desempenho de reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratando esgoto sanitário em escala piloto**. 2014. 101p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos-SP, 2014.

BERNARDEZ, L. A., LIMA, L. R. P., ALMEIDA P. F. The hydrodynamics of an upflow packed-bed bioreactor at low reynolds number. **Brazilian Journal of Petroleum and Gas**. v. 2, n. 3, p. 114-121, 2008.

CAMPOS, José. R.; ANDRADE NETO, Cicero, O. Introdução. In: CAMPOS, J.R. et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Rio de Janeiro/RJ: ABES, 1999. Cap. 1, p. 1-28.

CARVALHO, Karina Q. de. **Resposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais**. 2006. 193 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

CARVALHO, Karina Q. de; SALGADO, Monique T.; PASSIG, Fernando H.; PIRES, Eduardo C. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 13, n. 2, p. 226-235, 2008.

CASEIRO, Adriana H., et al. Reator UASB tratando esgoto sanitário e digerindo lodo aeróbio excedente. In: **XXX Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental**. Punta del Este, Uruguay, 2006.

CASTRO, Fabio M. S. **Estudo do comportamento hidrodinâmico de uma nova proposta de configuração interna para reator UASB**. 2010. 102 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

CHERNICHARO, Carlos A. L. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Vol. 5 – Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: UFMG, 1997. 245 p.

CHERNICHARO, Carlos A. L.; VAN HAANDEL, Adrianus C; AISSE, Miguel M.; CAVALCANTI, Paula F. F. Reatores anaeróbios de manta de lodo. In: CAMPOS, José R (Coord). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: PROSAB/ABES, Cap. 2, 1999.

COSENTINO, P. R. S.; FILHO, J. A. S.; van HAANDEL, A.C.; CAVALCANTI, P.F.F. (2005). Estabilização de lodo de sistemas aeróbios em reatores tipo UASB. In: Anais do 23º **CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**. Campo Grande MS, 2005.

CRUZ, Diego B. **Estudo hidrodinâmico computacional de reator UASB em escala de bancada com validação experimental**. 2013. 70 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

DE NARDI, Ivana R.; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugenio. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 21, n. 5, p. 469-476, 1999.

DILLALO, Rosemarie; ALBETSON, Orris E. (1961). Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, v. 33, n. 4, p. 356-365.

EATON, Andrew D.; CLESCERI, Lenore S.; RICE, Eugeni W.; GREENBERG, A. E. (Ed.). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th ed. Washington: American Public Health Association; American Water Works Association; Water Pollution Control Federation. 2005 Engenharia de São Carlos, USP.

FAGUNDES, Thalita S. **Uso de polímero natural a base de amido como auxiliar de floculação no pós-tratamento de efluentes UASB com flotação por ar dissolvido**. São Carlos, 2010. 111p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Paulo. Universidade de São Paulo.

FERNANDES, Carlos. **Esgotos Sanitários**, Ed. Univ./UFPB, João Pessoa, 1997, 435p.

FERREIRA, R. C. **Avaliação do comportamento de um reator UASB quando submetido à variação de 40% e 60% da vazão afluente**. 2012. 60 f. Trabalho de Conclusão de Curso

(Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2012.

FORESTI, Eugênio; FLORÊNCIO, Lurdinha; VAN HAANDEL, Adrianus C; ZAIAT, Marcelo; CAVALCANTI, Paula F.F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, José R (Coord). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: PROSAB/ABES, Cap. 2, 1999.

FORESTI, E., ZAIAT, M., VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges, Reviews in: **Environ. Sci. and Bio/Technol.**, v.5: p. 3-19, 2006.

FRANCISQUETO, Letícia de O. S. **Comportamento de Reatores UASBs Frente a Variações Horárias de Vazão de Esgoto Sanitário**. Vitória, 2007. 178 p. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

GOFFI, Andreia dos S. **Tratamento de esgoto doméstico em reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com recirculação da fase líquida**. 2013. 70 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

HANISCH, Siegfried H.; PIRES, Eduardo C. Modelagem Hidrodinâmica de Reatores Anaeróbios de Escoamento Ascendente e Manta de Lodo (UASB). In: **ANAIS DO CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**, 25, 1996, Cidade do México. ABES, 1996. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexico/01230p04.pdf>>. Acesso em: 04 mai. 2014.

