

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL**

**JAYSON PEREIRA GODINHO**

**COMPORTAMENTO DINÂMICO E HIDRODINÂMICO DE REATOR  
ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) SUBMETIDO À VARIAÇÃO DE  
CARGA HIDRÁULICA HORÁRIA NO TRATAMENTO DE ESGOTO  
SANITÁRIO**

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**CURITIBA**

**2017**

**JAYSON PEREIRA GODINHO**

**COMPORTAMENTO DINÂMICO E HIDRODINÂMICO DE REATOR  
ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) SUBMETIDO À VARIAÇÃO DE  
CARGA HIDRÁULICA HORÁRIA NO TRATAMENTO DE ESGOTO  
SANITÁRIO**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, como requisito parcial para a obtenção do título de “Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental”.

Área de concentração: Tecnologias e Processos Ambientais.

Linha de Pesquisa : Avaliação de Bacias Hidrográficas.

Orientador: Prof.º Dr. Fernando Hermes Passig

Coorientador: Prof.º Dr. Eudes José Arantes

**CURITIBA**

**2017**

---

**Dados Internacionais de Catalogação na Publicação**

---

G585c Godinho, Jayson Pereira  
2017 Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator anaeróbio híbrido (UAHB) submetido à variação de carga hidráulica horária no tratamento de esgoto sanitário / Jayson Pereira Godinho.-- 2017.  
129 f.: il.; 30 cm.

Texto em português, com resumo em inglês.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Curitiba, 2017.  
Bibliografia: p. 121-129.

1. Tecnologia ambiental - Dissertações. 2. Bacias hidrográficas. 3. Hidráulica - Circuitos. 4. Matéria orgânica. 5. Planejamento experimental. 6. Esgotos sanitários. 7. Águas residuais - Purificação - Tratamento anaeróbio. I. Passig, Fernando Hermes. II. Arantes, Eudes José. III. Universidade Tecnológica Federal do Paraná - Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental. IV. Título.

CDD: Ed. 22 -- 363.7

## **TERMO DE APROVAÇÃO**

### **TÍTULO DA DISSERTAÇÃO Nº**

**COMPORTAMENTO DINÂMICO E HIDRODINÂMICO DE REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) SUBMETIDO À VARIAÇÃO DE CARGA HIDRÁULICA HORÁRIA NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**  
Por

**JAYSON PEREIRA GODINHO**

Esta Dissertação foi apresentada às **09:00 h** do dia **13 de Fevereiro de 2017** como requisito parcial para a obtenção do Título de **MESTRE EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL**, área Tecnologia e Processos Ambientais, Linha de pesquisa Controle e Monitoramento Ambiental, do Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. O candidato foi arguido pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Examinadora considerou o trabalho **APROVADO**.  
(aprovado, aprovado com restrições, ou reprovado).

\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Fernando Hermes Passig  
Orientador

\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Eudes José Arantes  
coorientador (UTFPR-CM)

\_\_\_\_\_  
Prof<sup>a</sup>. Dra. Claudia Regina Xavier  
Membro titular (UTFPR)

\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal  
Membro titular (UNICENTRO)

Visto da Coordenação

\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Fernando Hermes Passig  
Coordenador do PPGCTA

Dedico este trabalho aos meus pais  
Amaildo e Helena que sempre me  
apoiaram, com amor, compreensão  
e dedicação, a vocês meu eterno  
amor e minha gratidão.

## **AGRADECIMENTOS**

A Deus que está acima de tudo, que guiou os meus passos nessa caminhada de dois anos, me dando forças para continuar e sempre fazer o melhor.

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 Francisco Cassemiro Corrêa e Mailza da Silva Godinho por me acolherem em sua casa como um filho durante esses dois 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. Fernando Hermes Passig, Dr. Eudes José Arantes e Dra. Karina Querne de Carvalho pelos conselhos, pelas orientações, conversas e o apoio dado durante toda a época das análises e da realização do Mestrado no PPGCTA.

Aos membros da banca examinadora, Dra. Claudia Regina Xavier e Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal pelas contribuições e toda ajuda para a realização deste trabalho.

Ao Professor Dr. Divair Christ, a Adriana Neres de Lima e a Daiane Cristina de Freitas por toda ajuda no planejamento estatístico, muito obrigado pelos ensinamentos, disponibilidade e auxílio no desenvolvimento da pesquisa.

Aos professores do PPGCTA pelos ensinamentos nestes dois anos de mestrado, obrigada por todo o conhecimento transmitido.

À Universidade Tecnológica Federal do Paraná – câmpus Curitiba, sede Ecoville pelo espaço cedido para realização desta pesquisa e a todos os demais professores do câmpus que me apoiaram nessa jornada.

À CAPES pela concessão da bolsa de mestrado.

Aos engenheiros e professores do Laboratório de Ciências Térmicas (Lacit) da UTFPR câmpus Curitiba, em especial ao Eng. Reinaldo Sérgio Guchtain Justiniano, ao Dr. Fábio Alencar Schneider e ao Dr. Rigoberto Eleazar M. Morales pela ajuda prestada na realização deste trabalho.

Ao técnico Alexandre José Gonçalves do Centro Multiusuário de Caracterização de Materiais – CMCM da UTFPR câmpus Curitiba pelo auxílio com a microscopia ótica de varredura (MEV).

A todos os meus colegas do Laboratório de Saneamento do Departamento de Civil da UTFPR câmpus Curitiba, sede Ecoville.

A todas as amizades forjadas nesses dois anos do mestrado, 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 projeto de mestrado.

Muito Obrigado!

## RESUMO

GODINHO, J. P. **Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator anaeróbio híbrido (UAHB) submetido à variação de carga hidráulica horária no tratamento de esgoto sanitário**. 2017. 129 f. Dissertação de Mestrado (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2016.

O processo de digestão anaeróbia é muito importante no tratamento dos esgotos sanitários, por ser eficiente, simples e de baixo custo de implantação, operação e manutenção. Embora o Brasil tenha à disposição processos anaeróbios consolidados, o saneamento básico ainda é deficiente no país, e a otimização de reatores anaeróbios tem o intuito de melhorar a viabilidade, efetividade e ampliação dos sistemas de tratamento dos esgotos sanitários. O objetivo deste projeto foi avaliar o desempenho através do comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator anaeróbio híbrido (UAHB), com variação do tempo de detenção hidráulica (TDH) de 4 a 12 h e da DQO (amostras brutas) de 250 a 1250 mgO<sub>2</sub>L<sup>-1</sup>. O reator, com volume útil de 22,1 L, foi operado com meio suporte de anéis corrugados de Policloreto de Polivinila (PVC) e mantido a temperatura ambiente, sendo o afluente de alimentação, sintético simulando o esgoto sanitário. Foram analisados os parâmetros físico-químicos: temperatura do líquido e do ar, pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis (AV), demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO<sub>5</sub><sup>20</sup>), Turbidez, Sólidos Totais (ST), Sólidos Suspensos Totais (SST), nitrogênio total kjeldahl (N-NTK), nitrogênio amoniacal (N-amon), nitrito(N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) e fósforo total (P). Foi avaliado o comportamento hidrodinâmico e verificada a existência de anomalias hidráulicas, pela técnica de estímulo-resposta tipo pulso com injeção do traçador eosina Y. Ao final dos experimentos, foi realizada a análise estatística para encontrar a condição operacional ótima, bem como os modelos estatísticos para validação dos experimentos. Em todas as condições operacionais foi possível observar que o reator UAHB entrou em equilíbrio dinâmico aparente (EEDA) com produção de alcalinidade para neutralizar os ácidos voláteis produzidos no processo de acidogênese e acetogênese da digestão anaeróbia. O aumento da carga orgânica volumétrica acarretou no aumento das eficiências de remoção em DQO (amostras brutas e filtradas), DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> e Turbidez, mas reduziu as remoções de Sólidos Totais e Sólidos Suspensos Totais. A diminuição do TDH reduziu as eficiências de remoção dos parâmetros DQO (amostras brutas e filtradas), DBO<sub>5</sub><sup>20</sup>, Sólidos Totais, Sólidos Suspensos Totais e Turbidez. Em relação à hidrodinâmica, em todas as condições operacionais foi observado o efeito de cauda longa, o regime de escoamento no interior do reator UAHB foi classificado como de tanques de mistura completa em série (N-CSTR). Foi verificada a presença de zonas mortas no reator, a eficiência hidráulica foi em média 65% para as três condições e não foi possível observar a presença de curtos-circuitos para os três TDH testados. Pela análise estatística do delineamento composto central rotativo (DCCR), a condição ótima de operação para o reator foi para o TDH 12 h e DQO (amostras brutas) 553 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

**Palavras-chave:** Matéria orgânica. Traçador inerte. Curtos-circuitos hidráulicos. Planejamento Estatístico.



## ABSTRACT

GODINHO, J. P. **Dynamic and hydrodynamic behavior of hybrid anaerobic reactor (UAHB) subject to varying hydraulic load rate on the treatment of domestic sewage.** 2017. 129 p. Dissertação de Mestrado (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2016.

The anaerobic digestion process is very important in the treatment of sewage, as it is an efficient, simple process and low cost of implementation, operation and maintenance. Although Brazil has provided consolidated anaerobic processes, sanitation is still poor in the country, and the optimization of anaerobic reactors aims to improve the viability, effectiveness and expansion of treatment systems for sewage. The aim of this research project is to evaluate the reactor's performance through dynamic and hydrodynamic behavior of hybrid anaerobic reactor (UAHB) with a range of hydraulic retention time (HRT) of 4 to 12 hours and COD (gross samples) 250 - 1250 mgO<sub>2</sub>L<sup>-1</sup>. The reactor, with a volume of 22.1 L was operated with support means corrugated rings of Polyvinyl chloride (PVC) and kept at room temperature, the influent feed, simulating the synthetic wastewater. the physicochemical parameters were analyzed: temperature of the liquid and air, pH, total alkalinity (TA), bicarbonate alkalinity (BA), volatile acids (VA), chemical oxygen demand (COD), biochemical oxygen demand (BOD), Turbidity, Total Solids (TS), total suspended solids (TSS), nitrogen Total Kjeldahl (NTK-N), ammonia nitrogen (amon-N), nitrite (NO<sub>2</sub>-N), nitrate (NO<sub>3</sub>-N) and Total phosphorus (P). It evaluated the hydrodynamic behavior and the determination of hydraulic anomalies, the stimulus-response pulse technique with injection of the tracer eosin Y. At the end of the experiments, statistical analysis was performed to find the optimal operating condition as well as the statistical models for validation experiments. In all operating conditions it was observed that the UAHB Reactor became apparent dynamic equilibrium (ADE) with alkalinity production to neutralize the volatile acids produced in acetogenesis process of anaerobic digestion. The increased of organic loading rate resulted in increased efficiencies in the removal of COD (gross and filtered samples), BOD and Turbidity, but reduced removals of Total Solids and Total Suspended Solids. The decrease in HRT reduced the removal efficiencies of COD parameters (gross and filtered samples), BOD, Total Solids, Total Suspended Solids and Turbidity. Regarding the hydrodynamic in all operating conditions was observed long tail effect, the flow regime inside the reactor UAHB was rated as complete mixing tanks in series (N-CSTR). The presence of dead zones in the reactor was checked, the hydraulic efficiency was averaged 65% for the three conditions and it was not possible to observe the presence of short circuits for the three HRT tested. For the statistical analysis of the central rotary compound design (CRCR), the optimum operating condition for the reactor was to HRT 12 h and COD (gross samples) 553 mgCOD.L<sup>-1</sup>.

**Keywords:** Organic matter. Tracer inert. Short-circuit hydraulics. Statistical Planning

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Sequência resumida do processo de digestão anaeróbia de macromoléculas complexas (os números referem-se a percentagens, expressas como DQO digerida).....	23
Figura 2 - Variações diárias típicas de vazão de esgoto sanitário .....	32
Figura 3 - Desenho esquemático de um reator anaeróbio híbrido. ....	35
Figura 4 - Principais características hidráulicas identificadas em reatores. ....	42
Figura 5 - 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.....	44
Figura 6 - Foto do Reator UAHB (esquerda) antes da inoculação do lodo floculento anaeróbio e Esquema do Reator UAHB (direita) em escala de bancada.....	46
Figura 7 - Anéis de conduíte corrugado utilizados como meio suporte. ....	47
Figura 8 – Lodo anaeróbio floculento utilizado como inóculo do reator UAHB.....	48
Figura 9 – a) Foto do aparato experimental. b) Esquema do aparato experimental utilizado para a operação do reator UAHB.....	50
Figura 10 - Fluxograma de ligações e aquisição de dados do sistema supervisório, bem como a interface com o usuário (LabVIEW 2012®).....	51
Figura 11 - Curva de variação de vazão horária da ETE de Piracicamirim/SP.....	55
Figura 12 - Curva de variação de vazão horária do reator UAHB para o TDH médio de 12 h e representação da vazão média de 1,84 L.h <sup>-1</sup> . ....	56
Figura 13 - Curva da varredura do comprimento de onda da eosina Y amarela em espectrofotômetro (HACH® UV-VIS, modelo DR5000). ....	58
Figura 14 - Curva de calibração da eosina Y em espectrofotômetro (HACH® UV-VIS, modelo DR5000). ....	58
Figura 15 – Imagens do lodo anaeróbio do interior do reator UAHB. a) visão geral da composição estrutural do lodo anaeróbio; b) provável estrutura cerâmica; c) provável grânulos bacterianos formados; d) provável grânulos bacterianos formados; e) estafilococos e cocos; f) bacilos e cocos; g) prováveis hifas vegetativas de fungos; h) provável verme parasita. ....	68
Figura 16 – Imagens do biofilme anaeróbio do interior do reator UAHB. a) provável grânulo bacteriano formado; b) colônia de bacilos; c) coco e bacilo; d) coco; e) estafilococos; f) estafilococos; g) grânulo bacteriano e prováveis hifas vegetativas de fungos; h) cocos e prováveis hifas vegetativas de fungos.....	70
Figura 17 - Formação do biofilme nos anéis de conduítes corrugados que formavam o meio suporte do reator UAHB após um ano de operação. ....	71
Figura 18 - Variação de vazão e variação de carga orgânica volumétrica afluyente do reator UAHB operado com TDH médio de 8 h nas três etapas: Etapa IV (1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ); Etapa V (750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ); Etapa VI (250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ).....	72
Figura 19 - Perfil temporal médio de 24 h para a temperatura do ar e líquido do reator UAHB operado com TDH médio de 8 h nas três etapas: Etapa IV (1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ); Etapa V (750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ); Etapa VI (250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ).....	73
Figura 20 - Perfil temporal médio de 24 h do afluyente e efluyente da alcalinidade a bicarbonato do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluyente com	

	1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .	74
Figura 21 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de ácidos voláteis do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .	76
Figura 22 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras brutas) do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .	78
Figura 23 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras filtradas) do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .	80
Figura 24-	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Sólidos Totais do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .	82
Figura 25-	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Sólidos Suspensos Totais do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .	83
Figura 26-	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Turbidez do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; b) Afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ; c) Afluente com 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .....	84
Figura 27 -	Gráficos das três etapas distintas de operação do reator UAHB quando submetido a mudança de TDH. (a) Variação de vazão horária para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h; (b) Variação de carga orgânica volumétrica (COV) para os para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h.....	89
Figura 28 -	Perfil temporal médio de 24 h para a temperatura do ar e líquido do reator UAHB operado nas três etapas distintas. Etapa I (12 h); Etapa V (8 h); Etapa IX (4 h).....	90
Figura 29 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de alcalinidade a bicarbonato do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12 h; b) TDH de 8 h) c) TDH de 4 h. ....	91
Figura 30 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de ácidos voláteis do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12 h; b) TDH de 8 h) c) TDH de 4 h. ....	93
Figura 31 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras brutas) do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12 h; b) TDH de 8 h) c) TDH de 4 h. ....	94
Figura 32-	Região do meio suporte do reator UAHB ao longo de um ano de operação. a) Antes da inoculação com o lodo; b) logo após a inoculação com lodo; c) 1 mês depois da inoculação; d) 4 meses depois da inoculação com lodo. ....	96
Figura 33 -	Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras filtradas) do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12h; b) TDH de 8 h) c) TDH de 4 h. ....	97

Figura 34 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de sólidos totais do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12 h; b) TDH de 8 h) c)TDH de 4 h.....	99
Figura 35 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de sólidos suspensos totais do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12 h; b) TDH de 8 h); c) TDH de 4 h. ....	100
Figura 36 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Turbidez do reator UAHB alimentado com um afluente com 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> . a)TDH de 12 h; b) TDH de 8 h; c) TDH de 4 h.....	101
Figura 37 - Variação da concentração de eosina Y ao longo do tempo para os três TDH testados. (a) TDH médio de 12 h; (b) TDH médio de 8 h e (c) TDH médio de 4 h. ....	105
Figura 38 - Curvas de distribuição do tempo de residência para os três TDH médios testados. (a) TDH médio de 12 h; (b) TDH de 8 h e (c) TDH de 4 h. ....	107
Figura 39 – Gráfico de Pareto para (a) DQO (amostras brutas); (b) Turbidez; (c) Sólidos Totais. ....	112
Figura 40– Gráficos dos resíduos pelos números de ensaios e gráficos da probabilidade normal dos resíduos para as variáveis respostas (a) DQO (amostras brutas); (b) Turbidez; (c) Sólidos Totais.....	114
Figura 41 - Superfícies de resposta e curvas de nível para a para as variáveis respostas eficiência de remoção em: (a) DQO (amostras brutas); (b) Turbidez; (c) Sólidos Totais (ST). ....	116
Figura 42 – Análise da desejabilidade do planejamento estatístico. ....	117

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Valores típicos de parâmetros do esgoto doméstico. ....	21
Tabela 2 - Composição percentual do biogás formado na digestão anaeróbia do tratamento de esgoto. ....	27
Tabela 3 - Faixas de temperatura para o desenvolvimento de três tipos de bactérias .....	28
Tabela 4 - Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos. ....	29
Tabela 5 – Algumas vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios, em relação aos processos aeróbios convencionais. ....	36
Tabela 6 - Relação de trabalhos sobre reatores anaeróbios híbridos (UAHB). ....	41
Tabela 7 - Principais modelos hidráulicos para reações de primeira ordem considerando a concentração do efluente ao longo do tempo. ....	43
Tabela 8 - Proporções de concentrações de cada produto para o preparo do efluente sanitário sintético do reator UAHB. ....	47
Tabela 9 - Parâmetros analisados e metodologia empregada na avaliação do comportamento do reator UAHB. ....	52
Tabela 10 - Delineamento experimental fatorial inicial. ....	53
Tabela 11 - Fatores experimentais utilizados no delineamento experimental completo. ....	54
Tabela 12 - Etapas de operação e parâmetros operacionais do reator UAHB. ....	54
Tabela 13 – Descrição da variação de vazão para todos os TDH do planejamento experimental. ....	56
Tabela 14 - Termos e definições das variáveis utilizadas. ....	59
Tabela 15 - Modelos teóricos uniparamétricos ideais utilizados para os cálculos hidrodinâmicos. ....	60
Tabela 16 - Equações para determinação da presença de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica. ....	61
Tabela 17 - Caracterização físico-química do esgoto sintético utilizado para a alimentação do reator UAHB durante todo o experimento. ....	63
Tabela 18 - Classificação típica dos esgotos sanitários. ....	64
Tabela 19 - Características físicas dos lodos da zona de leito de lodo do reator UAHB. ....	65
Tabela 20 – Biomassa (em gramas) da zona de leito de lodo do reator UAHB. ....	66
Tabela 21 – Concentração de sólidos totais da zona de leito fixo do reator UAHB. ....	69
Tabela 22 – Biomassa produzida na zona de leito fixo do reator UAHB. ....	69
Tabela 23– Produção de biogás para as três etapas de operação do reator UAHB com TDH de 8 h. ....	86
Tabela 24 – Resultados dos parâmetros físico-químicos do reator UAHB quando submetido a mudança de carga orgânica volumétrica. ....	88
Tabela 25 – Produção de biogás para as três etapas de operação do reator UAHB $750 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ . ....	103
Tabela 26 – Resultados dos parâmetros físico-químicos para o reator UAHB quando submetido a mudança de TDH. ....	104
Tabela 27 - Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais dos TDH de 12 h, 8 h e 4 h. ....	108
Tabela 28 - Volume de zonas mortas, curtos circuitos e eficiência hidráulica para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h. ....	109
Tabela 29 - Fatores experimentais e variáveis respostas. ....	110

Tabela 30 – Efeitos estimados para a remoção em remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e ST. ....	111
Tabela 31– Modelos matemáticos e coeficientes de determinação ( $R^2$ ) das variáveis respostas.....	113
Tabela 32 – Valores preditos calculados nos três modelos encontrados. ....	118

## LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

AB	Alcalinidade a Bicarbonato
AGV	Ácidos graxos voláteis
AT	Alcalinidade Total
AV	Ácidos Voláteis
C	Carbono
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de cálcio
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
CH <sub>4</sub>	Metano
CSTR	Tanques em Série de Mistura Completa
CV	Coeficiente de Variação
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup>	Demanda Bioquímica de Oxigênio (leitura por cinco dias à 20 °C)
DQOf	Demanda Química de Oxigênio (amostras filtradas)
DQOb	Demanda Química de Oxigênio (amostras brutas)
DVP	Desvio Padrão
DTR	Distribuição do tempo de residência
EEDA	Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente
ETE	Estação de Tratamento de esgoto
FA	Filtro Anaeróbio
GD	Grande Dispersão
HAc	Ácido acético
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	Fosfato de Potássio Mono básico
Máx	Máximo
Méd	Média
Mín	Mínimo
N	Nitrogênio
NT	Nitrogênio Total
N-amon	Nitrogênio Amoniacal
N-CSTR	Número de Tanques em Série de Mistura Completa
N-NH <sub>3</sub>	Amônia
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrogênio Amoniacal
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrito
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrato
N-NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
N <sub>2</sub>	Nitrogênio Gasoso
O <sub>2</sub>	Oxigênio Gasoso
P	Fósforo total
PD	Pequena Dispersão
PVC	Policloreto de Polivinila
Q	Vazão
RALF	Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado
SNIS	Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
ST	Sólidos Totais
STV	Sólidos Totais Voláteis
STF	Sólidos Totais Fixos
SST	Sólidos Suspensos Totais
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
TL	Temperatura do Líquido

TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UAHB	Reator Anaeróbio Híbrido
UASB	Reator Anaeróbio de Manta de Lodo de Fluxo Ascendente
UNT	Unidades Nefelométricas de Turbidez



## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>18</b>
<b>2 OBJETIVO .....</b>	<b>20</b>
2.1 OBJETIVO GERAL.....	20
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	20
<b>3 REVISÃO DE LITERATURA.....</b>	<b>21</b>
3.1 CARACTERÍSTICAS DOS ESGOTOS SANITÁRIOS .....	21
3.2 PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	22
3.2.1 Hidrólise .....	23
3.2.2 Acidogênese .....	24
3.2.3 Acetogênese.....	24
3.2.4 Metanogênese .....	25
3.3 FATORES QUE INFLUENCIAM NA DIGESTÃO ANAERÓBIA. ....	28
3.3.1 Temperatura.....	28
3.3.2 pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	29
3.3.3 Nutrientes .....	30
3.3.4 Variações hidráulicas e orgânicas do esgoto sanitário .....	31
3.3.5 Crescimento bacteriano .....	33
3.4 REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) .....	34
3.4.1 Características do reator UAHB .....	34
3.4.2 Estudos realizados com reatores UAHB .....	36
3.5 ESTUDO HIDRODINÂMICO DE REATORES .....	42
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS .....</b>	<b>45</b>
4.1 APARATO EXPERIMENTAL.....	45
4.2 SISTEMA SUPERVISÓRIO DE AQUISIÇÃO DE DADOS .....	51
4.3 CARACTERIZAÇÃO DOS ESGOTOS SANITÁRIOS .....	52
4.4 OPERAÇÃO E MONITORAMENTO DO REATOR.....	53
4.5 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS .....	57
4.6 CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DO REATOR UAHB .....	61
4.7 ANÁLISE ESTATÍSTICA.....	62
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>63</b>
5.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO.....	63
5.2 CARACTERIZAÇÃO DO LODO DO REATOR UAHB.....	65
5.3 CARACTERIZAÇÃO DO BIOFILME DO MEIO SUPORTE DO REATOR UAHB ....	69
5.4 INFLUÊNCIA DA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA NO DESEMPENHO DO REATOR.....	72
5.5 INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICO NO DESEMPENHO DO REATOR.....	89
5.5.1 Comportamento dinâmico do reator UAHB.....	89
5.5.2 Comportamento Hidrodinâmico do reator UAHB .....	105
5.6 ANÁLISE ESTATÍSTICA DO DESEMPENHO DO REATOR UAHB .....	110
5.6.1 Análise dos efeitos das variáveis e significância dos fatores na remoção de matéria orgânica .....	110
5.6.2 Validação dos modelos de regressão .....	117
<b>6 CONSIDERAÇÕES FINAIS.....</b>	<b>120</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>122</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Como formas de minimização dos diversos problemas ocasionados pelo despejo inadequado dos esgotos sanitários no ambiente, foram criados diversos sistemas de tratamento, como: lodos ativados, lagoas de estabilização, disposição no solo, reatores aeróbios com biofilme, filtros biológicos, biodiscos, reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), reatores anaeróbios de leito fixo, reatores híbridos, processos físico-químicos (coagulação/floculação/decantação), ultrafiltração, dentre outros (SPERLING, 2007).

No Brasil os reatores anaeróbios são muito utilizados e bem consolidados, devido principalmente à simplicidade de construção, operação e manutenção, clima quente na maioria dos meses do ano, baixo consumo de energia, economia de área, reduzida produção de lodo (da ordem de 0,10 a 0,20 kgSST/kgDQO<sub>aplicada</sub>), entre outras vantagens, quando comparados aos processos aeróbios convencionais (SPERLING, 2007; CHERNICHARO, 2007).

Dentre os reatores anaeróbios existentes, o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (do inglês, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - UASB) é um dos mais utilizados em estações de tratamento de esgotos sanitários no Brasil, mas esse tipo de unidade não atinge, na maioria dos casos, a eficiência média de 70% de remoção de matéria orgânica (em termos de DBO<sub>5</sub><sup>20</sup>), em condições de rotina operacional em grandes estações de tratamento de esgotos sanitários municipais (ETE), como é estabelecido pelas Resoluções nº 357/2005 e 430/2011 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (FORESTI et al., 2006).

Devido o reator UASB apresentar algumas limitações, como o arraste de sólidos para o efluente, acúmulo da espuma na região superficial do separador trifásico e também baixa degradação da matéria orgânica na região logo abaixo do separador trifásico, se comparado à região inferior do seu leito de lodo denso, alguns autores passaram a modificar construtivamente o reator UASB, para se atingir maiores eficiências de remoção de matéria orgânica, menores tempo de detenção hidráulica e maiores velocidades ascensionais (CHERNICHARO, 2007; PASSIG; CAMPOS 2005; ARAÚJO, 2014).

Como uma alternativa ao reator UASB, Maxham e Wakamiya (1981) propuseram o reator anaeróbio híbrido (do inglês, *Upflow Anaerobic Hybrid Blanket* - UAHB), sendo este como uma variação do reator UASB, possuindo manta de lodo na parte inferior do reator e recheio (meio suporte microbiano) na parte superior.

O meio suporte na parte superior do reator auxilia na retenção do lodo e funciona como um suporte de biofilme microbiano, que acarreta como consequência a elevação da eficiência global do sistema, pois este recheio funciona como uma zona de “polimento” do efluente, melhorando a estabilidade do sistema e possibilitando à aplicação de velocidades ascensionais maiores que as usualmente empregadas nos reatores UASB, e em consequência diminuição do tempo de detenção hidráulica (TDH), que em média para reatores UASB variam de 6 a 8 h (PASSIG; CAMPOS, 2005; CHERNICHARO, 2007).

Outras vantagem do reator UAHB é a possibilidade de operação com cargas hidráulicas maiores e mais variáveis, se comparado ao reator UASB, pois acentuadas variações da carga hidráulica (como por exemplo, até três vezes o valor da sua vazão afluente) causam redução da eficiência global do reator, e por isso, devem ser avaliadas para que a estabilidade operacional seja mantida (FORESTI et al., 2006; CARVALHO et al., 2008).

Segundo Sperling (2007), variações da carga hidráulica e orgânica no afluente são rotineiras em diversas ETEs, pois elas são consequências das variações de consumo de água durante o dia, na semana, no mês e no ano, sendo que em média 80% da água potável consumida nas residências acabam se tornando esgoto sanitário.

Deste modo, também é importante avaliar a hidrodinâmica do reator UAHB, quando submetido a 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).

Nesse contexto o objetivo deste trabalho é avaliar o comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator UAHB, submetido à variação de carga hidráulica horária afluente, com variação do tempo de detenção hidráulica (TDH) de 4 a 12 h e da DQO (amostras brutas) de 250 a 1250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, no tratamento de esgotos sanitários.

## 2 OBJETIVO

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator UAHB, submetido à variação de carga hidráulica horária afluyente, com variação da matéria orgânica afluyente aplicada, em termo de DQO<sub>(amostras brutas)</sub> e variação do tempo de detenção hidráulica (TDH), no tratamento de esgotos sanitários.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Construção do reator UAHB;
- Desenvolvimento do sistema supervisorio de aquisição/transmissão de dados de temperatura e controle da bomba dosadora;
- Caracterizar o lodo de inóculo e o biofilme produzido no meio suporte;
- Caracterizar o esgoto sanitário e avaliar a estabilidade do reator UAHB por meio de análises físico-químicas;
- Avaliar a Influência da carga orgânica volumétrica no desempenho do reator;
- Avaliar a Influência do tempo de detenção hidráulico no desempenho do reator;
- Avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator através de ensaios de estímulo-resposta usando como traçador eosina Y;
- Determinar a eficiência hidráulica e as anomalias hidrodinâmicas (volume de zonas mortas e presença de curtos-circuitos hidráulicos);
- Realizar estudo estatístico para determinação da condição operacional ótima do reator UAHB para os fatores remoção de DQO<sub>(amostras brutas)</sub>, sólidos totais e turbidez.

### 3 REVISÃO DE LITERATURA

#### 3.1 CARACTERÍSTICAS DOS ESGOTOS SANITÁRIOS

De acordo com Sperling (2007) as características dos esgotos são função dos usos à qual a água foi submetida, podendo variar conforme o clima, situação socioeconômica e hábitos da população.

Deste modo, a composição preponderante dos esgotos sanitários é a água, sendo representada por mais de 98%, mas ainda assim, com presença de diversos contaminantes (Tabela1), 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 et al., 1999).

**Tabela 1 - Valores típicos de parâmetros do esgoto doméstico.**

PARÂMETROS	Metcalf e Eddy (2005)		Sperling (2007)	
	Faixa	Típico	Faixa	Típico
Sólidos Totais (mgL <sup>-1</sup> )	390 - 1350	1100	700 - 1350	1100
Sólidos Suspensos Totais (mgL <sup>-1</sup> )	120 - 400	210	200 - 450	400
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup> (mgL <sup>-1</sup> )	110 - 500	350	200 - 500	350
DQO (mgL <sup>-1</sup> )	250 - 800	700	400 - 800	700
Nitrogênio Total	20 - 70	50	35 - 70	50
Nitrogênio Amoniacal (mgL <sup>-1</sup> )	12 - 45	25	20-40	30
Nitrito (mgL <sup>-1</sup> )	≅ 0	≅ 0	≅ 0	≅ 0
Nitrato (mgL <sup>-1</sup> )	≅ 0	≅ 0	≅ 0	≅ 0
Fósforo Total (mgL <sup>-1</sup> )	4 - 25	14	5 - 25	14
pH	6,7 - 7,5	7,0	6,7 - 7,5	7,0
Alcalinidade (mgL <sup>-1</sup> )	110 - 170	140	110 - 170	140
Óleos e Graxas (mgL <sup>-1</sup> )	50 - 170	110	55 - 170	110

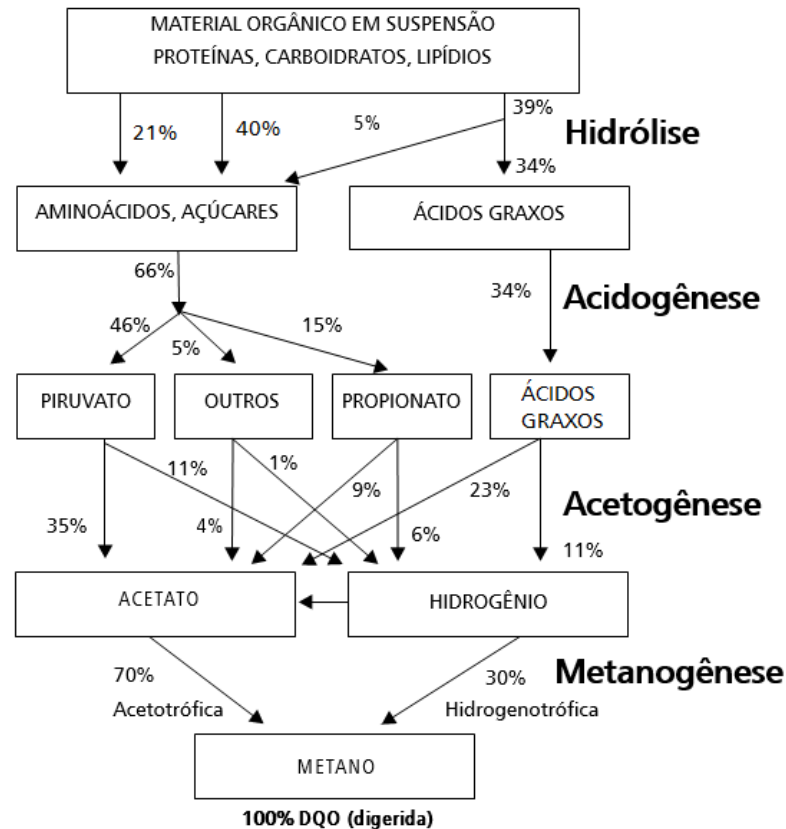
A quantificação da concentração do material orgânico é realizada através da medição do consumo de oxigênio necessária para a oxidação da matéria orgânica presente na amostra, podendo ser analisado somente a matéria orgânica biodegradável com o teste de DBO<sub>5</sub><sup>20</sup>

(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 a  $DBO_5^{20}$  o principal parâmetro a ser considerado para dimensionamento de sistemas biológicos de tratamento de efluentes (SPEECE, 1996; METCALF; EDDY, 2005).

Para quantificações da biodegradabilidade de um efluente, pode-se utilizar a relação  $DBO_5^{20}/DQO$  que varia entre 0 a 1, podendo ser classificada entre 3 faixas distintas, nas quais:  $DBO_5^{20}/DQO \geq 0,6$  o efluente é facilmente biodegradável;  $0,3 \leq DBO_5^{20}/DQO \leq 0,6$  o efluente possui grande quantidade de matéria orgânica biodegradável, porém necessita de tratamento prévio ou eliminação de inibidores e  $DBO_5^{20}/DQO \leq 0,3$  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  $0,4 \leq DBO_5^{20}/DQO \leq 0,6$  (METCALF; EDDY, 2005; SPERLING, 2007).

### 3.2 PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

De acordo com Campos et al. (1999) e Kaspar e Wuhrmann (1978) o processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica complexa é conduzido por vários tipos de micro-organismos que agem simbioticamente em quatro diferentes fases denominadas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (Figura 1).



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

### 3.2.1 Hidrólise

Na hidrólise ou liquefação (primeira fase) as bactérias fermentativas hidrolíticas por meio da excreção de exoenzimas (em pH ótimo perto de 6), transformam a matéria orgânica complexa (carboidratos, proteínas, lipídios e ácido nucleico) em compostos mais simples (açúcares, ácidos orgânicos e aminoácidos) e de menor peso molecular, como ácidos graxos e açúcares. De forma geral esse processo é lento e em muitos casos é considerado a etapa limitante para todo o processo de digestão anaeróbia, na qual o mesmo sofre interferência de vários fatores como: composição do substrato, pH do meio, temperatura de operação do reator, tempo de residência do substrato, tamanho das partículas, entre outros. Na prática a velocidade de conversão do material orgânico completo em biogás é limitada pela velocidade da hidrólise (CAMPOS et al. ,1999; KASPAR;WUHRMANN, 1978; GERARDI, 2006).

Os polímeros orgânicos, de forma geral, são facilmente biodegradados, mas alguns são mais difíceis de serem degradados do que outros, como a celulose, amido e as gorduras,

que em temperaturas abaixo de 20 °C a degradação é praticamente nula. As moléculas de proteínas também podem ser convertidas de forma geral em CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e S<sub>2</sub><sup>-</sup> (KASPAR; WUHRMANN, 1978; ZINDER; KOCH, 1984; CAMPOS et al., 1999; GERARDI, 2006; WEILAND, 2010;).

### 3.2.2 Acidogênese

Na Acidogênese (segunda fase) as bactérias acidogênicas transformam os ácidos graxos de cadeia longa, açúcares e aminoácidos em compostos mais simples, como ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV), álcoois, ácido acético, ácido láctico, piruvato, propionato e compostos minerais como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, dentre outros (KASPAR; WUHRMANN, 1978; ZINDER; KOCH, 1984; KRYLOVA; CONRAD, 1998).

De modo geral a fase acidogênica é realizada por bactérias estritamente anaeróbias (Bacterioides, Chilostindia, Bifidobacteriae, entre outras), mas nessa etapa também podem ocorrer (em cerca de 1% da população) algumas espécies facultativas (Streptococci, Enterobacteriaceae, entre outras) que metabolizam o material por via oxidativa, tendo com acceptor final de elétrons o oxigênio. Essa via de conversão oxidativa presente nesta fase é de extrema importância no sistema de tratamento anaeróbio de esgoto, uma vez que o oxigênio dissolvido, poderia se tornar uma substância tóxica para as arqueias metanogênicas se não fosse removido pelas bactérias acidogênicas facultativas (KASPAR; WUHRMANN, 1978; JOUBERT; BRITZ, 1987; ZINDER; KOCH, 1984; KRYLOVA; JANSSEN; CONRAD, 1997; VOOLAPALLI; STUCKEY, 1999).

### 3.2.3 Acetogênese

Na Acetogênese (terceira fase) ocorre a conversão dos produtos da acidogênese principalmente em acetato, H<sub>2</sub> e frações de CO<sub>2</sub>, pela ação das bactérias acetogênicas. Como é exemplificado de forma resumida na Figura 1, 70% da DQO digerida é convertida em acetato e o restante da DQO é convertida em hidrogênio (CAMPOS et al., 1999; ZINDER; KOCH, 1984; VOOLAPALLI; STUCKEY, 2001).



De forma geral e dependendo do estado de oxidação das biomoléculas orgânicas a serem digeridas, a formação de ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de dióxido de carbono ou hidrogênio, mas o dióxido de carbono também é gerado na metanogênese, que é uma etapa posterior a essa (CAMPOS et al., 1999; KASPAR; WUHRMANN, 1978; JOUBERT; BRITZ, 1987; WEILAND, 2010; ZINDER; KOCH, 1984).

Aproximadamente 65 a 70% do metano é produzido pela redução do grupo metila do acetato. Mas esse acetato em altas concentrações no interior do reator, pode reduzir a atividade metabólica de outros grupos bacterianos presentes no meio, atrasando várias reações importantes como a oxidação do ácido benzoico, devido à termodinâmica desfavorável (AHRING; WESTERMANN, 1988; GORRIS et al., 1989;. VAN LIER et al., 1993; DONG; PLUGGE; STAMS, 1994; WARIKOO et al., 1996).

### 3.2.4 Metanogênese

Na Metanogênese (quarta e última fase) as arqueias metanogênicas acetotróficas, produzem metano a partir da redução do ácido acético, na qual os dois gêneros principais são: Methanosarcina (formato de cocos) e Methanosaeta (formato de filamentos), e as hidrogenotróficas que produzem metano a partir da redução de dióxido de carbono, na qual os gêneros mais frequentemente isolados em reatores anaeróbios são: Methanobacterium, Methanospirillum e Methanobrevibacter (CAMPOS et al., 1999; ZINDER; KOCH, 1984; KASPAR; WUHRMANN, 1978; JOUBERT; BRITZ).

Conforme Campos et al., (1999) é apresentado abaixo um resumo das duas equações químicas presentes no processo de metanogênese para a produção principalmente de metano, sendo que a equação 1 refere-se a metanogênese acetotrófica ou acetoclástica e a equação 2 refere-se a metanogênese hidrogenotrófica:



O crescimento das arqueias que utilizam o hidrogênio para a produção de metano é mais acelerado, se comparado com as arqueias que utilizam o ácido acético, deste modo as

arqueias metanogênicas acetotróficas tendem a limitar a velocidade de conversão da matéria orgânica complexa (CAMPOS et al., 1999; ZINDER; KOCH, 1984; SPEECE, 1996; KASPAR; WUHRMANN, 1978; JOUBERT; BRITZ, 1987; WEILAND, 2010).

Além dos dois processos fermentativos apresentados acima, que levam a produção de biogás ( $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ ), no interior do reator podem se desenvolver outros. Mesmo não se encontrando nessa etapa oxigênio dissolvido, pode haver a presença de oxidantes alternativos, que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. Exemplos desses oxidantes são o nitrato e o sulfato. O nitrato pode ser usado como oxidante, sendo reduzido para nitrogênio molecular em processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfeto pelas bactérias redutoras de sulfato (BRS). A redução de sulfato para sulfeto é o mais importante na prática, pois o teor de nitrato normalmente encontrado nos esgotos sanitários é baixo, mas o sulfato pode estar presente em concentrações elevadas (REN; WANG; HUANG, 1997; ZINDER; KOCH, 1984; KASPAR; WUHRMANN, 1978; JOUBERT; BRITZ, 1987).

A redução biológica de sulfato em digestores anaeróbios, na maioria das vezes, é considerada como um processo indesejável, pois o sulfato oxida material orgânico que deixa de ser transformado em metano e no processo forma-se o gás sulfídrico, que é corrosivo e confere odor muito desagradável tanto a fase líquida como ao biogás, além de poder ser tóxico para as arqueias metanogênicas. Mas em condições especiais, a redução de sulfato em digestores anaeróbios pode ser um processo vantajoso. No caso de tratamento anaeróbio de águas residuárias industriais ou para lodos com metais pesados, que são tóxicos para as arqueias metanogênicas, a presença de  $\text{H}_2\text{S}$  pode contribuir para a estabilidade operacional do reator, precipitando esses metais no lodo (ZINDER; KOCH, 1984; SPEECE, 1996, 1978; JOUBERT; BRITZ, 1987; ZIEMINSKI; FRAC, 2012).

Na Tabela 2 é apresentado a composição típica do biogás para a digestão anaeróbia de esgotos sanitários, onde nesse processo fermentativo microbiano, como já citado anteriormente, a matéria orgânica, na ausência de oxigênio livre, é convertida em biogás, com predominância de  $\text{CH}_4$  (metano) e  $\text{CO}_2$  (dióxido de carbono).

**Tabela 2 - Composição percentual do biogás formado na digestão anaeróbia do tratamento de esgoto.**

<b>Gases</b>	<b>Lobato (2011) (%)</b>	<b>Noyola; Sagastume; Hernández (2006) (%)</b>	<b>Azevedo (2000) (%)</b>	<b>Azevedo Netto (1961) (%)</b>
Metano (CH <sub>4</sub> )	60 - 85	70 - 80	55 - 75	54 - 77
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	5 - 15	5 - 10	25 - 45	14 - 34
Hidrogênio (H <sub>2</sub> )	0 - 3	-	-	0 - 11
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	10 - 25	10 - 25	0 - 3	0 - 9
Oxigênio (O <sub>2</sub> )	traços	-	0 - 1	0 - 2
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	0 - 1	-	0 - 1	0,004 - 0,9
Amônio (NH <sub>3</sub> )	-	-	0 - 0,5	-
Monóxido de carbono (CO)	-	-	0 - 0,01	-

A produção de biogás e a concentração de metano (principal componente) no interior de reatores anaeróbios depende de vários fatores, como: da biomassa, carga orgânica e hidráulica aplicada, concentração de sólidos voláteis, relação  $DBO_5^{20}/DQO$  e também sendo proporcional as sobrecargas hidráulicas e orgânicas em curtos períodos de tempo, pois a concentração de metano pode ser influenciada pelo acúmulo de ácidos graxos voláteis durante (AGV) o choque de carga, na qual os AGV reagem quimicamente com o bicarbonato de sódio presente no meio e liberam CO<sub>2</sub>. Após a cessação da sobrecargas hidráulicas e orgânicas, o reator se estabiliza e pode produzir biogás com maior concentração de metano (KENNEDY; BERG, 1982; ALVAREZ; MACÉ; LLABRÉS, 2000; SENTÜRK; INCE; ENGIN, 2012; SENTÜRK; INCE; ENGIN, 2014).