HATTORI, Aline Y; CARVALHO, Karina Q de; PASSIG, Fernando H; FREIRE, Flávio B; JESÚS, Marcelo N. de. Análise do comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala de bancada tratando esgoto sanitário sintético. In: **SEMINÁRIO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA E TECNOLÓGICA DA UTFPR**, 16, 2011, Ponta Grossa, PR. **Anais....** Ponta Grossa, PR. 2011.

HATTORI, Aline Y; VIEIRA, Tiago A. P.; Freire, Flavio B.; CARVALHO, Karina Q. de; PASSIG, Fernando H. Comparação do Comportamento Hidrodinâmico de Reatores UASB Abiótico e Biótico. In: **XXXIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental**, 2012, Salvador. XXXIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 2012.

IGLESIA, Manuel R. de L. **avaliação de um sistema piloto composto de reator UASB seguido de lagoa aerada aeróbia e lagoa de decantação no tratamento de esgotos**

sanitários com elevada contribuição de despejos industriais. São Paulo, 2004. 374p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

KATO, Mario, T.; ANDRADE NETO, Cícero, O.; CHERNICHARO, Carlos A. L; FORESTI, Eugênio; CYBIS, Luis F. Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, José R (Coord). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro: PROSAB/ABES, Cap. 2, 1999.

LEVENSPIEL, Octave. **Engenharia das Reações Químicas.** 3 ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda, 2000.

LOURENÇO, Aguinaldo M. P.; CAMPOS, Cláudio M. M. Hydrodynamic behavior of a lab-scale up flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) operated with an adopted hydraulic retention time (HRT) of 12 hours. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 33, n. 4, p.1139-1144, 2009.

KREUTZ, Cristiane. **Comportamento de Reator Anaeróbio-aeróbio no Tratamento de Efluente Bovino.** 2012. 114 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Agrícola - Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas da Unioeste, Cascavel, 2012.

MARTINS, José E. M. **Avaliação do comportamento de um reator uasb tratando esgotos sanitários da universidade tecnológica federal do paraná, câmpus campo mourão.** 2012. 104 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2012

MENDES, Maria A. et al. Gestão Ambiental de Resíduos da Suinocultura e Geração de Energia no Município de Xavantina – SC. In: **Anais do XVIII Simpósio Brasileiro de Recursos Hídricos**, Campo Grande. MS. ABRH, 2013.

METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse.** 3ª Edição, New York, McGraw-Hill, 1991.

MOTA, Francisco S. B.; SPERLING, Marcos V. **Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção.** Rio de Janeiro: ABES, 2009. 428 p.

MURTO, M.; BJÖRNSSON, L.; MATTIASSON, B. Impact of food industrial waste on anaerobic co-digestion of sewage sludge and pig manure. **Journal of Environmental Management.** v.70, p.101-107, 2004

NASCIMENTO, Mauro C. P. **Filtro biológico percolador de pequena altura de meio suporte aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB.** 2001. Dissertação

(Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – DESA, UFMG, Belo Horizonte, 2001.

NETTO, Antonio P. de Oliveira. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo em escala piloto, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2011. 169 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Civil, Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

PATZA, Eduardo. **Aplicação de Modelos Matemáticos Para Definição de Parâmetros Hidráulicos e Cinéticos de Tanques Sépticos.** Tese (Mestrado) – Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná. Curitiba, PR. 2006.

PASSIG, F. H. **Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário.** 2005. 150 f. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PEÑA, M. R.; MARA, D. D.; AVELLA, G. P. Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rates. **Water Research**, v.50, n.3, p. 445-452, 2006.

PEREIRA, Jackson de O. **Controle da formação de espuma e remoção de matéria orgânica em reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás.** 2007. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – DESA, UFMG, Belo Horizonte, 2007.

PEREIRA, Jackson de O. **Desenvolvimento de reator uasb com duplo estágio de coleta de biogás (DECB), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, objetivando o controle da espuma e a granulação do lodo.** 2012. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – DESA, UFMG, Belo Horizonte, 2012.