### 3.3 FATORES QUE INFLUENCIAM NA DIGESTÃO ANAERÓBIA.

Segundo Campos et al. (1999) e Chernicharo (2007), 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, o 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 (CAMPOS et al., 1999; SPEECE, 1996).

De acordo com Metcalf e Eddy (2005) 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 3).

**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	40 a 75	55 a 65

**Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy (2005).**

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 (CAMPOS et al., 1999; CHERNICHARO, 2007).

### 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. O pH pode afetar este processo de duas maneiras, diretamente, por exemplo, alterando as atividades enzimáticas das bactérias com a alteração da estrutura proteica e/ou indiretamente, deixando as bactérias mais susceptíveis a toxicidade de um número maior de compostos (CHERNICHARO, 2007).

Os micro-organismos que produzem metano, geralmente do gênero *Methanobacterium*, têm um ótimo crescimento na faixa de pH entre 6,5 e 7,5 (Tabela 4), embora a estabilidade na formação de metano possa 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 devem 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 (CHERNICHARO, 2007; CAMPOS 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 (2007).

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 o valor adequado e estável do pH é obtido naturalmente, devido ao tamponamento do sistema pela predominância do sistema carbonato ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ). Valores baixos de pH poderão ocorrer quando houver a

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 bases, fator que pode afetar economicamente o tratamento anaeróbio em relação ao aeróbio (CAMPOS et al., 1999; SPEECE, 1996).

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; BJÖRNSSON; MATTIASSON, 2004; CAMPOS et al., 1999).

De acordo com Speece (1996) é importante a distinção entre alcalinidade a bicarbonato (parcial) e alcalinidade total. A alcalinidade a bicarbonato 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 anaeróbia é baseado na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os AGV formados no processo, e tamponar o meio no caso da acumulação de AGV. 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, 2007).

### 3.3.3 Nutrientes

Os principais nutrientes requeridos para o crescimento da massa microbiana de modo geral são: carbono, macronutrientes inorgânicos como: nitrogênio e fósforo, micronutrientes inorgânicos primários como: enxofre, potássio, cálcio, magnésio, ferro, sódio e cloro; os secundários como: zinco, manganês, molibdênio, selênio, cobalto, cobre, níquel, vanádio e tungstênio) e também fatores orgânicos de crescimento como: vitaminas, aminoácidos,

pirimidinas e outros (MADIGAN, 2010; MURRAY; BERG, 1981; TAKASHIMA; SPEECE; PARKIN, 1990).

A disponibilidade de nutrientes metálicos em sistemas anaeróbicos é afetada por vários fatores, sendo que os principais são: pH, potencial redox, cinética de precipitação, adsorção e complexação, mas a presença desses metais não indica necessariamente a imediata biodisponibilidade, pelo fato das ligações químicas com outros elementos ser de difícil biodegradação, absorção e até mesmo por apresentar toxicidade para os micro-organismos do meio (AQUINO; STUCKEY, 2007; ZINDER; KOCH, 1984; JOUBERT; BRITZ, 1987).

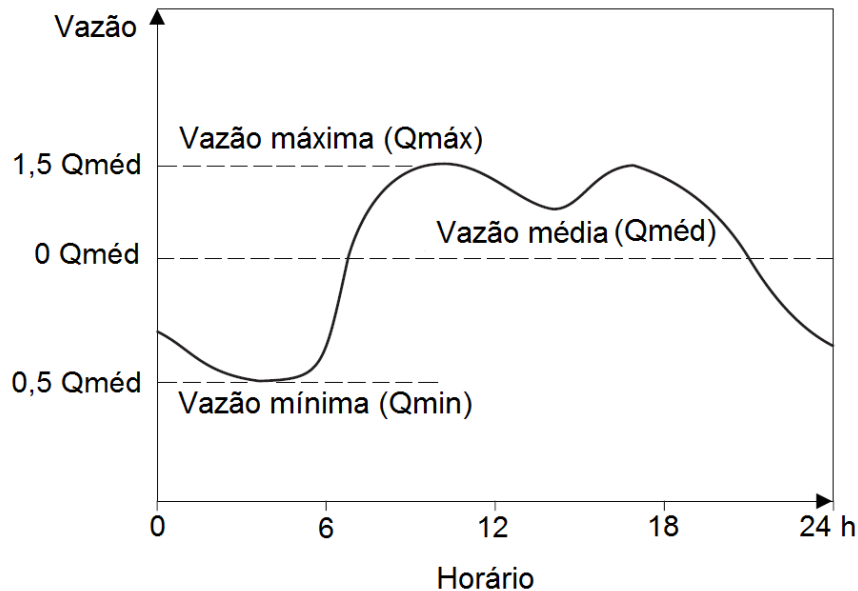
A falta desses nutrientes tem um efeito negativo sobre o crescimento e desempenho microbiano e já se sabe que os sais inorgânicos têm efeitos importantes sobre a utilização de ácido acético e na atividade das arqueias metanogênicas. No processo de digestão anaeróbia, quando não se tem a disponibilidade necessária de alguns desses elementos, a suplementação do meio é conveniente e trás como conseqüências positivas o aumento da biomassa microbiana, diminuição dos ácidos graxos voláteis e em conseqüência um aumento global do desempenho do reator anaeróbio (LINDORFER; RAMHOLD; FRAUZ, 2012; RAJESHWARI et al., 2000; AHRING; SANDBERG; ANGELIDAKI, 1995; MCCARTY; MCKINNEY, 1961).

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, um pós-tratamento (aeróbio) a fim de se atender os padrões de lançamento das Resoluções nº 357/2005 e 430/2011 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) e outras legislações ambientais vigentes (CHERNICHARO, 2007; SPEECE, 1988; TAKASHIMA; SHIMADA; SPEECE, 2011; TAKASHIMA; SPEECE, 1989).

### 3.3.4 Variações hidráulicas e orgânicas do esgoto sanitário

O consumo de água e a geração de esgoto variam ao longo do dia (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, temperaturas variáveis nas estações do ano e outros fatores. Em um hidrograma típico de esgoto sanitário (Figura 2) é possível observar 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, 2007; METCALF; EDDY, 2005).



**Figura 2 - Variações diárias típicas de vazão de esgoto sanitário**  
 Fonte: Adaptado de Campos et al. (1999).

De acordo com Chernicharo (2007), a carga hidráulica volumétrica (CHV), que é definida como o volume de esgoto aplicado diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo, o tempo de detenção hidráulica (TDH), que é o tempo consumido pelo esgoto para atravessar a unidade de tratamento e a velocidade ascensional do fluido no interior do reator, 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.

Ainda segundo Chernicharo (2007), 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 Campos 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, entre outros. Nesse 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 3).

$$\frac{dX}{dt} = X \cdot \mu = \mu_m = \frac{S \cdot X}{K_s + S} \quad (\text{Equação 3})$$

Em que:

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

X = concentração de micro-organismos;

$\mu$  = velocidade de crescimento celular;

$\mu_m$  = velocidade específica máxima de crescimento celular;

$K_s$  = constante de saturação do substrato;

S = concentração do substrato.

Segundo Sperling (2007) há dois tipos principais de crescimento bacteriano, o crescimento aderido, onde a biomassa cresce ligada a um meio de suporte, formando um biofilme, no 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 lagoas de estabilização, lodos ativados e outros reatores biológicos.

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 floculento e para efluentes industriais com maior carga orgânica volumétrica o fenômeno de granulação ocorre com maior frequência (CHERNICHARO, 2007).

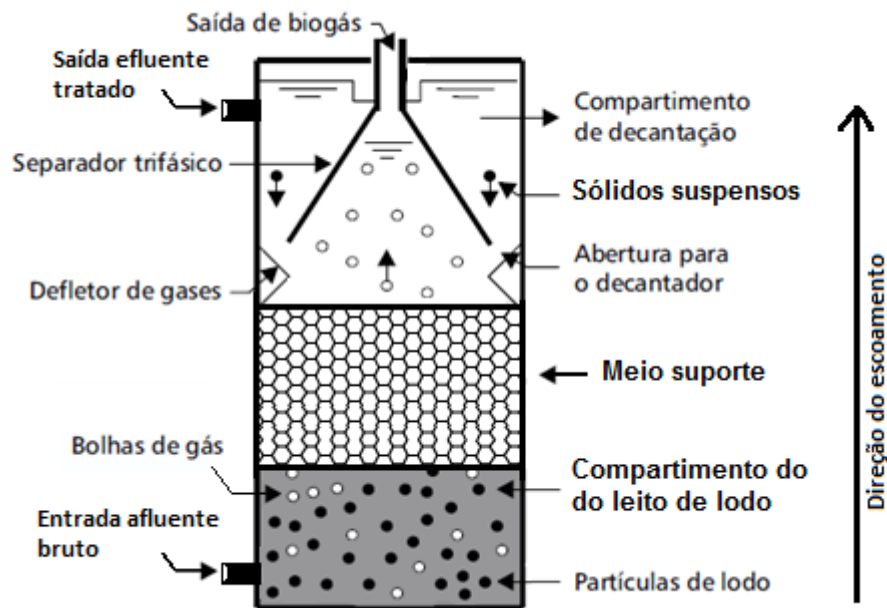
Reatores UASB com lodo granular, tratando esgotos parcialmente solúveis, como esgotos domésticos, podem operar com velocidades ascensionais médias de até  $1,25 \text{ m.h}^{-1}$ . Em contrapartida os reatores com lodo floculento devem operar com velocidades de  $0,5$  a  $0,7 \text{ m.h}^{-1}$  para 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 floculento (MUELLER et al., 1959; LETTINGA; HULSHOFF POL, 1991).

### 3.4 REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB)

#### 3.4.1 Características do reator UAHB

O reator anaeróbio híbrido (UAHB) foi desenvolvido na década de 1980 por Maxham e Wakamiya (1981), e possuía escoamento ascendente do líquido no interior do reator, consiste basicamente de uma coluna vertical de digestão anaeróbia, dividida em três compartimentos.

Na Figura 3 é apresentando um desenho esquemático de um reator anaeróbio híbrido, com as principais características levadas em consideração para a construção do reator UAHB do presente trabalho.



**Figura 3 - Desenho esquemático de um reator anaeróbio híbrido.**  
**Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).**

O primeiro compartimento (região inferior do reator) é composto por um leito denso de lodo, na qual a biomassa cresce dispersa no meio e nas paredes do reator por autoadesão. Esse crescimento forma pequenos grânulos correspondentes à aglutinação de diversas bactérias (KENNEDY; GUIOT, 1986; PASSIG; CAMPOS, 2005; CAMPOS et al., 2006).

O segundo compartimento (região central-superior do reator) consiste de um leito fixo (filtro anaeróbio) contendo material suporte inerte, suspenso nessa região por meio de duas telas fixadas nas quatro paredes do reator ao longo do seu perímetro, para adesão do biofilme microbiano, que auxilia na retenção do lodo e funciona como uma zona de "polimento" de degradação da matéria orgânica remanescente. E o terceiro e último compartimento há a presença de um separador trifásico de gás-sólido-líquido com um defletor de gases (KENNEDY; GUIOT, 1986; PASSIG; CAMPOS, 2005; FORESTI et al., 2006).

Os processos anaeróbios possuem diversas vantagens e desvantagens, quando comparados aos processos aeróbios convencionais (Tabela 5), 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%, com baixo consumo de energia e não necessidade de incremento de substâncias químicas auxiliares (CAMPOS et al., 1999; CHERNICHARO, 2007).

**Tabela 5 – Algumas vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios, em relação aos processos aeróbios convencionais.**

Vantagens	Desvantagens
Simplicidade de implantação e operação	Longo intervalo de tempo necessário para partida (sem inóculo)
Menores custos de implantação	Produção de gás sulfídrico (possibilidade de geração de maus odores e corrosão de equipamentos e instalações)
Menor demanda de área	
Menor consumo de energia	
Menor produção de sólidos	Menor remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos
Menor tempo de detenção hidráulica	Necessidade de pós-tratamento
Produção de metano e possibilidade de uso para fins energéticos	
Tolerância a elevadas cargas orgânicas	Produção de efluente com qualidade insuficiente para atender os padrões ambientais
Boa desidratabilidade do lodo	
Preservação da biomassa por vários meses após paralisação	Bactérias são mais suscetíveis à inibição
Elevada vida útil	

Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007); Campos et al. (1999).

As características como altos tempos de residência celular (idade do lodo), sedimentação a velocidades elevadas e a alta atividade metanogênica, são possíveis pela alta concentração de biomassa dentro do reator (podendo ser ocupado por ¼ do seu volume total) e o fluxo contínuo afluyente. A vantagem dessa característica é a possibilidade de aplicação de elevadas cargas orgânicas volumétricas, em menores tempos de detenção hidráulica, se comparado a sistemas aeróbios convencionais (CHERNICHARO, 2007).

#### 3.4.2 Estudos realizados com reatores UAHB

Com base nos aspectos apresentados anteriormente e nas inúmeras vantagens dos reatores anaeróbios híbridos (UAHB), Guiot e Van Den Berg (1984) construíram um reator UAHB com 4,25 L de volume útil (9,6 cm de diâmetro e 62 cm de altura) com recheio de anéis de plástico tipo *pall* que ocupavam aproximadamente 33% do seu volume. O reator foi

operado a temperaturas de 27 ° C e TDH de 13 h, para o tratamento de água residuária sintética, tendo como fonte base de carbono sacarose e também foram adicionadas pequenas quantidades de sais e extrato de levedura. A concentração da matéria orgânica afluyente ao reator, em termos de DQO (amostras brutas), foi de 2.500 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Os autores alcançaram eficiências de remoção de mais de 93% e observaram que o recheio foi muito eficiente na retenção de biomassa.

Lo, Liao e Gao (1994) construíram dois reatores UAHB, no qual o crescimento dos micro-organismos ocorria de forma dispersa, ao longo de toda a altura dos reatores, mas na sua parede interna foram acoplados filtros, feitos com canos de PVC e preenchidos com cordas, ocupando assim, vários compartimentos em toda a sua extensão.

Os dois reatores foram confeccionados em acrílico com um diâmetro interno de 11,5 cm, altura de 168 cm e volume útil de 14,75 litros, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura em temperaturas de 22 a 28 °C. Para a partida do reator, a concentração afluyente de matéria orgânica em termos de DQO bruta foi fixada em 6.500 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e operado a um tempo de detenção hidráulico de cerca de 7,2 dias. No estado estacionário de operação do reator, o mesmo funcionou com concentrações de 12.000 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e tempo de retenção hidráulica reduzido a cerca de 6,75 dias. Os autores conseguiram atingir remoções de DQO bruta de 57% e produção diárias de aproximadamente 10 litros de gás metano por reator.

Elmitwalli et al. (2002b) avaliaram o efeito de temperaturas abaixo de 13° C no comportamento de dois reatores anaeróbios operados com TDH de 4 h cada, sendo eles, um filtro anaeróbico (FA) com volume útil de 60L, e um reator anaeróbio híbrido (UAHB) com volume útil de 88 L. O meio suporte dos reatores era constituído de folhas verticais de espuma de poliuretano reticulada. Os dois reatores foram alimentados com os esgotos sanitários de uma vila no município de Ede no interior da Holanda. As concentrações afluyente médias de matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas e filtradas) foram de 518 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e 207 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Os autores alcançaram eficiências médias de remoção de DQO bruta e filtrada, respectivamente, 55% e 82% no reator de FA e 34% e de 53% no reator UAHB.

Büyükkamaci e Filibeli (2002) operaram um reator UAHB de 50 L, tendo como meio suporte pedaços de mangueira de 3 cm para o tratamento de águas residuárias sintética concentrada com DQO de 5.000 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e sendo constituída de um melaço diluído, contendo ureia e fosfato de potássio dibásico anidro (K<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>) como fonte de carbono. O TDH foi de 12 horas a uma taxa de carregamento de 10 kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, sendo controlada a

temperatura para a mesma se manter na faixa mesófila (25 a 40 °C). Os autores observaram eficiência de remoção de DQO de 86%.

Stanford e Kato (2003) operaram dois reatores anaeróbios, de dimensões iguais e construídos em fibra de vidro, sendo um reator tipo UASB e um reator anaeróbio híbrido (no qual o recheio era constituído por escória de alto forno, com granulometria entre 4 e 7 cm). O volume útil dos reatores era de 4,9 m<sup>3</sup>, o tempo de detenção hidráulica 8,5 h e a velocidade ascensional 0,6 m.h<sup>-1</sup>. Os reatores foram alimentados com esgoto sanitário afluyente ao poço de chegada da ETE Mangueira da cidade de Recife/Pernambuco, após passar por uma grade de barras. Os autores observaram eficiências médias de remoção de DQO solúvel de 81,6% para o reator UASB e 83% para o reator híbrido e de DQO bruta de 68,4% e 70,4% para os reatores UASB e híbrido, respectivamente.

Lew et al. (2004) operaram um reator anaeróbio híbrido (UAHB) no tratamento do esgoto sanitário, no qual o mesmo foi construído em plexiglass com um volume útil de 5,3 litros (8,0 cm de diâmetro, 107,5 cm de altura) com recheio de anéis de plástico com ocupavam 3,5% do seu volume total. O reator foi alimentado com esgotos sanitários após decantação primária, com concentração de matéria orgânica em termos de DQO bruta que variaram de 200 - 1.300 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Para a temperatura de 28 °C e TDH de 24 h os autores atingiram eficiências de remoção de DQO de aproximadamente 82%.

Passig e Campos (2005) compararam o desempenho de dois reatores (um reator UASB e outro UAHB, com meio suporte de anéis de eletroduto corrugado) com volume útil de 18.800 L cada, operados simultaneamente com TDH de 6h para o tratamento dos esgotos sanitários *in natura*, submetido a tratamento preliminar (gradeamento, caixa de areia e caixa de gordura) da Universidade de São Paulo câmpus São Carlos.

Os autores observaram eficiências de remoção média de DQO, de 84% e 85% e de DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> de 87% e 91%, respectivamente para o UASB e o UAHB e a remoção média de sólidos totais foi de 77% no reator UASB e 70% no UAHB; a de sólidos suspensos voláteis, no UASB, foi de 98% e no UAHB de 93%.

Cavalcanti (2005) avaliou o desempenho de dois reatores anaeróbios pilotos, um tipo UASB convencional e outro híbrido (UAHB) com tempos de detenções hidráulica (TDH) entre 8 e 10h. Os dois reatores foram construídos em fibra de vidro com volume de 4.900 L e altura de 5 m. O meio suporte do reator híbrido foi composto de anéis de eletroduto corrugado com 25 mm de diâmetro e 25 mm de altura. Os reatores estavam situados junto à ETE Mangueira, no tratamento dos esgotos domésticos provenientes dos bairros de Mangueira, San Martin e Mustardinha (Recife, PE).

De acordo com o autor uma das principais vantagens do reator híbrido foi a remoção de ovos de helmintos. Com relação à remoção de  $\text{DBO}_5^{20}$  e SSV, o reator UAHB mostrou-se até 20% mais eficiente que o UASB convencional, com remoções de médias DQO e SSV de 78% e 88%, respectivamente.

Ayati e Ganjidoust (2006) operaram três reatores anaeróbios, um de leito fixo (UAFF), outro UASB e outro reator UAHB, cada um com 7 L. O reator UAHB teve o segundo terço da sua altura preenchido internamente por cilindros de polietileno com 1,8 cm de diâmetro e 0,75 cm de altura. O efluente utilizado para a alimentação dos reatores foi proveniente do processamento de fibras de madeira de uma empresa localizada na cidade de Hassan Rood no Irã. A DQO,  $\text{DBO}_5^{20}$  e pH do afluente foram de  $10.000 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ,  $1.000 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e 4,5, respectivamente. Uma solução de Fe, Mg, Ca, Zn, Cu, Ni, Co e Al foi adicionado para ajustar os micronutrientes do efluente, e além desses nutriente também foi adicionado ureia,  $\text{K}_2\text{HPO}_4$  e  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  para o sistema anaeróbio.

De acordo com os pesquisadores, a taxa de remoção da matéria orgânica em termos de DQO atingiu o seu nível máximo depois de seis meses, isso pode ter ocorrido pela formação de biofilme no reator UAFF e formação de grânulos no reator UASB, além desses dois processos no reator UAHB. As eficiências de remoção da matéria orgânica em termos de DQO foram de 72%, 58,9% e 58,5 para os reatores UAHB, UAFF e UASB, respectivamente, quando submetidos a uma carga orgânica volumétrica diária de aproximadamente  $15 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  e um TDH de 72 horas.

Waewsak, Nopharatana, Chaiprasert (2010) desenvolveram um reator anaeróbio híbrido (UAHB) feito de acrílico com diâmetro interno de 14 cm e altura de 80 cm, sendo o seu volume útil de 10,78 L. O meio suporte utilizado na metade superior do reator (leito fixo) foi a fibra de nylon. Na metade inferior do UAHB o crescimento bacteriano ocorreu de forma dispersa por conta do leito de lodo. O UAHB foi construído para o tratamento de água residuária sintética contendo glicose como fonte básica de carbono (concentração mantida na faixa de  $3.000 - 12.000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ) e outros nutrientes essenciais, sendo que o reator foi operado sob temperatura ambiente ( $30 - 35 \text{ }^\circ\text{C}$ ) com tempos de detenção hidráulicos que variaram de 1,6 - 6,0 dias.

Os autores, em todas as fases de operação do UAHB obtiveram remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta maiores que 80%, relação ácido graxos voláteis/alcalinidade total (AV/AT) abaixo de 0,4 e geração de biogás que começaram de  $1,19 \text{ L}\cdot\text{dia}^{-1}$  e chegaram até  $19,11 \text{ L}\cdot\text{dia}^{-1}$ , com rendimentos de metano na faixa de  $0,45 - 0,30 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\text{DQO}$  removida.

Araujo (2014) comparou a eficiência de remoção da matéria orgânica de um reator anaeróbio, com volume útil de 12.500 L no tratamento do esgoto sanitário do município de Niterói - RJ, após tratamento preliminar, gradeamento e caixa de areia, em duas etapas e configurações distintas.

Na etapa I o reator foi operado com uma configuração tipo UASB, com TDH de 8,8 h e velocidade ascensional de  $0,63 \text{ m.h}^{-1}$ . Na etapa II, foi introduzido 5.000 L de material suporte Biobob<sup>®</sup> no leito reacional do reator (compartimento central), transformando-o em reator anaeróbio híbrido (UAHB). As características do esgoto sanitário como DQO bruta, DQO filtrada e o SST eram respectivamente:  $488 \pm 155 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ,  $177 \pm 58 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$  e  $214 \pm 75 \text{ mg.L}^{-1}$  (ARAÚJO, 2014).

Ainda segundo Araujo (2014), para o reator tipo UASB a eficiência de remoção foi  $61 \pm 12\%$  para DQO bruta ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ),  $56 \pm 7\%$  para DQO filtrada ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ) e  $60 \pm 23\%$  para SST ( $\text{mg.L}^{-1}$ ), e para o reator UAHB foi de  $72 \pm 10\%$  para DQO bruta ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ),  $54 \pm 9\%$  para DQO filtrada ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ) e  $79 \pm 11\%$  para SST ( $\text{mg.L}^{-1}$ ). Deste modo para condições de operação similares, o reator anaeróbio híbrido apresentou melhor desempenho na remoção de DQO e SST que o reator UASB, acrescentando em até 18% e 30% a eficiência de remoção, respectivamente.

Lima et al. (2015) operaram um reator UAHB alimentado com esgoto sanitário, no qual o mesmo foi construído em tubos PVC com diâmetro de 200 mm e altura de 2 metros, o recheio foi feito com cubos de esponja de poliuretano e o volume total do UAHB era de 52 litros, operado com um TDH total de 11,5 horas.

O esgoto bruto utilizado para a alimentação do UAHB apresentou consideráveis variações em suas concentrações de material carbonáceo, a DQO bruta variou de 228-788  $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ , com média de  $490 \pm 154 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ . A eficiência do UAHB em relação as remoções de matéria orgânica em termos de DQO bruta e filtrada foram de 77% e 57%, respectivamente e as remoções de Sólidos Totais e Sólidos Suspensos Totais foram de 21% e 88%, respectivamente.

Na Tabela 6 são apresentados alguns trabalhos sobre reatores anaeróbios híbridos (UAHB) no tratamento de diferentes águas residuárias.



Tabela 6 - Relação de trabalhos sobre reatores anaeróbios híbridos (UAHB).

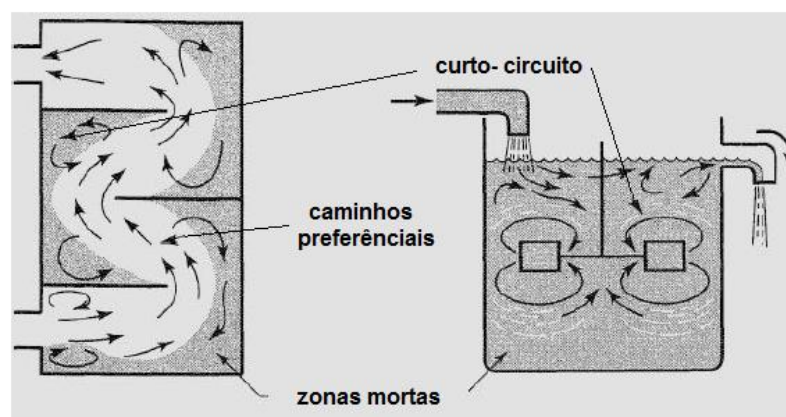
Tipo de Recheio	Tipo de Efluente	V (L)	TDH (h)	T (°C)	DQO b afluente (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	Eficiências de Remoção (%)			Referências
						DQO b	DQO f	DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup> b	
Anéis de plástico tipo <i>pall</i>	Sintética (sacarose)	4,2	13	27	2500	93	-	-	Guiot e Van Den Berg (1984)
Canos de PVC preenchidos com cordas	Águas residuárias de suinocultura	1,4	167	25	6500	57	-	-	Lo, Liao e Gao (1994)
Folhas verticais de Espuma de poliuretano reticulada (FPR)	Esgoto sanitário	88	4	13	588	34	53	-	Elmitwalli et al. (2002b)
Pedaços de mangueira	Sintético	50	12	35	5.000	86	-	-	Büyükkamaci e Filibeli (2002)
Escórias de alto forno	Esgoto sanitário	4.900	8,5	29	-	83	70,4	-	Stanford e Kato (2003)
Anéis de plástico	Esgoto sanitário	5,3	24	28	750	82	-	-	Lew et al. (2004)
Anéis de conduíte	Esgoto sanitário	18.800	6	25	566	85	77	91	Passig e Campos (2005)
Anéis de conduíte cortados	Esgoto sanitário	4.900	10	28	416	78	65	85	Cavalcanti (2005)
Cilindros de polietileno	Efluente de processamento de fibras de madeira	7	72	37	10.000	72	-	-	Ayati e Ganjidoust (2006)
Fibra de nylon	Sintética (glicose)	1	50	33	7500	80	-	-	Waewsak, Nopharatana, Chaiprasert (2010)
Biobob®	Esgoto sanitário	12.500	8,8	26	488	72	54	-	Araujo (2014)
Cubos de esponja de poliuretano	Esgoto sanitário	52	11,5		490	77	57	-	Lima et al. (2015)

**Legenda:** V: volume do reator; T: temperatura do líquido; TDH: tempo de detenção hidráulica; DQO b: demanda química de oxigênio (amostras brutas); DQO f: demanda química de oxigênio (amostras filtradas); DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> b: demanda bioquímica de oxigênio (amostras brutas).

### 3.5 ESTUDO HIDRODINÂMICO DE REATORES

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 hidráulicos, 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; KOOTTATEP; MOREL, 2010; PEÑA; MARA; AVELLA, 2006).

As zonas mortas (Figura 4) 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 podem ser causados por inúmeros fatores, como má distribuição das entradas de alimentação do reator, uma compactação do leito de lodo de um dos lados do reator e entre outros), que acarreta na diminuição da eficiência de remoção da matéria orgânica (SINGH; VIRAGHAVAN; BHATTACHARRYA, 2006; SARATHAI; KOOTTATEP; MOREL, 2010; THACKSTON; SHIELDS; SCHROEDER, 1987).



**Figura 4 - Principais características hidráulicas identificadas em reatores.**  
Fonte: Fonte: Adaptado de Levenspiel (2000).

A análise do comportamento hidrodinâmico de reatores 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. A 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 (DE NARDI; ZAIAT; CAMPOS, 1999; LEVENSPIEL, 2000).

As vantagens da utilização de traçadores inertes são: fácil manuseio da substância escolhida para a realização do ensaio, facilidade da detecção da presença do traçador no líquido (efluente), inalteração das características originais do traçador (por ser inerte e não biodegradável), ao longo do processo de tratamento do esgoto, elevada recuperação da massa injetada (geralmente realizada por coleta do efluente na saída do reator, por meio de amostradores automáticos), estabilidade e segurança no manuseio (LEVENSPIEL, 2000; CARVALHO, 2006).

A determinação do modelo hidrodinâmico de um reator depende das condições de fluxo e do padrão de mistura que ocorrem internamente (Tabela 7), as quais 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 (Figura 5). 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, 2007; LEVENSPIEL, 2000).

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

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

Fonte: Adaptado de Sperling (2007).

Em que:

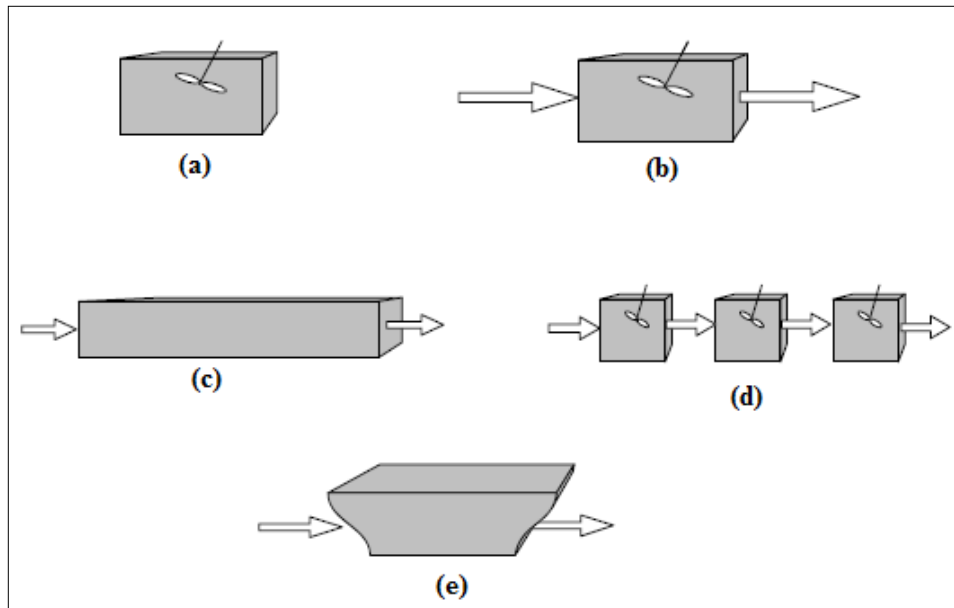
$C_e$  = concentração efluente ( $\text{g}\cdot\text{m}^{-3}$ )

$C_o$  = concentração afluenta ( $\text{g}\cdot\text{m}^{-3}$ )

$K$  = coeficiente de reação ( $\text{d}^{-1}$ )

$d$  = a distância ao longo do tanque (m)

$t_h$  = tempo de detenção hidráulica (volume / vazão) (dias)



**Figura 5 - 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 (2007).**

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 (FORESTI et al., 2006; SPERLING, 2007).

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 APARATO EXPERIMENTAL

O reator anaeróbio híbrido (UAHB) em escala de bancada (Figura 6) foi construído com volume útil de 22,1 L, sendo constituído de uma coluna de vidro, de 1 m de altura, com as medidas da base de 12,5 cm x 20 cm.

Na região inferior do reator, se encontra a zona de leito de lodo com 32,96 cm de altura e um volume de 8,8 L, onde o crescimento da biomassa ocorre de forma dispersa, nessa região o reator é semelhante a um reator UASB típico.

Acima do leito de lodo foi instalado um separador trifásico (gás-sólido-líquido) inferior, que possuía altura total de 8 cm e uma capacidade interna de armazenamento de biogás de 460 mL. Esse separador foi acoplado à coluna de vidro a uma distância de 35 cm da base do reator, com intuito de coletar o biogás produzido pelo leito de lodo.

Acima do separador trifásico inferior (gás-sólido-líquido), na região central do reator, foi instalado o material suporte de anéis de conduíte corrugado de PVC, que ocupou 32 cm da altura total e um volume de aproximadamente 7,5 L do reator UAHB.

Acima do meio suporte, foi instalado outro separador trifásico (gás-sólido-líquido) superior, que possuía também altura total de 8 cm e foi acoplado à coluna de vidro a uma distância de 84 cm da base do reator com o intuito de coletar o biogás remanescente do processo de digestão anaeróbia do leito de lodo e também do biogás produzido no meio suporte.



Efluente do reator UAHB

Separador Trifásico/  
coletor de biogás  
(Superior)

Meio suporte

Separador Trifásico/  
coletor de biogás  
(Inferior)

Compartimento do  
leito de lodo

Afluente Reator UAHB

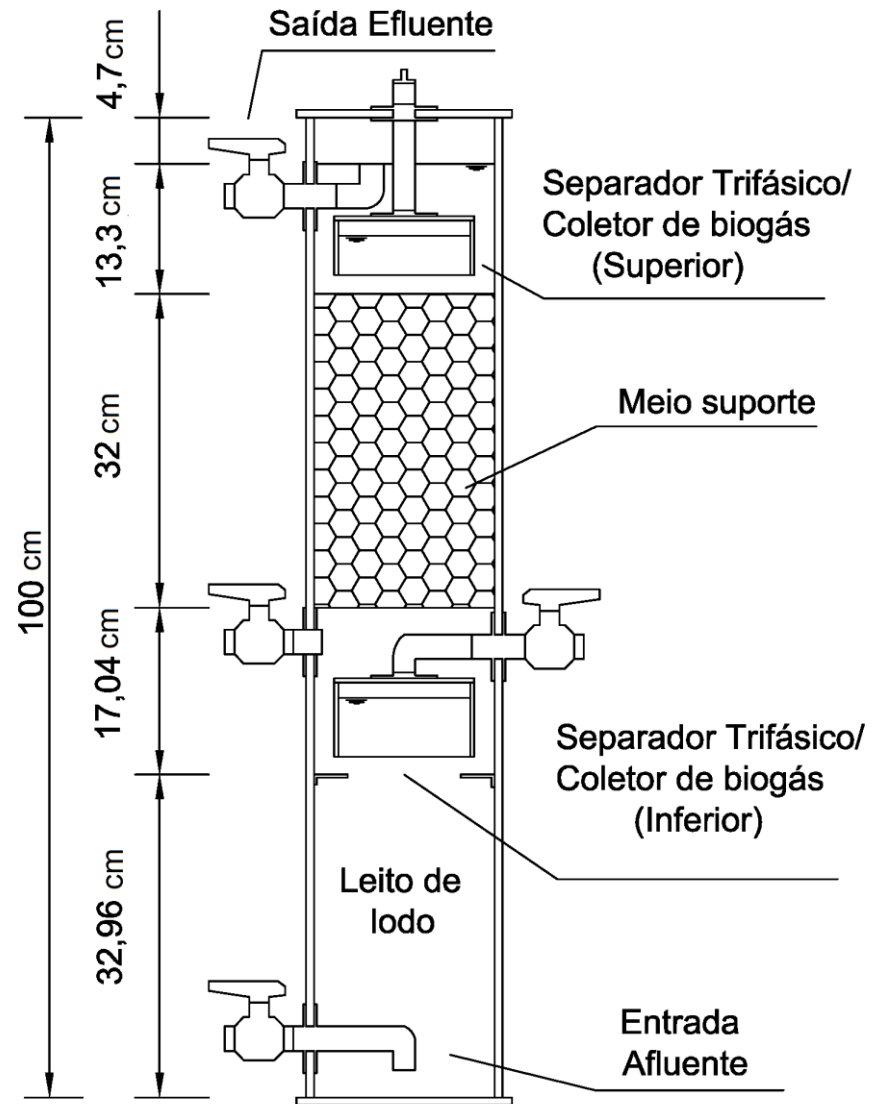
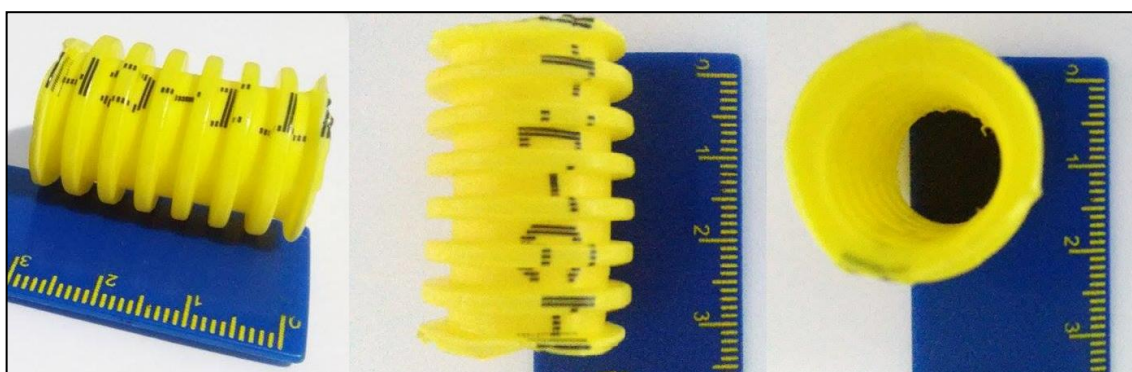


Figura 6 - Foto do Reator UAHB (esquerda) antes da inoculação do lodo flocculento anaeróbio e Esquema do Reator UAHB (direita) em escala de bancada.

O meio suporte para a aderência do biofilme bacteriano (que está fixado no compartimento central do reator) é composto de anéis de conduíte corrugado de PVC de 20 mm de diâmetro, 30 mm de lado, 3.300 mm<sup>2</sup> de área superficial, 1,4 g de massa, 1,40 mL de volume e uma densidade de 1,4 g.mL<sup>-1</sup> (Figura 7).



**Figura 7 - Anéis de conduíte corrugado utilizados como meio suporte.**

O substrato utilizado para a alimentação do reator UAHB foi esgoto sintético e o mesmo foi preparado com as proporções de concentrações adaptadas do trabalho de Torres (1992), descritas na Tabela 8.

**Tabela 8 - Proporções de concentrações de cada produto para o preparo do efluente sanitário sintético do reator UAHB.**

Produtos/Reagentes	Quantidade para 1 L (g)	Porcentagem do Total (%)
Extrato de Carne	0,323	17,6
Amido Solúvel P.A (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	0,013	0,7
Farinha de Trigo	0,323	17,6
Sacarose (C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub> )	0,113	6,2
Cloreto de Amônio P.A (NH <sub>4</sub> Cl)	0,097	5,3
Óleo Vegetal	0,013	0,7
Detergente	0,290	15,8
Celulose Microcristalina U.S.P	0,048	2,6
Cloreto de Sódio P.A (NaCl)	0,323	17,6
Cloreto de Magnésio P.A (MgCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O)	0,013	0,7
Cloreto de Cálcio Anidro P.A (CaCl <sub>2</sub> )	0,013	0,7
Fosfato de Potássio Mono básico. P.A (KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> )	0,039	2,1
Bicarbonato de Sódio P.A (NaHCO <sub>3</sub> )	0,226	12,3
<b>Total</b>	<b>1,832</b>	<b>100</b>

Fonte: Adaptado de Torres (1992).

O afluente era armazenado em um tanque de equalização com capacidade de 310 L e este era conduzido para o reator UAHB por meio de bomba dosadora eletromagnética de diafragma ProMinent, modelo gamma, com capacidade de vazão de  $7,1 \text{ L.h}^{-1}$ . A inoculação do reator foi realizada com 6 L de lodo anaeróbio floculento (Figura 8), que ocupou aproximadamente 33% do volume do reator, proveniente de um Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado (RALF) que trata os esgotos sanitários do município de Curitiba, PR.



**Figura 8 – Lodo anaeróbio floculento utilizado como inóculo do reator UAHB.**

Para a observação das morfologias bacterianas e também possível granulação do lodo no interior do reator UAHB, ao final da operação do reator o lodo da região inferior (leito de lodo) e também o biofilme do meio suporte foram desidratados por meio do processo de liofilização em um liofilizador da marca Liotop<sup>®</sup>, modelo L101, no Laboratório de Limnologia, Ecologia e Cromatografia (LLIEC) da UTFPR câmpus Curitiba. Ao final do processo de liofilização a amostra de lodo foi fixada em solução de glutaraldeído 2,5% em tampão fosfato  $0,1 \text{ mol.L}^{-1}$  (pH 7,3) por período de aproximadamente 12 h, a temperatura de  $4 \text{ }^\circ\text{C}$ , aproximadamente.

Após a fixação da amostra ela foi encaminhada para o Centro Multiusuário de Caracterização de Materiais (CMCM) da UTFPR câmpus Curitiba, onde as amostras foram fixadas em *stubs* com fitas adesivas de dupla face de carbono e em seguida metalizadas no metalizador Quorum, modelo Q150RES, para que então fosse analisada por meio de



microscopia eletrônica de varredura (MEV) com um microscópio Zeiss modelo EVO/MAI 15.

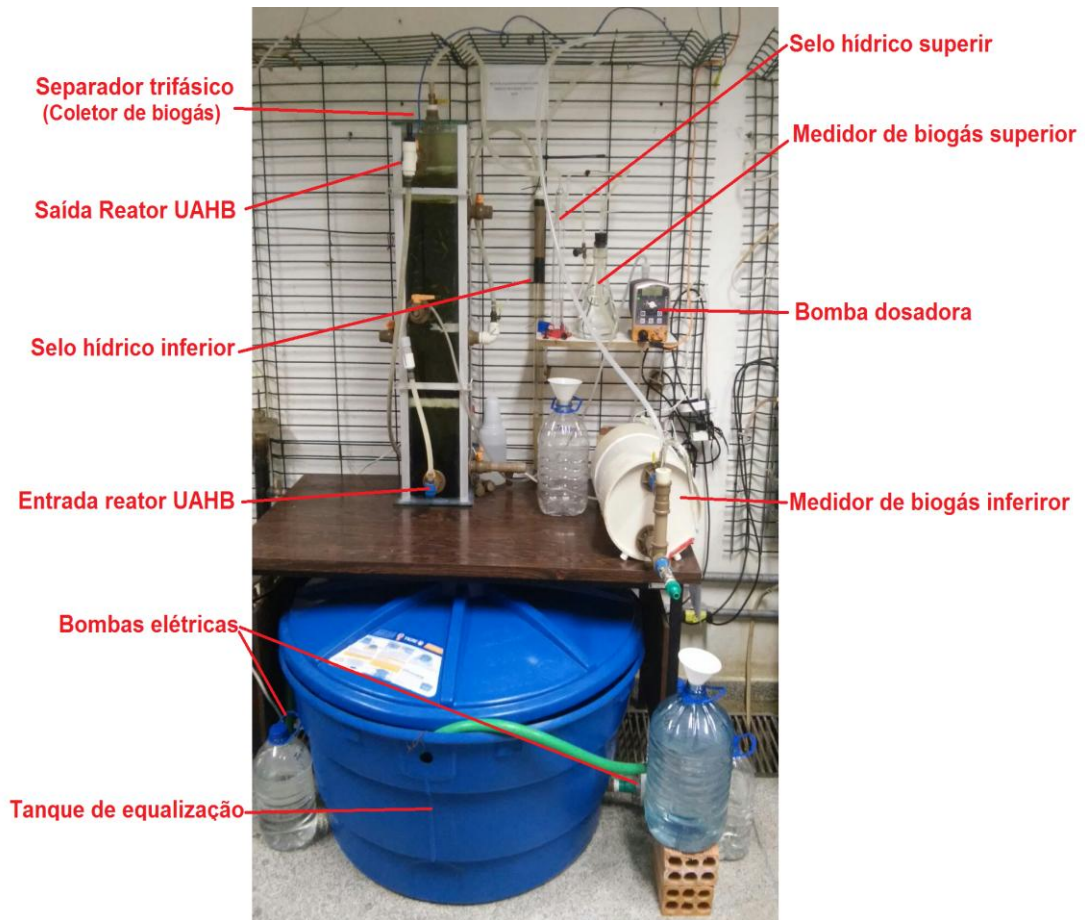
O biogás gerado no processo de digestão anaeróbia era coletado por dois separadores trifásicos (inferior e superior) como citados anteriormente. Esse biogás passava pelo selo hídrico (Figura 9), que tinha como utilidade a manutenção da pressão no interior dos separadores trifásicos. Essa pressão interna nos separadores trifásicos tinha a finalidade de não permitir que o efluente no interior do reator escapasse pelas mangueiras externas ao reator UAHB de coleta do biogás.