PERSSON J.; SOMES N. L. G.; WONG T.H. F. Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. **Water Science and Technology**, 40: p. 291 – 300, 1999.

PIEROTTI, Sulita M. **Avaliação da Partida de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (Uasb), em Escala Real, sob Condições Hidráulicas Desfavoráveis.** São Carlos, 2007. 156p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.

PONTES, Patrícia P. **Reatores UASB aplicados ao tratamento combinado de esgotos sanitários e lodo excedente de filtro biológico percolador.** 2003. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – DESA, UFMG, Belo Horizonte, 2003.

RIBEIRO, João P. L. **Modelação do Comportamento Hidráulico de Leitos de Macrófitas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente). Instituto Superior Técnico – Universidade Técnica de Lisboa. 2007.

RIPLEY, Leonard E.; BOYLE, Willian C.; CONVERSE, James C. **Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes**. Journal Water Pollution Control Federation, New York, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986.

SALGADO, Aline L **Caracterização hidrodinâmica de flocladores hidráulicos chicanados por meio de simulação numérica tridimensional**. 2006. 125 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental. Programa de PósGraduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória/ES, 2006.

SARATHAI, T.; KOOTTATEP, T.; MOREL, A. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system. **Journal of Environmental Science**, 22(9): 1319-1326, 2010.

SILVA, Solange V. da; et al. Monitoramento das características dos esgotos como instrumento de otimização do processo de lodos ativados e suas implicações. **Revista Brasileira de Ciências Ambientais**, n. 2, p. 46-59, 2005.

SINGH, Kripa. S.; VIRARAGHAVAN, Thiruvenkatachari. Start-up and operation of UASB reactors at 20oC for municipal wastewater treatment. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v.85, n 6, p. 609-614.1998.

SINGH, Kripa S.; VIRAGHAVAN, Thiruvenkatachari; BHATTACHARRYA, Debarj. Sludge Blanket Height and Flow Pattern in UASB Reactor: Temperature Effects. **Journal Environmental and Engineering**, v. 132, n.8, p. 895-900, 2006.

SNSA - Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. **Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento Básico (SNIS): Diagnóstico de Serviços de Água e Esgotos – 2012**. Brasília: SNSA/MCIDADES, 164 p. 2014.

SOUZA, C. F. **Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos: obtenção de dados e aplicação no desenvolvimento de um modelo dinâmico de simulação da produção de biogás**. 2001. 140 f. Tese (Doutorado em Produção Animal) Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2001

SPERLING, Marcos V. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2 ed. Belo Horizonte: SEGRAC, v. 1, 243p.1996.

SPERLING, Marcos V. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**. Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos. BELO HORIZONTE: DESA-UFMG, v. 2, 211p.1996.

STREETER, Victor L; WYLIE, Benjamim E. **Mecânica dos fluídos**. 7. ed. São Paulo: McGraw-Hill, 589 p.,1982.

TEIXEIRA, Ana R.; CHERNICHARO, Carlos A. de L.; SOUTO, Tatiana F. da S.; PAULA, Fernando S. de. Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reator UASB tratando esgoto doméstico. **Eng. Sanitária e Ambiental**. [online]. 2009, Rio de Janeiro, vol.14, n. 2, pp. 159-166.

THACKSTON, E. L.; SHIELDS Jr. F. D.; 89 SCHROEDER P. R. Residence time distributions of shallow basins. **Journal of Environmental Engineering**, 116(6): 1319–92 1332, 1987.

BANU, J. R.; KALIAPPAN, S.; YEOM, I. T. Treatment of domestic wastewater using upflow anaerobic sludge blanket reactor. **International Journal of Environment and Health**, v. 4 (3): p. 363-370, 2007.

VERSIANI, Betina. M. **Desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ**. 2005. 88 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil)– COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

VIANA, Anderson B. Tratamento anaeróbio de vinhaça em reator UASB operado em temperatura na faixa termofílica (55°C) e submetido ao aumento progressivo de carga orgânica. São Carlos, 2006. 102 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Paulo. Universidade de São Paulo.

ZAIAT, M.; FORESTI, E. Method for estimating the kinetics of substrate degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactors. **Biotechnology Techniques**, 11, p. 315–318. 1997.