Após o biogás passar pelo selo hídrico, este era armazenado no medidor de biogás, onde esse recipiente continha água. O biogás que se acumulava na parte superior do medidor, pressionava a água presente na parte inferior e a mesma saía através de uma abertura no fundo. Através do deslocamento de água e conseqüente acúmulo nos frascos de coleta, era possível mensurar o volume de gás gerado (ao longo de cada dia), considerando que 1 L de biogás é equivalente a 1 L de água, na pressão de 1 atm e 20 °C de temperatura. Na Figura 9 é apresentada a maioria dos constituintes do aparato experimental.

Para a análise cromatográfica da composição do biogás, o mesmo era coletado pela mangueira do selo híbrido com uma seringa e posteriormente injetado em tubos à vácuo de 4 mL e mandado para o Laboratório de Biotecnologia e Saneamento Ambiental da UTFPR câmpus Medianeira.

A análise por cromatografia gasosa era realizado em um cromatógrafo com Detector de Condutividade Térmica (TCD) da marca Perkin Elmer, modelo Clarus 680, sendo identificadas as frações de metano (CH<sub>4</sub>), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S). Foi empregada um coluna empacotada Plot Q, utilizando-se Hélio como gás de arraste a uma vazão de 30,0 mL.min<sup>-1</sup> e uma rampa de aquecimento que permaneceu numa temperatura de 32° C nos 3,5 min. iniciais, aumentou de 32° C até 100° C numa taxa de 20° C.min<sup>-1</sup>, ao chegar em 100° C e permaneceu nesta temperatura por mais 2 min.

a)



b)

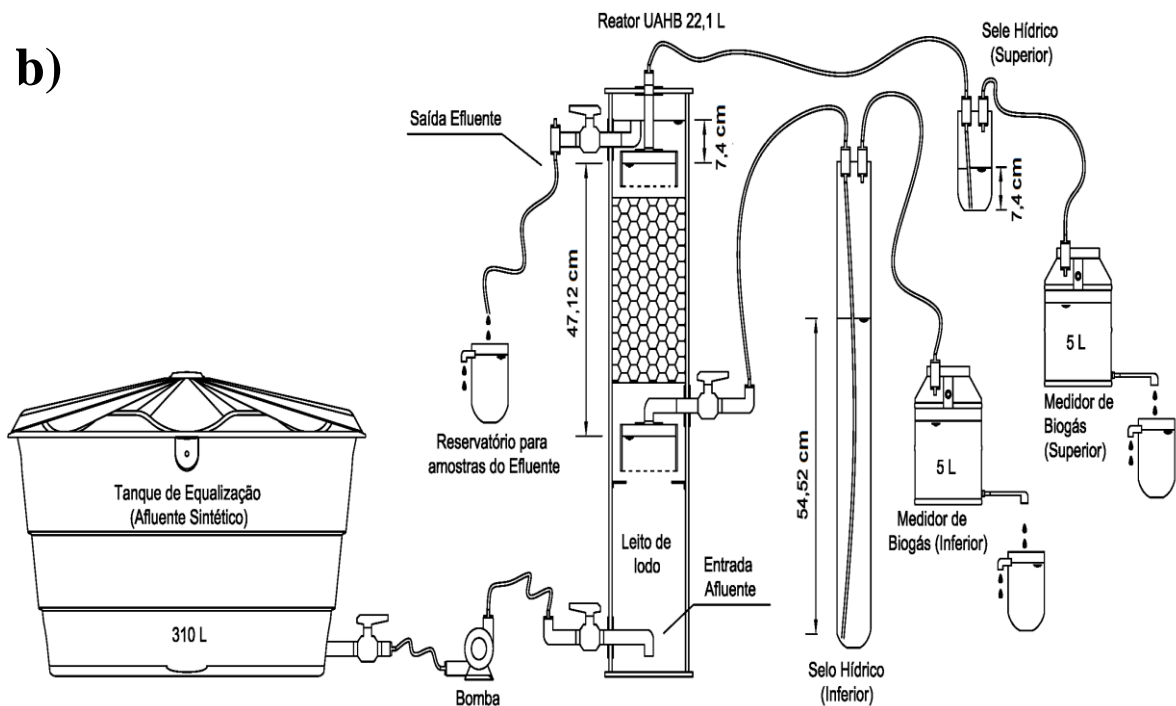
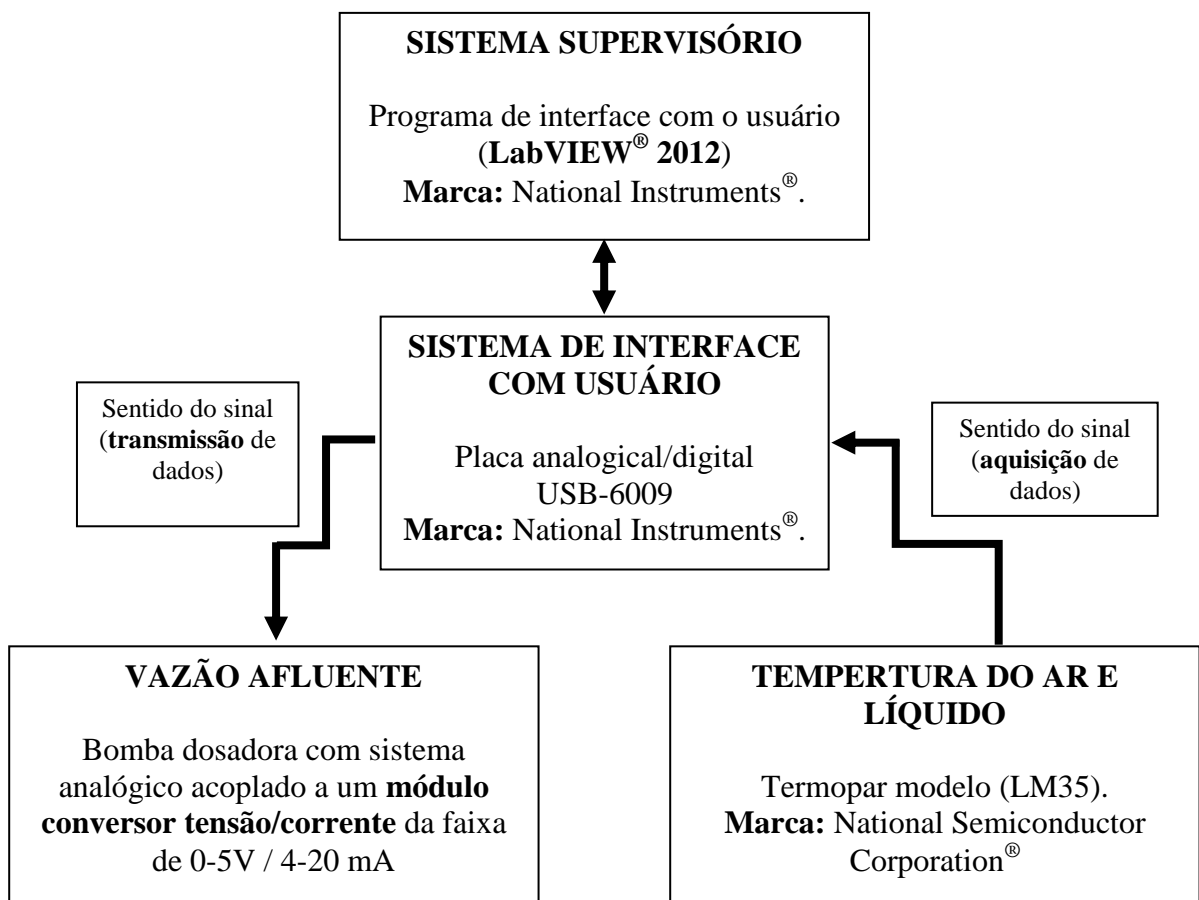


Figura 9 – a) Foto do aparato experimental. b) Esquema do aparato experimental utilizado para a operação do reator UAHB.

## 4.2 SISTEMA SUPERVISÓRIO DE AQUISIÇÃO DE DADOS

Foi desenvolvido um sistema supervisorio de aquisição de dados para o reator UAHB, para monitorar *on line* as variáveis: temperatura do ar, temperatura do líquido, vazão afluente do reator. O fluxograma de ligações e aquisição de dados do sistema supervisorio, bem como a interface com o usuário é apresentado na Figura 10.



**Figura 10** - Fluxograma de ligações e aquisição de dados do sistema supervisorio, bem como a interface com o usuário (LabVIEW 2012®).

No programa de interface com o usuário (LabVIEW 2012®) do sistema supervisorio, são plotados de forma *on line*, os gráficos de variação de vazão horária afluente e a variação de temperatura do ar e do líquido ao longo de todo o experimento. Pelo programa é possível determinar os intervalos de amostragem dos dados (para a temperatura a aquisição era feita a cada 15 minutos, totalizando 14.688 amostras ao longo dos 20 perfis de amostragem

temporal), ajustar os nível e intensidade de sinal mandados para a bomba dosadora e também o armazenamento desses dados no computador em arquivos de extensão “.txt”, “.lvm” e “.tdms”, que podem ser importados para diversos programa dos Windows<sup>®</sup>, Linux<sup>®</sup> ou IOS<sup>®</sup>.

### 4.3 CARACTERIZAÇÃO DOS ESGOTOS SANITÁRIOS

A caracterização dos esgotos sanitários utilizados como substrato para a alimentação do reator UAHB foi realizada por meio de análises físico-químicas conforme descritas na Tabela 9, em um total 20 perfis de amostragem temporal, com amostras coletadas em intervalos de 3 horas durante 24 h, para o efluente nos horários das 10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h e para o afluente somente nos horários das 10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h por disponibilidade de somente um coletor automático da marca Isco, modelo 6700C.

**Tabela 9 - Parâmetros analisados e metodologia empregada na avaliação do comportamento do reator UAHB.**

Parâmetros	Frequência de análises	Método de Análise	Nº do Método	Referência
Temperatura (°C)	Diária	Potenciométrico	-	-
pH	Semanal	Potenciométrico	4500_H <sup>+</sup>	Eaton et al. (2005)
AT (mgCaCO <sub>3</sub> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Titulométrico	-	Ripley et al. (1986)
AB (mgCaCO <sub>3</sub> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Titulométrico	-	Ripley et al. (1986)
AV (mgHAc·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Titulométrico	-	Dillalo e Albertson (1961)
DQO (mg·O <sub>2</sub> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Espectrofotométrico	5220_D	Eaton et al. (2005)
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup> (mgO <sub>2</sub> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Respirométrico	5210 D	Eaton et al. (2005)
N-NTK (mgN-NTK·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Titulométrico	4500_NTK	Eaton et al. (2005)
N-amoniaco (mgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Titulométrico	4500_NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Eaton et al. (2005)
Nitrito (mgN-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>2</sub>	Eaton et al. (2005)
Nitrato (mgN-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>3</sub>	Eaton et al. (2005)
Fósforo Total (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Espectrofotométrico	4500_P	Eaton et al. (2005)
ST (mg·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Gravimétrico	2540_B	Eaton et al. (2005)
SST (mg·L <sup>-1</sup> )	Semanal	Gravimétrico	2540_G	Eaton et al. (2005)
Turbidez (UNT)	Semanal	Nefelométrico	2130_B	Eaton et al. (2005)

**Legenda:** AT – Alcalinidade Total; AB – Alcalinidade a Bicarbonato; AV – Ácidos Voláteis; DQO – Demanda Química de Oxigênio (amostras brutas e filtradas); DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> – Demanda Bioquímica de oxigênio (amostras brutas); NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl; N-amoniaco – Nitrogênio amoniaco; ST – Sólidos totais; SST – Sólidos Suspensos Totais.

#### 4.4 OPERAÇÃO E MONITORAMENTO DO REATOR

O reator UAHB teve a sua partida realizada no dia 24 de junho de 2015 em regime de batelada com inoculação do lodo anaeróbio e enchimento com esgoto sanitário sintético por um período de aproximadamente uma semana, para que ocorresse a aclimatação da biomassa no interior do reator. Após esse período foi iniciada a alimentação contínua do reator com efluente sintético, sendo a vazão de entrada  $1,84 \text{ L.h}^{-1}$  e TDH de 12 h por aproximadamente cinco meses, até que se iniciasse a operação do reator e os perfis temporais (dentro do planejamento estatístico proposto).

A operação do reator obedeceu a um planejamento estatístico caracterizado por um delineamento composto central rotativo (DCCR) do tipo estrela ( $\alpha = 45^\circ$ ) com o objetivo de avaliar a influência do TDH e da concentração inicial aplicada de substrato, em termos de DQO (amostras brutas), na eficiência de remoção em DQO (amostras brutas), Sólidos Totais (ST) e Turbidez. O DCCR é compreendido por um fatorial ( $2^2$ ) com níveis (-1 e +1) e com pontos axiais (-1,414 e +1,414). Foram realizados três perfis de ensaio temporal para o ponto central (0) e dois perfis de ensaio temporal para cada condição nos demais pontos, resultando em 20 perfis de ensaio temporal (realizando as mesmas análises físico-químicas descritas na Tabela 9).

Na Tabela 10 e Tabela 11 são apresentados os fatores experimentais utilizados no delineamento experimental.

**Tabela 10 - Delineamento experimental fatorial inicial.**

<b>Códigos</b>	(-1,414)	(-1)	0	(+1)	(+1,414)
<b>TDH (h)</b>	4	5,2	8	10,8	12
<b>Concentração inicial (C) de matéria orgânica em termos de DQO bruta (<math>\text{mgO}_2\text{L}^{-1}</math>)</b>	250	396	750	1104	1250

O ponto central com o TDH de 8 h e a concentração de matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas) de  $750 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$ , foram escolhidos por se tratarem do tempo ideal, recomendado por Chernicharo (2007) para operação de reatores anaeróbios em escala real e a DQO (amostras brutas) de  $750 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$  por ser a concentração de matéria orgânica média para esgotos sanitários segundo Metcalf e Eddy (2005) e Sperling (2007).

Tabela 11 - Fatores experimentais utilizados no delineamento experimental completo.

Número de Ensaios Estatísticos	Variáveis codificadas		Variáveis decodificadas	
	TDH	C	TDH (h)	C (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )
1	(-1)	(-1)	5,2	396
2	(+1)	(-1)	10,8	396
3	(-1)	(+1)	5,2	1104
4	(+1)	(+1)	10,8	1104
5	(-1,414)	0	4	750
6	(+1,414)	0	12,0	750
7	0	(-1,414)	8	250
8	0	(+1,414)	8	1250
9	0	0	8	750
10	0	0	8	750

Legenda: C=DQO (amostras brutas) afluente inicial aplicada, TDH=tempo de detenção hidráulica.

A sequência das condições operacionais do reator UAHB foi definida preponderantemente em função do TDH, começando do maior de 12 h até o TDH de 4 h (Tabela 12). Foram feitos três perfis para a condição central e 2 perfis para as demais condições com o objetivo de se ter um maior conjunto de dados mostrais.

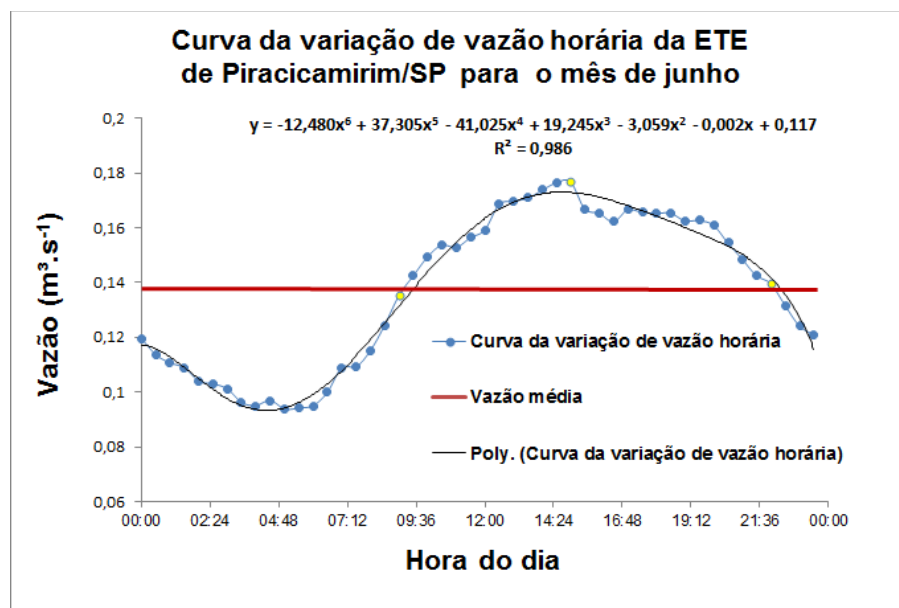
Tabela 12 - Etapas de operação e parâmetros operacionais do reator UAHB.

Etapas	Dias de operação	TDH (h)	C (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	Nº de Perfis Temporais
Início da operação	0° a 200°	12,0	Variável	-
I	201° a 226°	12,0	750	2
II	227° a 249°	10,8	1104	2
II	250° a 260°	10,8	396	2
IV	261° a 270°	8,0	1250	2
<b>V</b>	<b>271° a 285°</b>	<b>8,0</b>	<b>750</b>	<b>3</b>
VI	286° a 300°	8,0	250	2
VII	301° a 315°	5,2	396	2
VIII	316° a 332°	5,2	1104	2
IX	333° a 345°	4	750	2
X	346° a 366°	12	553	1
<b>Total</b>				<b>20</b>

Legenda: C = DQO (amostras brutas) afluente inicial aplicada, TDH = tempo de detenção hidráulica.

Nas etapas I e II cada perfil de amostragem temporal dos parâmetros físico-químicos foi realizado em duas semanas diferentes, totalizando 25 dias e 22 dias de operação nessas duas etapas, respectivamente. A partir da etapa III foi optada por realizar os dois perfis de amostragem temporal dessa etapa e de cada uma das etapas posteriores em somente uma semana (com intervalo de no mínimo 7 dias entre uma etapa e outra, para o reator UAHB entrar no estado de equilíbrio dinâmico aparente). Essa decisão visou a otimização do tempo de operação em cada etapa e a diminuição de gastos com preparo do efluente sintético.

Além de se aplicar os TDH descritos na Tabela 10, a vazão afluyente obedeceu à variação horária afluyente da Estação de Tratamento de Esgotos de Piracicamirim/SP, conforme gráfico de vazão para o mês de junho (Figura 11). Esse mês foi escolhido pelo fato de reportar a variação de vazão horária padrão que ocorre em outras ETE e que também é reportada por diversos autores como Sperling (2007) e Chernicharo (2007).



**Figura 11 - Curva de variação de vazão horária da ETE de Piracicamirim/SP.**  
 Fonte: Adaptado de Passig; Villela; Ferreira (2000).

Após a adequação da variação de vazão da ETE de Piracicamirim para o reator UAHB em escala piloto, o seguinte gráfico foi criado para o TDH de 12 h (Figura 12), e assim, os demais TDH seguiram essa mesma proporção de variação de vazão afluyente.

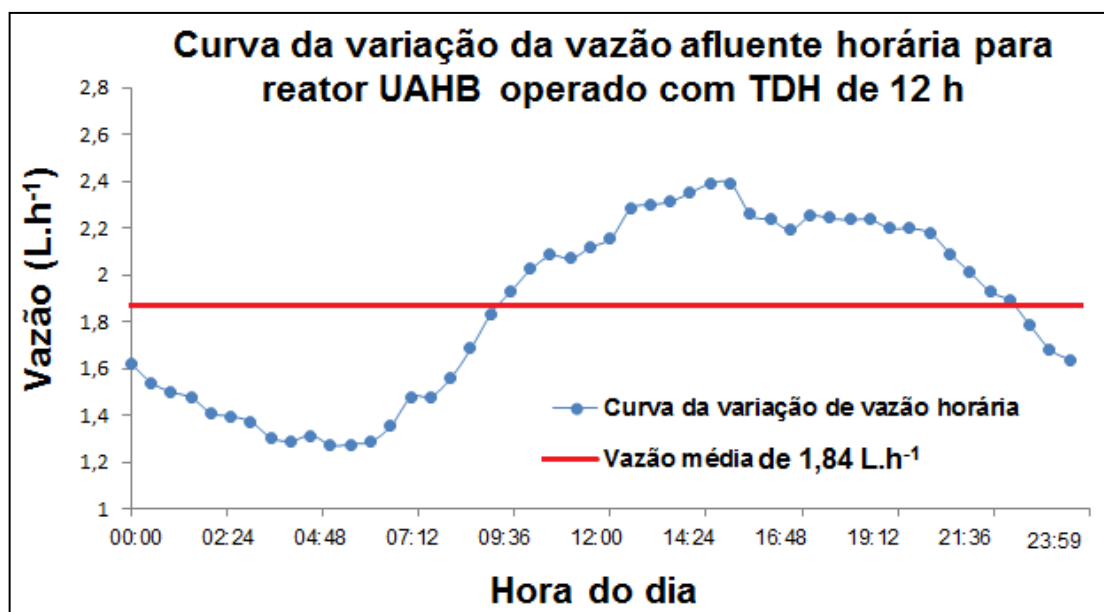


Figura 12 - Curva de variação de vazão horária do reator UAHB para o TDH médio de 12 h e representação da vazão média de 1,84 L.h<sup>-1</sup>.

A etapa I de operação do reator UAHB seguindo o planejamento estatístico teve início no dia 21 de Janeiro de 2016, na qual a alimentação do reator continuou sendo realizada de modo contínuo, em fluxo ascendente, com vazão afluyente de aproximadamente 1,84 L.h<sup>-1</sup>, TDH de 12 h e velocidade ascensional de 0,15 m.h<sup>-1</sup> e com concentração de matéria orgânica em termos de DQO bruta próxima de 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Essa etapa teve duração de aproximadamente duas semanas, na qual cada perfil de amostragem temporal foi realizado em uma semana diferente (juntamente com os ensaios hidrodinâmicos).

A variação de vazão do reator UAHB para todos os TDH testados no experimento é apresentada na Tabela 13.

Tabela 13 – Descrição da variação de vazão para todos os TDH do planejamento experimental.

Variáveis de controle operacional	(-1,414)	(-1)	0	(+1)	(+1,414)
TDH (h)	4	5,2	8	10,8	12
Vazão máxima (L.h <sup>-1</sup> )	7,18	5,53	3,59	2,66	2,39
Vazão média (L.h <sup>-1</sup> )	5,53	4,25	2,76	2,05	1,84
Vazão mínima (L.h <sup>-1</sup> )	3,78	2,91	1,89	1,40	1,26
Velocidade ascensional máxima (m.h <sup>-1</sup> )	0,33	0,25	0,16	0,12	0,11
Velocidade ascensional média (m.h <sup>-1</sup> )	0,25	0,19	0,13	0,09	0,08
Velocidade ascensional mínima (m.h <sup>-1</sup> )	0,17	0,13	0,09	0,06	0,06



Deste modo, conforme o planejamento estatístico foi possível avaliar a influência da carga orgânica volumétrica no desempenho do reator UAHB, comparando as etapas IV, V e VI, pois nessas etapas foi mantido o mesmo TDH de 8 h, mas foi variado a concentração de matéria orgânica afluenta aplicada. E também foi possível avaliar a Influência do tempo de detenção hidráulico no desempenho do reator UAHB, comparando as etapas I, V e IX, pois nessas etapas foi mantido a concentração de matéria orgânica afluenta aplicada e variado o TDH.

#### 4.5 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

Para avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator UAHB foram realizados ensaios somente com os TDH de 12 h, 8 h e 4 h, sendo: dois ensaios de estímulo-resposta tipo pulso para cada TDH, utilizando solução com traçador o corante eosina Y amarela ( $C_{20}H_{11}Br_4Na_2O_5$ ), que possui solubilidade em água de  $0,1 \text{ g.mL}^{-1}$ , peso molecular de 691,88 g e comprimento de onda de 516 nm . A solução foi 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 absorvância das outras amostras pelo espectrofotômetro (HACH® UV-VIS, modelo DR5000).

Após a coleta desta amostra foi injetado 10 mL da solução (contendo o 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 30 min. com um coletor automático da marca Isco, modelo 6700C, com duração total de 3 vezes o TDH de cada etapa de operação. As amostras coletadas foram centrifugadas em centrífuga clínica marca CentriBio e modelo 80-2B-15ML durante 2 min. a 3500 rpm para evitar a interferência de sólidos na leitura das absorvâncias pelo método colorimétrico.

Para corroborar o valor do comprimento de onda da eosina Y amarela descrito na literatura (516 nm), foi realizado uma varredura do traçador em espectrofotômetro e construído a sua curva (Figura 13), na qual para o comprimento de onda de 516 nm atingiu uma absorvância de 2,270.

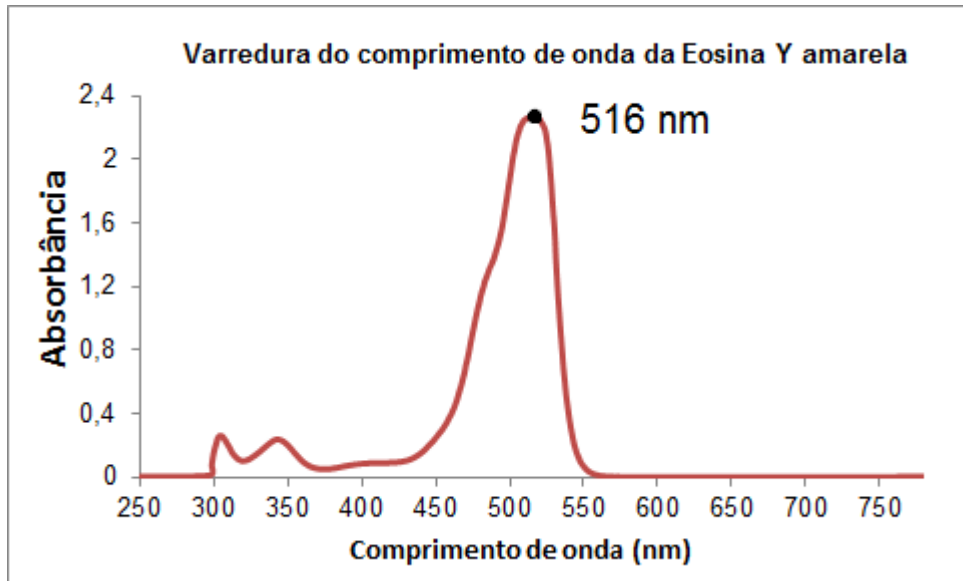


Figura 13 - Curva da varredura do comprimento de onda da eosina Y amarela em espectrofotômetro (HACH® UV-VIS, modelo DR5000).

Para determinar a concentração do traçador nas amostras do efluente, foi realizada uma curva de calibração (Figura 14) da concentração da eosina Y, utilizando o método colorimétrico de leitura de absorbância, realizado 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.

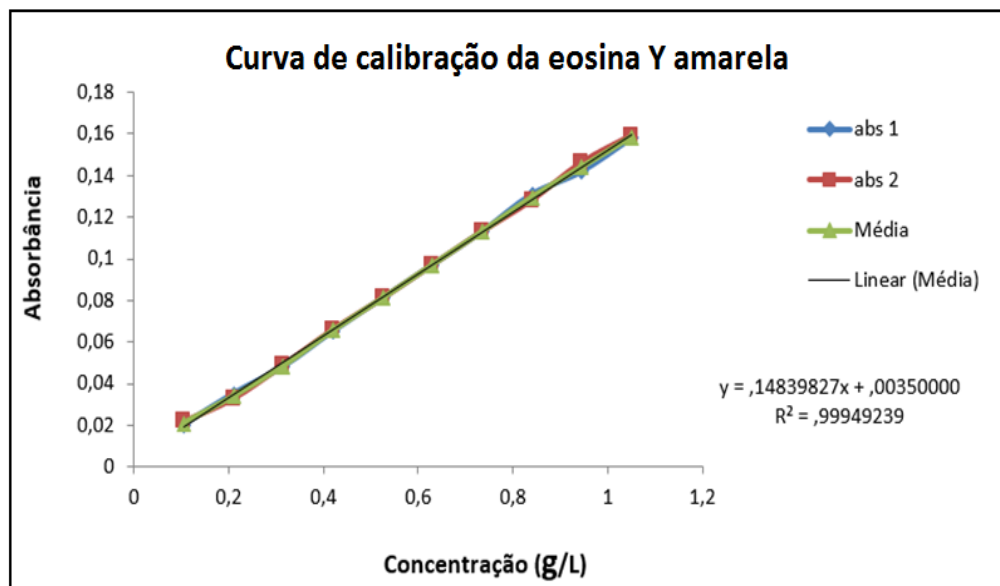


Figura 14 - Curva de calibração da eosina Y em espectrofotômetro (HACH® UV-VIS, modelo DR5000).

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 ( $E_\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ). Após a normalização, foi possível calcular a variância para cada ensaio ( $\sigma^2_\theta$ ).

Na Tabela 14 são apresentadas as definições dos termos utilizados para os dados de acordo com Levenspiel (2000).

**Tabela 14 - Termos e definições das variáveis utilizadas.**

Variável	Equação	Significado
$E_i$	$C_i/S$	$E_i$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $S$ = área sobre a curva concentração em função do tempo
$S$	$\sum C_i \Delta t_i$	$S$ = área sobre a curva concentração em função do tempo $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $t_i$ = tempo $i$ $\Delta t_i$ = variação do tempo
$t_R$	$\frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i}$	$t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $t_i$ = tempo $i$ $\Delta t_i$ = variação do tempo
$\theta$	$t/t_R$	$\theta$ = tempo adimensional $t$ = tempo $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais
$E_\theta$	$t_R/E_i$	$E_\theta$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador adimensional $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais $E_i$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador
$\sigma^2$	$\frac{\sum t_R^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - t_R^2$	$\sigma^2$ = variância dos pontos experimentais $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $\Delta t_i$ = variação do tempo
$\sigma^2_\theta$	$\sigma^2/t_R^2$	$\sigma^2$ = variância dos pontos experimentais $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais

Fonte: Adaptado de Levenspiel (2000).

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 15).

**Tabela 15 - Modelos teóricos uniparamétricos ideais utilizados para os cálculos hidrodinâmicos.**

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:

$\theta$  - tempo de residência médio (adimensional);

$E_{\theta}$  - Função de distribuição do tempo de residência hidráulica;

$\sigma^2$  - variância;

$\sigma^2_{\theta}$  - variância (adimensional);

$N$  - número de reatores em série;

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

O percentual de recuperação de massa do traçador foi calculado de acordo com Kellner, Moreira e Pires (2009), conforme Equação 1. Segundo Cossio (1993), é necessário chegar a 85% de recuperação da massa de corante para validar o experimento.

$$\text{RMT} = \frac{\sum_{i=2}^n \left( \frac{C_i - C_{i-1}}{2} \right) \times (t_i - t_{i-1}) \times Q_e}{M_0 \times 0,01} \quad (1)$$

Em que:

RMT – Recuperação de Massa do Traçador (%)

$C_i$  - concentração ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) do traçador no tempo  $t_i$  (h);

$Q_e$  - vazão efluente ( $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ );

$M_0$  - massa do traçador injetada nos reatores ( $\text{mg.L}^{-1}$ );

0,01 - fator percentual.

#### 4.6 CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DO REATOR UAHB

As características hidráulicas verificadas no reator UAHB foram: eficiência hidráulica, 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; Mara; Avella (2006) e Singh; Viraghavan; Bhattacharrya (2006), com base nos valores de TDH teórico e real (h), e do volume ativo e total do reator (m<sup>3</sup>).

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; Somes; Wong (1999) e Sarathai; Koottatep; Morel, (2010).

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; Koottatep; Morel (2010) e Thackston; Shields; Schroeder (1987). As equações utilizadas para o cálculo de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica estão descritas na Tabela 16.

**Tabela 16 - Equações para determinação da presença de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica.**

Anomalias	Equações	Significado
Zonas Mortas	$\beta = \frac{TDH_r}{TDH_t}$	$\beta$ = relação entre o TDH real (h) e o TDH teórico (h);
	$V_a = V_t \cdot \beta$	$V_a$ = volume ativo do reator (m <sup>3</sup> );
	$V_d = V_t - V_a$	$V_t$ = volume total do reator (m <sup>3</sup> ); $V_d$ = volume de zonas mortas (m <sup>3</sup> ).
Curtos-Circuitos	$\Psi = \frac{\tau_k}{\tau_r}$	$\Psi$ = Presença de curtos-circuitos; $\tau_k$ = tempo em que ocorre pico da concentração (h); $\tau_r$ = TDH real (h).
Eficiência Hidráulica	$\lambda = \beta \left( 1 - \frac{1}{N} \right)$	$\lambda$ = eficiência hidráulica; $\beta$ = relação entre o TDH real (h) e o TDH teórico (h); $N$ = número de tanques CSTR em série.

Fonte: Sarathai; Koottatep; Morel, 2010; Peña; Mara; Avella (2006); Thackston; Shields; Schroeder (1987); Persson; Somes; Wong (1999).

De acordo com Sarathai; Koottatep; Morel, (2010) a presença de curtos-circuitos se dá quando o valor da razão ( $\Psi$ ) do tempo que ocorre o pico da concentração do traçador no efluente com o TDH real, for menor ou igual a 0,3.

Segundo Persson; Somes; Wong (1999) e Sarathai; Koottatep; Morel, (2010) a eficiência hidráulica está relacionada com o volume real do reator e com a condição de reatores de mistura completa em série, sendo: (i) boa para  $\lambda > 0,75$ ; (ii) satisfatória para  $0,5 < \lambda < 0,75$  e (iii) insatisfatória para  $\lambda \leq 0,5$ .

#### 4.7 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Para corroborar os resultados e melhor justificar os mesmos, foram realizado várias análises estatísticas ao final das análises físico-químicas. Dentre os testes estatísticos, para se verificar a diferença e significância dos dados, foram realizados a Análise de Variâncias (ANOVA), Teste T e Gráficos de Pareto.

Após a exclusão dos dados não significativos, com os testes acima citados, foi elaborado um modelo matemático de regressão para as variáveis respostas e com base nesse modelo, foi avaliado a distribuição dos resíduos em função dos números de ensaios e a probabilidade normal em função das variáveis respostas para saber se os modelos de regressão se ajustavam e atenderam as exigências estatísticas.

Deste modo, foi possível construir superfícies de resposta e as curvas de nível para cada modelo elaborado, para melhor visualização dos efeitos de cada variável nas respostas de eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas), remoção de ST e remoção de Turbidez.

Ao final foi encontrado a condição ótima pelo método da desejabilidade estatística e realizado a validação dos modelos com análises físico-químicas em laboratório e comparados com os dados experimentais observado anteriormente nos 20 perfis de análises físico-químicas.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados e discussões mencionados no capítulo 4, divididos em: Caracterização do Esgoto Sintético, Caracterização do lodo do Reator UAHB; Influência da Carga Orgânica Volumétrica no Desempenho do Reator; Influência do Tempo de Detenção Hidráulico no Desempenho do Reator e Análise Estatística do Desempenho do Reator UAHB com a Utilização do DCCR.

### 5.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO

A caracterização físico-química do esgoto sintético é apresentada na Tabela 17.

**Tabela 17 - Caracterização físico-química do esgoto sintético utilizado para a alimentação do reator UAHB durante todo o experimento.**

Parâmetro	N	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)
Temp. ar	14.688	19,3	15,0	22,6	2,2	11,6
Temp. líquido	14.688	19,5	15,6	22,3	2,3	11,9
pH	80	6,94	6,12	7,74	0,39	5,6
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	80	54	6	104	17	31
AV (mg.L <sup>-1</sup> )	80	90	25	162	38	43
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	80	1405	500	1900	485	35
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	80	549	232	1802	420	76
DQO b (mg.L <sup>-1</sup> )	152	761	239	1296	332	44
DQO f (mg.L <sup>-1</sup> )	152	505	138	935	263	52
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	20	455	162	792	181	40
Turbidez (UNT)	152	59	29	91	20	34
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	36	72	24	112	28	39
N-Amon (mg.L <sup>-1</sup> )	36	27	12	71	13	49
Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	36	0,080	0,010	0,129	0,025	31,7
Nitrato (mg.L <sup>-1</sup> )	8	< 0,001	-	-	-	-
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	36	13	6	22	5	37

**Legenda:** N - número amostral; Méd. - valores médios, Mín - valores mínimos; Máx. - valores máximos; DVP - desvio padrão; CV - coeficiente de variação; AB - Alcalinidade a Bicarbonato; AV - Ácidos Voláteis; ST - Sólidos totais; SST - Sólidos Suspensos Totais; DQO b - Demanda Química de Oxigênio (amostras brutas); DQO f - Demanda Química de Oxigênio (amostras filtradas); DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> - Demanda Bioquímica de oxigênio (realizada com amostras brutas); NTK - Nitrogênio Total Kjeldahl; N-amon - Nitrogênio amoniacal..

As análises físico-químicas apresentadas na Tabela 17 são uma média geral dos 20 perfis de amostragem temporal realizados durante a operação do reator UAHB conforme descrito na Tabela 12. As análises foram feitas durante o período compreendido entre 21/01/2016 e 21/06/2016, totalizando 153 dias de operação do reator UAHB.

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 17, os valores de temperatura do líquido variaram de 15 °C a 22,6 °C com média de  $19,5 \pm 2,3$  °C. Um dos motivos dessa variação de 7,6 °C (entre o valor máximo e mínimo) foi a mudança de estação durante o período de operação do reator, na qual o mesmo começou a ser operado durante o verão e terminou no início do inverno.

Para Chernicharo (2007) a faixa ótima do processo de digestão anaeróbia encontra-se entre 25 °C e 35 °C e segundo Gerardi (2006) o processo começa a perder significava eficiência a partir de temperaturas inferiores a 20 °C. Mesmo as temperaturas médias durante a operação do reator tendo ficado abaixo dos 20 °C, o reator UAHB se manteve estável, não sendo prejudicado por essa temperatura.

O pH das amostras do esgoto sintético variou de 6,12 a 7,74 com média de  $6,94 \pm 0,39$ . Esse valor de pH ficou próximo ao reportado por Carvalho et al. (2008) com  $7,3 \pm 0,1$ .

O valor médio de alcalinidade a bicarbonato foi de  $54 \pm 17$  mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e de ácidos voláteis de  $90 \pm 38$  mgHAc.L<sup>-1</sup>. Desde modo foi respeitado a concentração de ácidos voláteis abaixo de 200 mgHAc.L<sup>-1</sup> durante todo o período de operação, como indicado em processos anaeróbios por Chernicharo (2007).

Comparando os valores obtidos na Tabela 17 com os valores reportados por Metcalf e Eddy (2005) na Tabela 18, foi possível caracterizar os esgotos sanitários utilizados, como forte para sólidos totais, sólidos suspensos totais, DQO (amostras brutas) e DBO<sub>5</sub><sup>20</sup>.

**Tabela 18 - Classificação típica dos esgotos sanitários.**

PARÂMETROS	ESGOTO SANITÁRIO		
	Fraco	Médio	Forte
DQO bruta (mg.L <sup>-1</sup> )	250	430	800
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	110	190	350
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	390	720	1230
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	120	210	400

**Fonte: adaptado de Metcalf e Eddy (2005).**



Ao fazer uma comparação entre as médias dos resultados obtidos do esgoto sintético com os do esgoto sanitário, nota-se que todos os parâmetros estão dentro das faixas reportadas por Sperling (2007).

## 5.2 CARACTERIZAÇÃO DO LODO DO REATOR UAHB

Na Tabela 19 são apresentadas as características físicas dos lodos da zona de leito de lodo do reator UAHB em termos de ST, STF e STV, tanto dos lodos utilizados como inóculo, quanto dos lodos retirados após o término da operação do reator no 366º dia.

**Tabela 19 - Características físicas dos lodos da zona de leito de lodo do reator UAHB.**

<b>Lodo anaeróbio inoculado antes da operação do reator</b>						
	<b>N</b>	<b>Méd</b>	<b>Mín</b>	<b>Máx</b>	<b>DVP</b>	<b>CV (%)</b>
<b>ST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		55.714	53.538	57.292	1.947	3,5
<b>STF (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	3	18.190	17.658	18.644	498	2,7
<b>STV (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		37.524	35.880	38.648	1.455	3,9
<b>Lodo anaeróbio após o término da operação do reator</b>						
	<b>N</b>	<b>Méd</b>	<b>Mín</b>	<b>Máx</b>	<b>DVP</b>	<b>CV (%)</b>
<b>ST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		73.435	71.700	75.112	1.707	2,3
<b>STF (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	3	22.051	20.224	23.868	1.822	8,3
<b>STV (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		51.383	49.638	53.268	1.819	3,5

**Legenda:** N - número amostral; Méd. - valores médios, Mín - valores mínimos; Máx. - valores máximos; DVP - desvio padrão; CV - coeficientes de variação; ST - Sólidos Totais; STF - Sólidos Totais Fixos; STV - Sólidos Totais Voláteis.

O aumento da concentração de sólidos totais no lodo após o término da operação do reator em relação ao lodo inoculado é evidenciado na Tabela 19. Para a concentração de ST, STF e STV o aumento foi de aproximadamente 33%, 22% e 37%, respectivamente.

Passig (2005) utilizando como inóculo o lodo floculento proveniente de reatores UASB da Estação de Tratamento de Esgoto Flores - Rio Claro /SP, observou

concentração de sólidos totais de  $17.800 \text{ mg.L}^{-1}$ , sendo que 62% correspondiam à fração volátil e 38% à fração fixa.

Belini (2016) na operação de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, inoculado com lodo do mesmo reator RALF da ETE da SANEPAR utilizado nesse trabalho, observou concentração de sólidos totais de aproximadamente  $89.456 \text{ mg.L}^{-1}$ , sendo  $60.137 \text{ mg.L}^{-1}$  de sólidos totais voláteis e a concentração de sólidos totais fixos de aproximadamente  $29.319 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Também foi calculado a biomassa (em gramas) presente na região do leito de lodo (Tabela 20) com base nas concentrações informadas na Tabela 19.

**Tabela 20 – Biomassa (em gramas) da zona de leito de lodo do reator UAHB.**

<b>Biomassa inoculada antes da operação do reator</b>						
	<b>N</b>	<b>Méd</b>	<b>Mín</b>	<b>Máx</b>	<b>DVP</b>	<b>CV (%)</b>
<b>ST (g)</b>		338	321	344	12	3
<b>STF (g)</b>	3	110	106	112	3	3
<b>STV (g)</b>		228	215	232	9	4
<b>Biomassa após o término da operação do reator</b>						
	<b>N</b>	<b>Méd</b>	<b>Mín</b>	<b>Máx</b>	<b>DVP</b>	<b>CV (%)</b>
<b>ST (g)</b>		449	447	449	2	1
<b>STF (g)</b>	3	145	135	150	8	5
<b>STV (g)</b>		305	296	314	9	3

**Legenda:** g – gramas; N - número amostral; Méd. - valores médios, Mín – valores mínimos; Máx. – valores máximos; DVP - desvio padrão; CV - coeficientes de variação; ST – Sólidos Totais; STF – Sólidos Totais Fixos; STV – Sólidos Totais Voláteis.

O aumento da biomassa na zona de leito de lodo após o término da operação do reator em relação biomassa inoculada antes da operação do reator é evidenciado na Tabela 20. Para a massa de ST, STF e STV o aumento foi de aproximadamente 25%, 24% e 25%, respectivamente.

Ao final da operação do reator UAHB, uma parte da amostra (original) utilizada para as análises de sólidos apresentadas anteriormente, foi utilizada para a realização de análise de microscopia eletrônica de varredura (MEV).

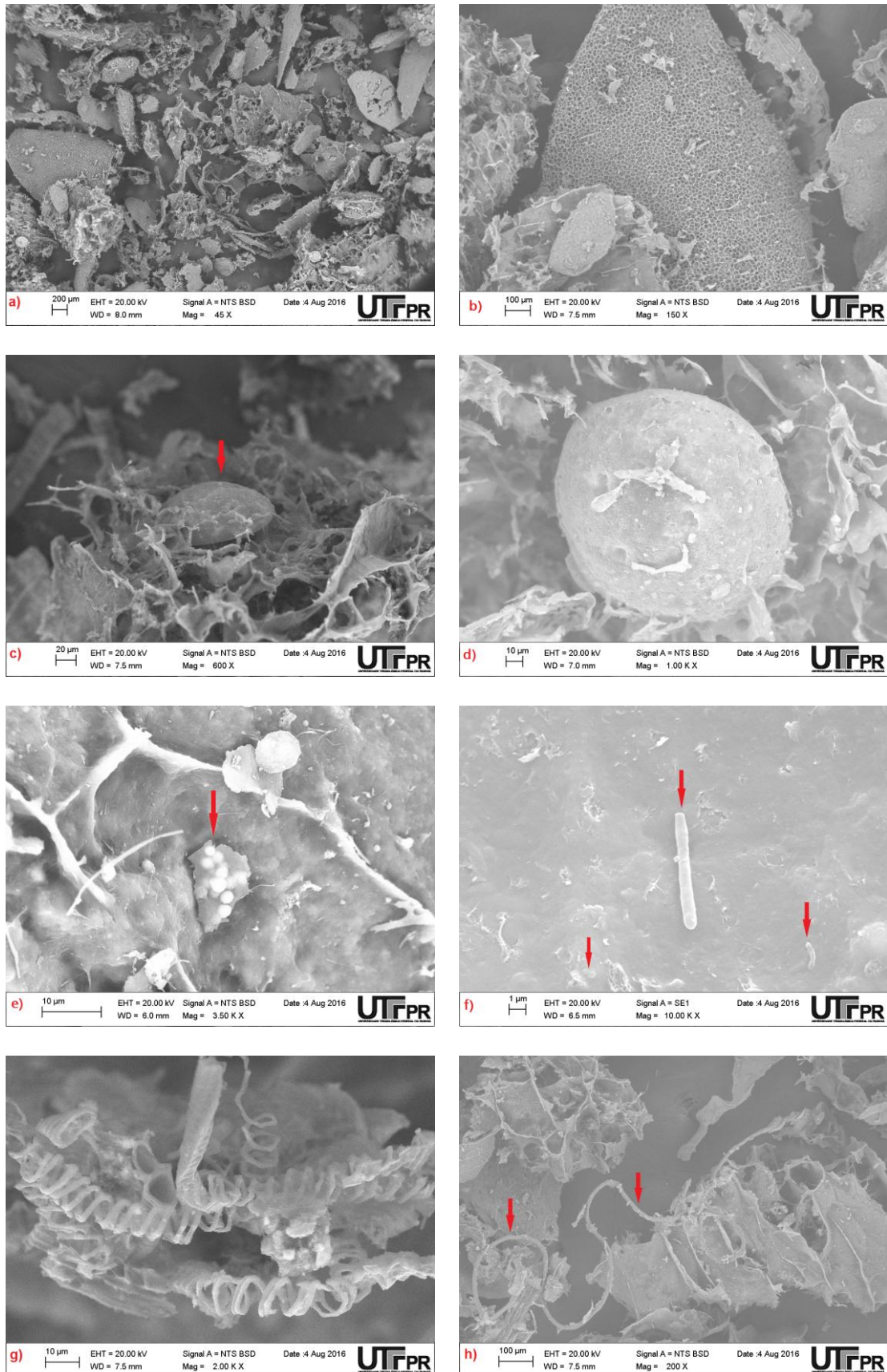
Na Figura 15a é possível ter uma visão geral da estrutura do lodo anaeróbio do interior do reator UAHB, com a presença de muito material heterogêneo. Essa heterogeneidade do material já era esperada, uma vez que se trata de lodos de esgotos

sanitários municipais. Na Figura 15b é possível observar o que provavelmente é um material cerâmico, que mesmo com o tratamento preliminar (caixa de areia) presente na ETE da SANEPAR, essas partículas conseguem atingir o fundo do reator RALF e ficarem depositadas no lodo.

Na Figura 15a não é possível observar uma boa granulação do lodo de forma geral, mas alguns poucos grânulos bacterianos possivelmente são observados na Figura 15c e Figura 15d.

As morfologias bacterianas mais presentes no lodo foram bactérias do gênero cocos e estafilococos na Figura 15e e bacilos na Figura 15f. Baettker (2015) na operação de filtros anaeróbios, inoculados com lodo do mesmo reator RALF da ETE da SANEPAR utilizado nesse trabalho, também observou predominância dessas morfologias no interior do seu reator após o final da operação do mesmo.

Outros organismos microbiológicos também possivelmente estão presentes, como o que provavelmente são hifas vegetativas de fungos na Figura 15g e vermes nematoides na Figura 15h.



**Figura 15 – Imagens do lodo anaeróbio do interior do reator UAHB. a) visão geral da composição estrutural do lodo anaeróbio; b) provável estrutura cerâmica; c) provável grânulos bacterianos formados; d) provável grânulos bacterianos formados; e) estafilococos e cocos; f) bacilos e cocos; g) prováveis hifas vegetativas de fungos; h) provável verme parasita.**

### 5.3 CARACTERIZAÇÃO DO BIOFILME DO MEIO SUPORTE DO REATOR UAHB

Na Tabela 21 é apresentada a concentração de sólidos totais do meio suporte da zona de leito fixo do reator UAHB em termos de ST, STF e STV após o término da operação do reator no 366º dia.

**Tabela 21 – Concentração de sólidos totais da zona de leito fixo do reator UAHB.**

	N	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)
ST (mg.L <sup>-1</sup> )		953	934	974	20	2,1
STF (mg.L <sup>-1</sup> )	3	497	390	590	101	20,3
STV (mg.L <sup>-1</sup> )		455	360	544	92	20,2

**Legenda:** N - número amostral; Méd. - valores médios, Mín – valores mínimos; Máx. – valores máximos; DVP - desvio padrão; CV - coeficientes de variação.

Como é possível observar os sólidos totais do biofilme são compostos em sua maioria de sólidos totais fixos com aproximadamente 52%.

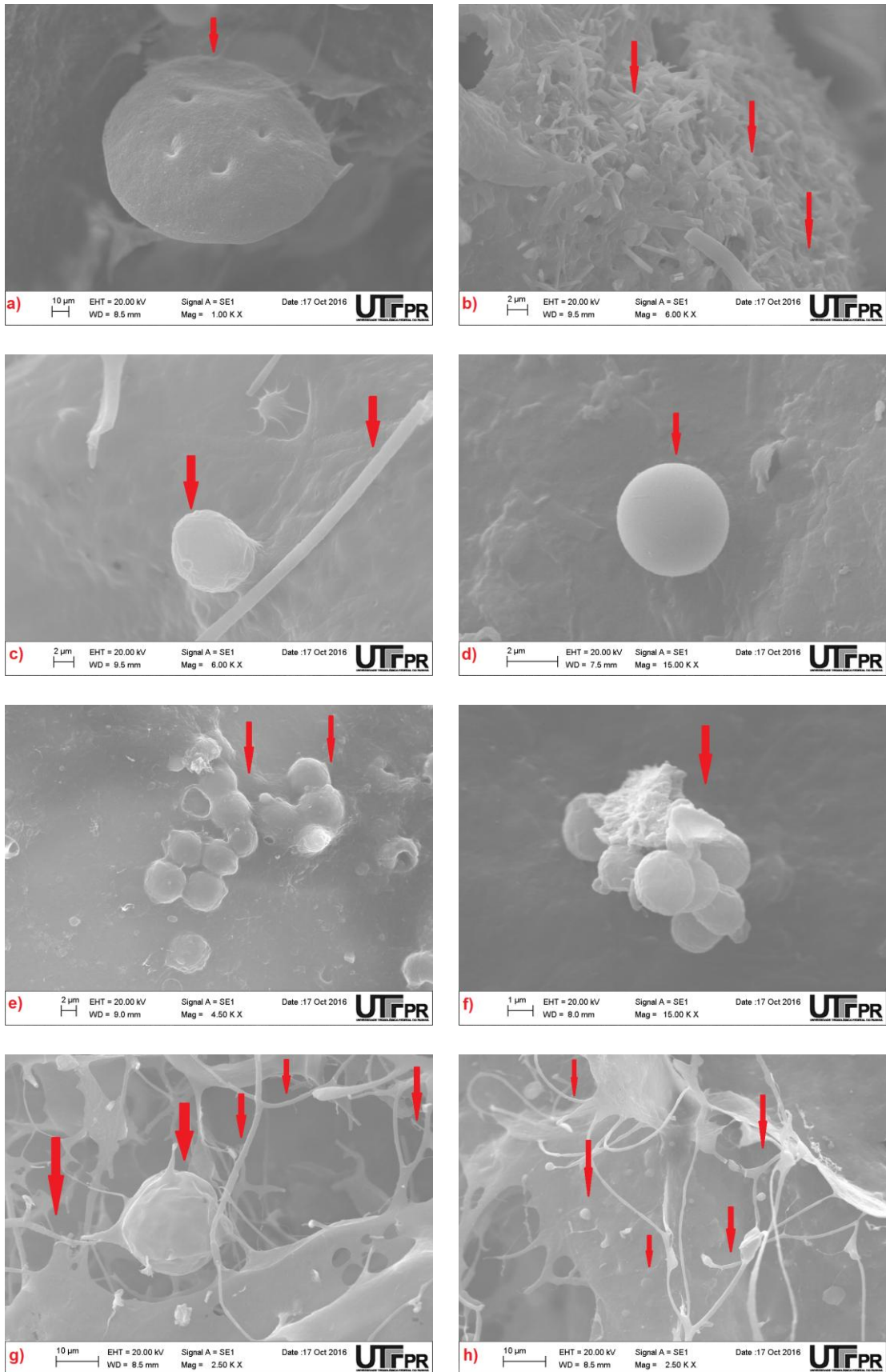
Na Tabela 22 é apresentada a biomassa (em gramas) produzida na zona de leito fixo do reator UAHB em termos de ST, STF e STV.

**Tabela 22 – Biomassa produzida na zona de leito fixo do reator UAHB.**

	N	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)
ST (g)		357	350	365	8	2,1
STF (g)	3	186	146	221	38	20,3
STV (g)		171	135	204	35	20,2

A produção de biomassa no meio suporte da zona de leito fixo ao longo dos 366 dias de operação foi de 357 g com uma produção mensal de aproximadamente 30 g. Desta forma pode-se dizer que essa produção de biomassa contribui positivamente para a melhoria e aumento da eficiência de remoção de matéria orgânica do reator UAHB, pois essa região do leito fixo do reator UASB funciona com uma zona de “polimento”, de degradação da matéria orgânica remanescente.

Na Figura 16 é apresentada as imagens do biofilme anaeróbico do reator UAHB.



**Figura 16 – Imagens do biofilme anaeróbico do interior do reator UAHB. a) provável grânulo bacteriano formado; b) colônia de bacilos; c) coco e bacilo; d) coco; e) estafilococos; f) estafilococos; g) grânulo bacteriano e prováveis hifas vegetativas de fungos; h) cocos e prováveis hifas vegetativas de fungos.**

Do mesmo modo como realizado na caracterização do lodo da zona inferior do reator UAHB, uma parte da amostra (original) utilizada para as análises de sólidos totais e da biomassa aderida apresentada anteriormente da região superior do leito fixo, foi utilizada para a realização da análise de microscopia eletrônica de varredura (MEV).

Assim como observado no lodo da região inferior do reator UAHB, as morfologias bacterianas mais presentes foram bactérias do gênero cocos (Figura 16a, c e d), do gênero bacilo (Figura 16b) e estafilococos (Figura 16e e f). Também é possível observar o que provavelmente são hifas vegetativas de fungos (Figura 16g e h).

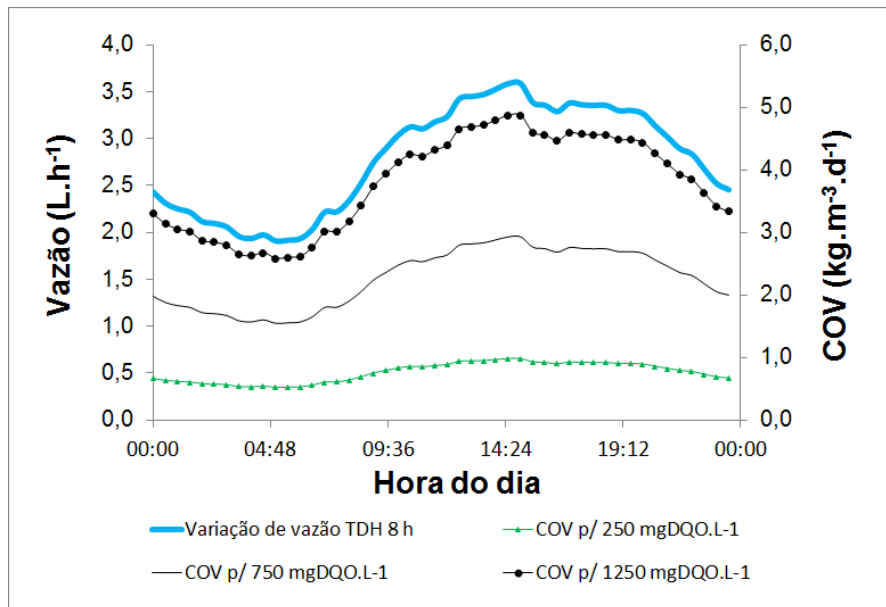
Na Figura 17 é possível ser observada a formação do biofilme nos anéis de conduítes corrugados que formavam o meio suporte do reator UAHB onde foi retirada amostras para o MEV.



**Figura 17 - Formação do biofilme nos anéis de conduítes corrugados que formavam o meio suporte do reator UAHB após um ano de operação.**

#### 5.4 INFLUÊNCIA DA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA NO DESEMPENHO DO REATOR

Para se avaliar a influência da carga orgânica volumétrica no desempenho do reator UAHB foram comparadas três etapas distintas de operação (etapa IV, etapa V e etapa VI), conforme descritas na Tabela 12, com vazão afluyente média de  $2,76 \text{ L.h}^{-1}$ , TDH médio de 8 h e velocidade ascensional média de  $0,13 \text{ m.h}^{-1}$  de acordo com a variação de vazão afluyente apresentada na Figura 18. Na etapa IV o reator foi alimentado com  $1250 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ , na etapa V com  $750 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$  e na etapa VI com  $250 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ .

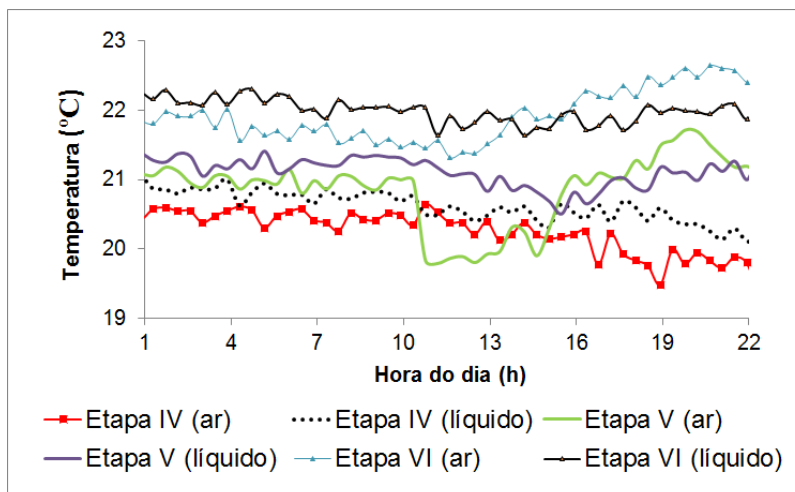


**Figura 18 - Variação de vazão e variação de carga orgânica volumétrica afluyente do reator UAHB operado com TDH médio de 8 h nas três etapas: Etapa IV ( $1250 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ); Etapa V ( $750 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ); Etapa VI ( $250 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ).**

Como é possível observar na Figura 18, a variação de vazão e de carga orgânica volumétrica (máxima e mínima) nas três etapas de operação foi de  $\pm 30\%$  em relação à vazão média para as três etapas de operação.

Na Figura 19 é possível observar a variação média de temperatura do ar e do líquido do reator UAHB ao longo do dia das três etapas distintas.





**Figura 19 - Perfil temporal médio de 24 h para a temperatura do ar e líquido do reator UAHB operado com TDH médio de 8 h nas três etapas: Etapa IV ( $1250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ); Etapa V ( $750 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ); Etapa VI ( $250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ).**

A variação de temperatura (tanto para o ar, quanto para o líquido) ao longo do dia, para as três etapas de operação mostradas na figura acima, ficaram próximas umas das outras, com uma amplitude térmica menor que  $3 \text{ }^\circ\text{C}$ . Essa proximidade nos valores ocorreu pois essas etapas de operação foram operadas em sequência, começando no dia 21/03/2016 e se estendendo até o dia 20/04/2016 (período de outono no Brasil).

Na etapa IV de operação do reator a média de temperatura do ar foi de  $20,2 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$  e para o líquido  $20,6 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ . Na etapa V a média de temperatura do ar e do líquido foi de  $20,9 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$  e  $21,2 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ , respectivamente. Na etapa VI a média de temperatura do ar foi de  $22,0 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$  e para o líquido  $22,0 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ . Como foi possível evidenciar pelas médias dos valores de temperatura das três etapas de operação e também pelo perfil ao longo do dia, essa variação térmica foi baixa e pode ter contribuído positivamente para manter o sistema no estado de equilíbrio dinâmico aparente (EEDA).

As médias de temperatura para as três etapas ficaram abaixo dos  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ , como indica Speece (1996) como o início da faixa ótima para a digestão anaeróbia, mas de acordo com Gerardi (2006) mesmo o processo de digestão anaeróbia ocorrendo em temperaturas abaixo da região mesofílica ( $20 \text{ a } 50 \text{ }^\circ\text{C}$ ), ele pode se manter estável e apresentar boas eficiências de remoção de matéria orgânica, desde que não ocorram bruscas variações de temperatura ao longo do processo e se controle também outros parâmetros importantes como o pH, a alcalinidade do meio e outros. Como já citado anteriormente, Elmitwalli et al. (2002b) na operação de um reator anaeróbio híbrido em temperaturas abaixo dos  $13 \text{ }^\circ\text{C}$ , alcançaram

eficiências médias de remoção de DQO bruta e filtrada, respectivamente de 34% e de 53% no reator.

Na Figura 20 é possível observar a variação média do pH e da alcalinidade à bicarbonato, tanto no afluente, como efluente do reator UAHB ao longo do dia nas três etapas distintas.

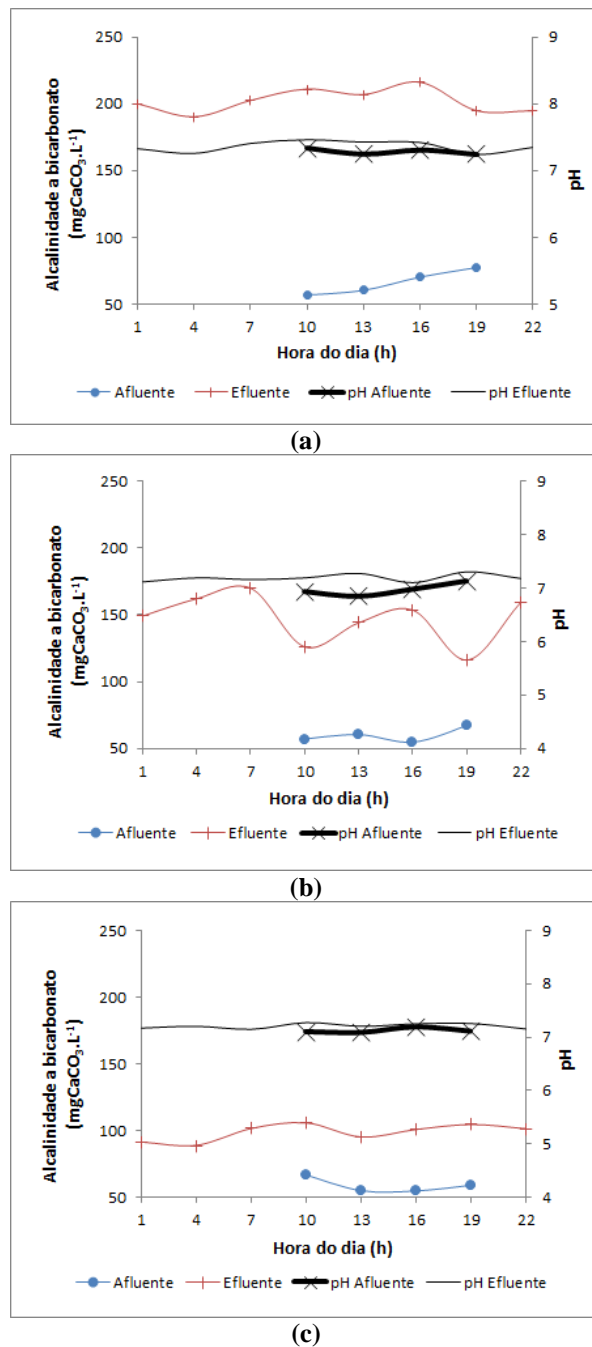


Figura 20 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente da alcalinidade a bicarbonato do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com  $1250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ; b) Afluente com  $750 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ; c) Afluente com  $250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ .

O pH na etapa IV para o afluente foi de  $7,3 \pm 0,1$  e para o efluente  $7,4 \pm 0,1$ . Na etapa V o pH foi de  $6,9 \pm 2$  e de  $7,2 \pm 0,1$ , para o afluente e efluente, respectivamente. Na etapa VI o pH para o afluente foi de  $7,1 \pm 0,1$  e para o efluente foi de  $7,2 \pm 0,1$ . De acordo com LETTINGA (1996) o pH ótimo para o crescimento de bactérias metanogênicas situa-se na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, e para as bactérias acetogênicas a faixa de pH situa-se entre 5,0 e 6,0.

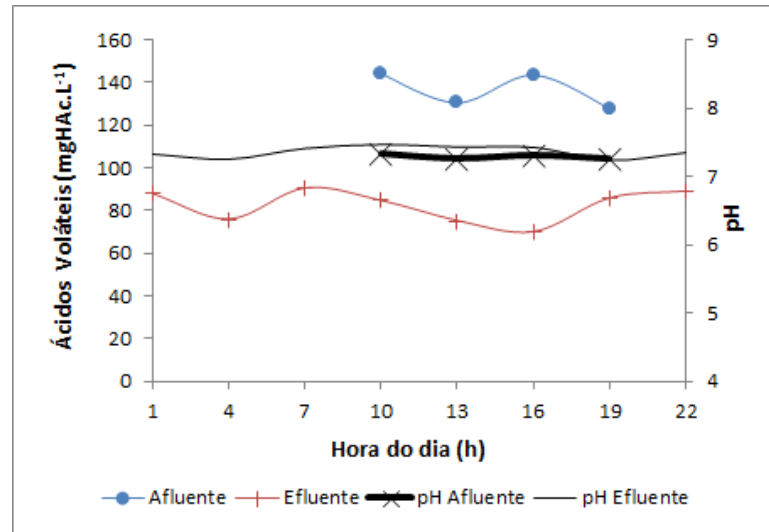
Na etapa IV a alcalinidade a bicarbonato para o afluente foi de  $66 \pm 20 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $202 \pm 26 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ . Na etapa V a alcalinidade a foi de  $60 \pm 8 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e de  $148 \pm 20 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ , para o afluente e efluente, respectivamente. Na etapa VI a alcalinidade a bicarbonato para o afluente foi de  $59 \pm 7 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $99 \pm 9 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ .

É possível observar um aumento da alcalinidade no efluente do reator nas três etapas, quando comparado ao afluente, sendo este um indicativo de equilíbrio bioquímico entre as arqueias metanogênicas e as bactérias acidogênicas/acetogênicas do processo anaeróbio.

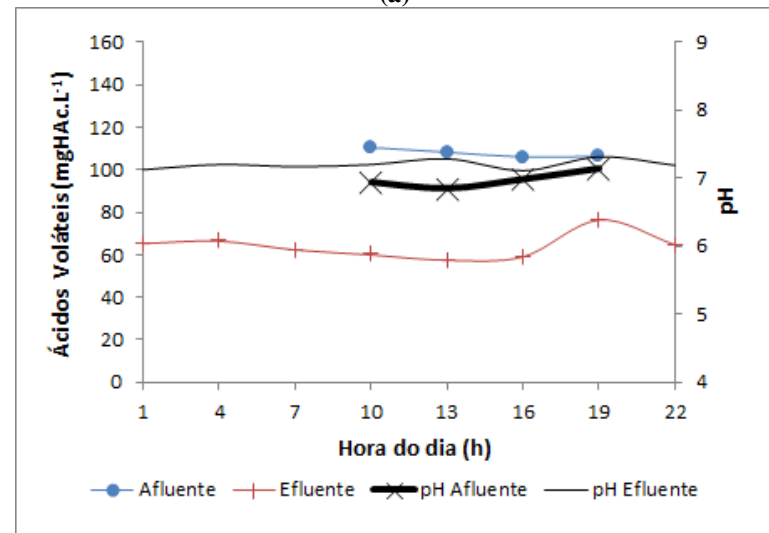
Lima (2013) operou dois reatores em fibra de vidro, ambos com  $4,9 \text{ m}^3$  de volume útil, o reator R1 (UASB) e o R2 (um reator anaeróbio híbrido preenchido com conduíte cortados na parte superior). Os reatores foram alimentados com o esgoto da ETE Mangueira, da cidade de Recife/PE. Na condição operacional com TDH de 8 h, a alcalinidade média afluente foi de  $200 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ , no efluente do reator R1 foi  $244,6 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e no efluente reator R2 foi de  $238,2 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ .

Cavalcanti (2005) na operação de um reator anaeróbio híbrido (UAHB) operado no TDH de 8 h observou valores de  $407 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  para o afluente e de  $416 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  para o efluente.

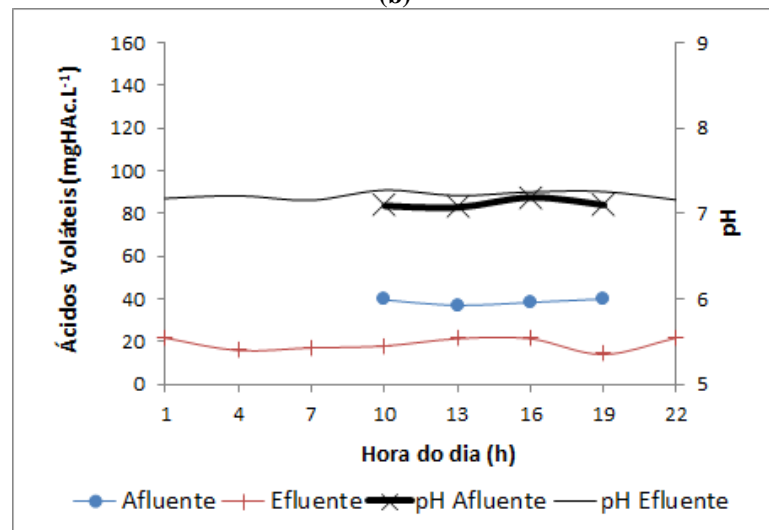
Na é possível observar a variação média em ácidos voláteis, tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 21 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de ácidos voláteis do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>; b) Afluente com 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>; c) Afluente com 250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

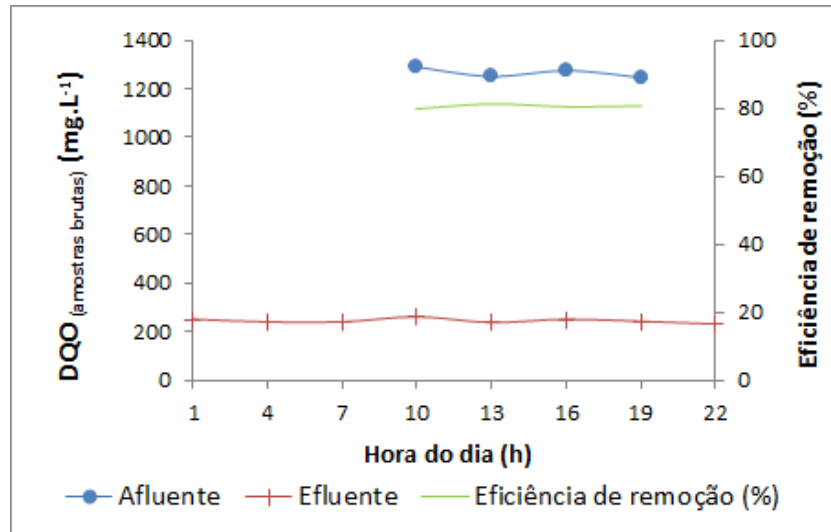
Na etapa IV as concentrações médias de ácidos voláteis para o afluente e efluente foram de  $137 \pm 15$  mgHAc.L<sup>-1</sup> e  $82 \pm 9$  mgHAc.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Na etapa V a concentração média de ácidos voláteis para o afluente foi de  $108 \pm 9$  mgHAc.L<sup>-1</sup> e para o efluente de  $64 \pm 9$  mgHAc.L<sup>-1</sup>. Na etapa VI as concentrações médias de ácidos voláteis para o afluente e efluente foram de  $39 \pm 2$  mgHAc.L<sup>-1</sup> e  $19 \pm 4$  mgHAc.L<sup>-1</sup>, respectivamente.

Como ocorreu uma diminuição dos ácidos voláteis, acompanhado por aumento da alcalinidade a bicarbonato no efluente do reator, se comparado ao afluente, isso indica que o reator foi capaz de tamponar o meio e entrar em equilíbrio dinâmico aparente nas três etapas de operação. Essa diminuição dos ácidos voláteis contribui positivamente para o desempenho do reator, pois segundo Acharya, Kundu, Sreekrishnan (2015) o acúmulo desses ácidos é um problema muito comum em reatores anaeróbios.

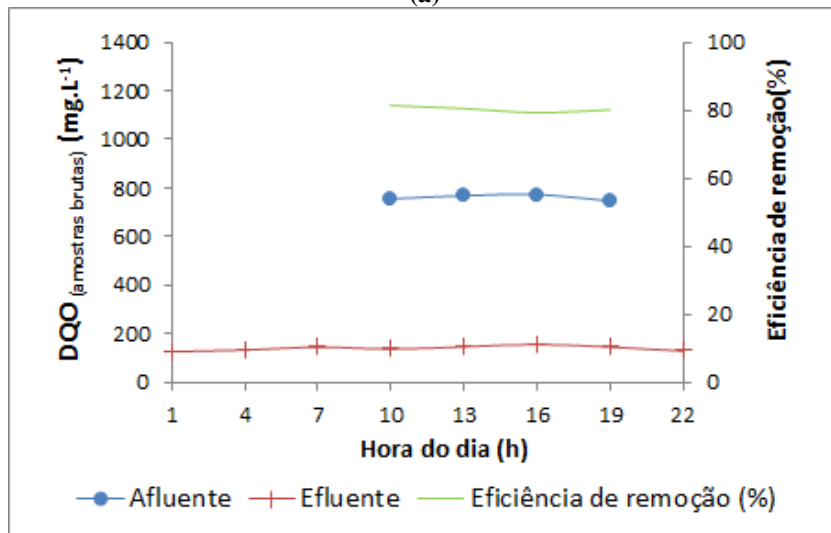
Outro indicativo da capacidade de tamponamento do reator foi a relação AV/AT (ácidos voláteis/alcalinidade total) média para o efluente do reator, que se manteve menor que 0,3 nas três etapas. Ripley et al. (1986) recomenda uma relação AV/AT menor que 0,3 para que processo de digestão anaeróbia tenha tamponamento e como consequência melhor eficiência na degradação da matéria orgânica. Deste modo a relação se manteve dentro da faixa indicada pelo autor.

Lima (2015) observou valores de  $72 \pm 35$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para o afluente e de  $21 \pm 17$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para o efluente. Passig e Campos (2005) observaram valores de  $33 \pm 13$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para o afluente e de  $35 \pm 14$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para o efluente. Cavalcanti (2005) observou valores de  $104$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para o afluente e de  $42$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para o efluente.

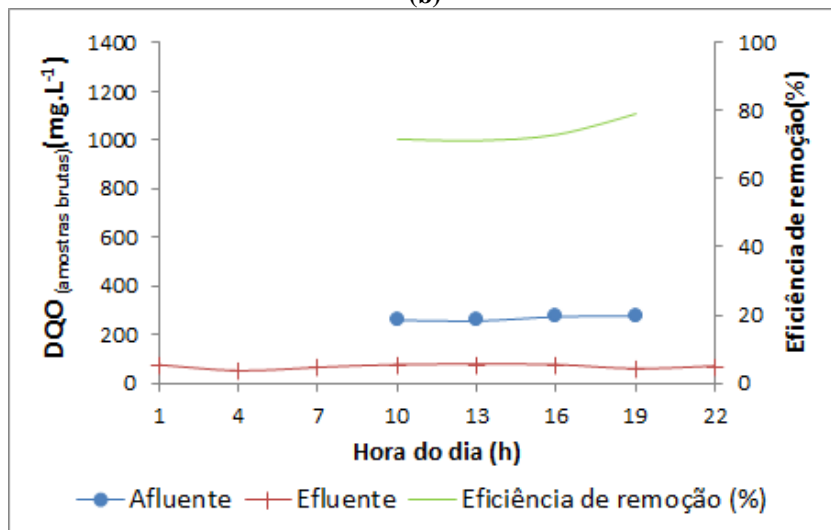
Na Figura 22 é possível observar a variação da DQO (amostras brutas), tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 22 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras brutas) do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com  $1250 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ ; b) Afluente com  $750 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ ; c) Afluente com  $250 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ .

Na Figura 22 nota-se que a variação de vazão e conseqüentemente a variação de carga orgânica volumétrica afluente ao reator UAHB, não interferiram de forma significativa na eficiência do reator em termos de DQO (amostras brutas).

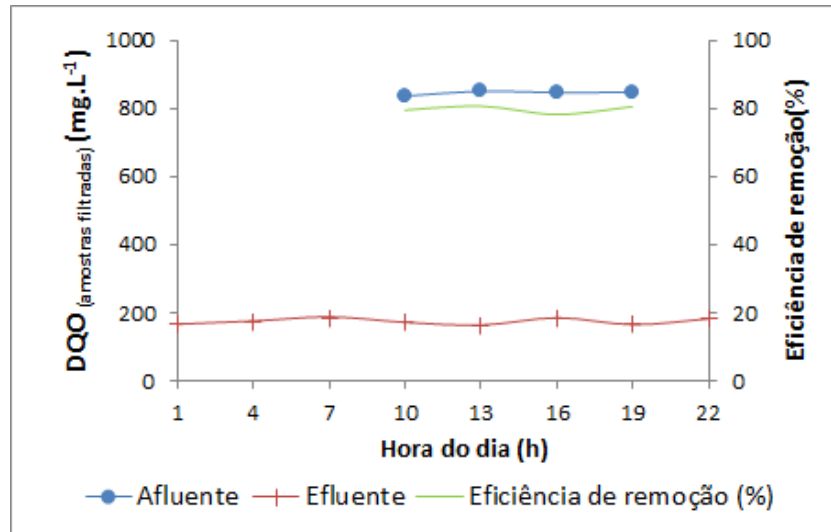
Desta forma é possível afirmar que o reator UAHB é capaz de suportar sobrecargas hidráulicas e orgânicas horárias (de até  $\pm 30\%$ ) de forma satisfatória. Essa característica positiva do reator UAHB é uma das premissas para implantação do mesmo em uma escala maior (piloto ou até mesmo municipal), pois como já citado anteriormente, as ETE municipais em sua maioria também são operadas com variações de vazão de  $\pm 30\%$  devido à variação de consumo de água durante o dia e conseqüentemente geração de esgoto pela população.

As eficiências de remoção em DQO (amostras brutas), mostrada na Figura 22 foram em média de  $80 \pm 1\%$  para a etapa IV,  $81 \pm 1\%$  para a etapa V e  $74 \pm 4\%$  para a etapa VI.

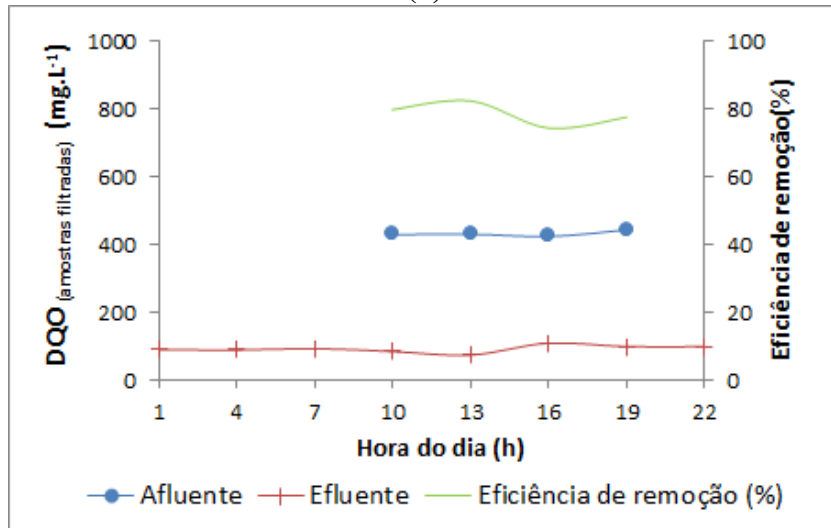
É possível afirmar que a diminuição de 66% da concentração de matéria orgânica (da etapa IV para a etapa V) não teve influência significativa no desempenho do reator e mesmo quando operado com  $250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa VI) a redução da eficiência foi de somente 6%.

Lima (2013) na operação de um reator anaeróbio híbrido com TDH de 8 h, observou valores de DQO (amostras brutas) de  $386 \pm 94 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  para o afluente e  $125 \pm 27 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  para o efluente com eficiência global de 68%.

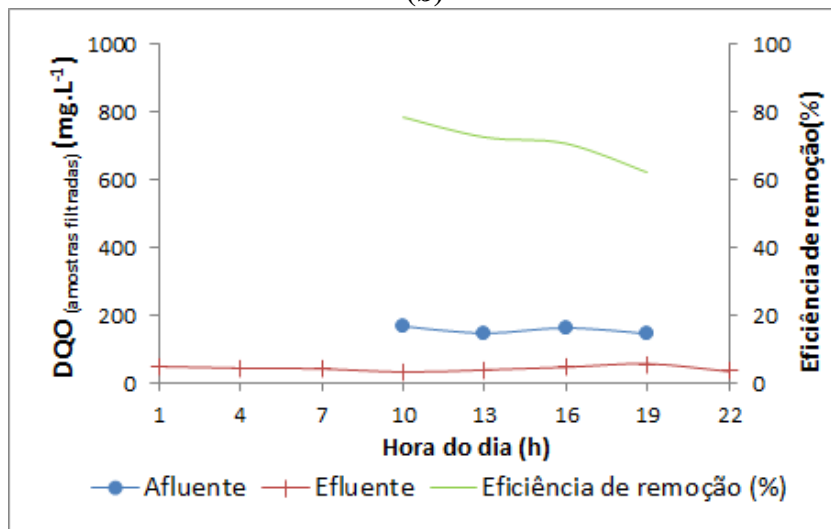
Na Figura 23 é possível observar a variação média em DQO (amostras filtradas), tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 23 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras filtradas) do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>; b) Afluente com 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>; c) Afluente com 250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.



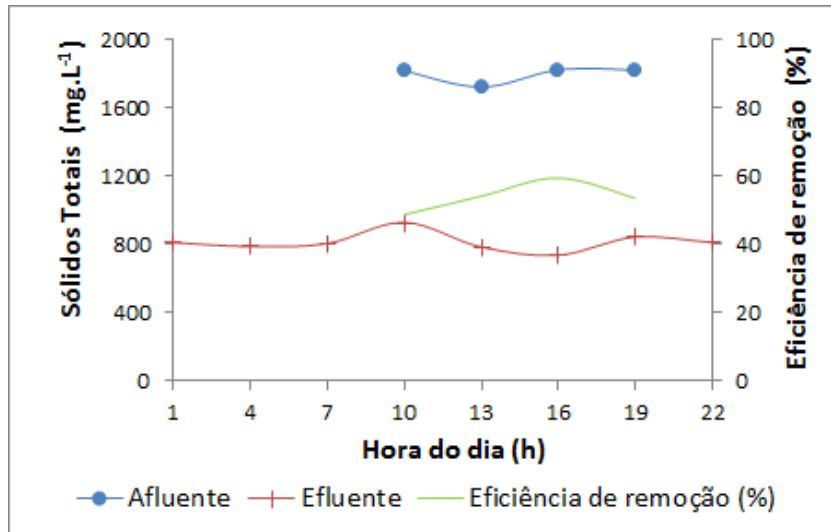
As eficiências de remoção em DQO (amostras filtradas), mostrado na Figura 23 foi em média de  $80 \pm 2\%$  para a etapa IV,  $79 \pm 4\%$  para a etapa V e  $71 \pm 6\%$  para a etapa VI. Novamente foi evidenciado que a diminuição da concentração de matéria orgânica no afluente ocasiona na redução da eficiência do reator também para o parâmetro DQO (amostras filtradas). Essa redução somente foi significativa se comparado a etapa IV em relação à etapa VI, na qual é possível observar uma redução de 9% na eficiência de remoção da matéria orgânica em termos de DQO (amostras filtradas).

Em relação à demanda bioquímica de oxigênio ( $\text{DBO}_5^{20}$ ), na etapa IV para o afluente foi de  $774 \pm 4 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $102 \pm 13 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , com eficiência de remoção média de  $87 \pm 1\%$ . Na etapa V foi de  $509 \pm 19 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e de  $59 \pm 3 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , para o afluente e efluente, respectivamente, com eficiência de remoção média de  $89 \pm 1\%$ . Na etapa VI para o afluente foi de  $168 \pm 5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $29 \pm 3 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , com eficiência de remoção média de  $83 \pm 1\%$ .

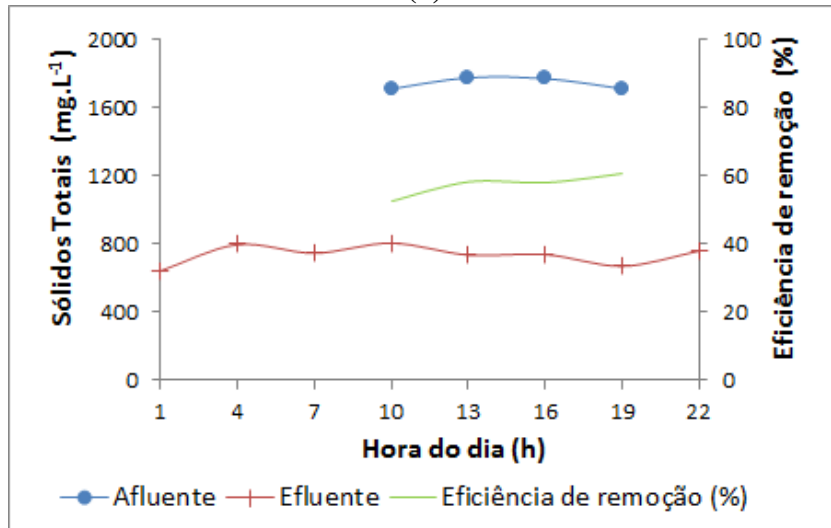
Em relação à demanda bioquímica de oxigênio, Lima (2013) na operação com TDH de 8 h observou valores de  $265 \pm 71 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  para o afluente e de  $88 \pm 41 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  para o efluente do reator anaeróbio híbrido, com eficiência global de 68%.

As eficiências de remoção em ST, mostrado na Figura 24 foi em média de  $54 \pm 5\%$  para a etapa IV,  $58 \pm 5\%$  para a etapa V e  $75 \pm 7\%$  para a etapa VI. Diferente do que aconteceu na remoção em DQO (amostras brutas e filtradas), ocorreu um aumento da eficiência de remoção de ST com a diminuição da matéria orgânica afluente ao reator UAHB. Esse aumento da remoção foi de 21% quando se comparado a etapa IV com a etapa VI.

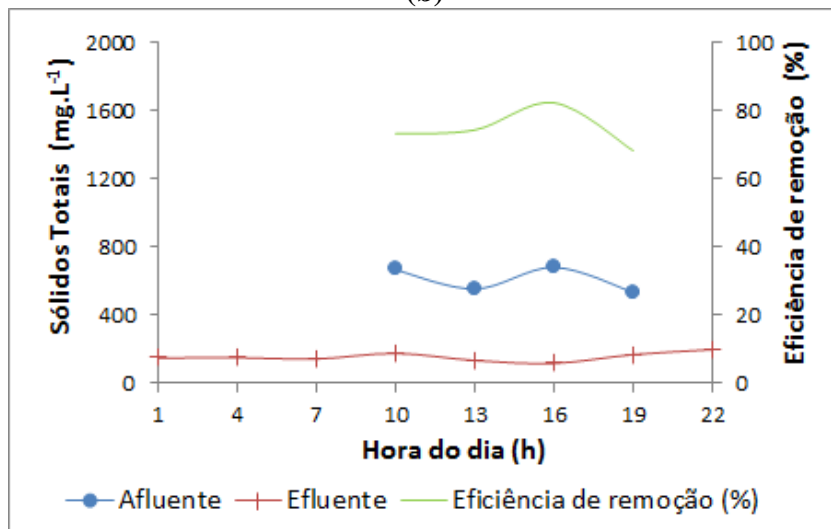
As eficiências de remoção em sólidos suspensos totais, mostrado na Figura 25 foi em média de  $65 \pm 9\%$  para a etapa IV,  $65 \pm 7\%$  para a etapa V e  $58 \pm 7\%$  para a etapa VI. É possível observar uma redução de 7% se comparado a etapa IV e etapa V com a etapa VI.



(a)

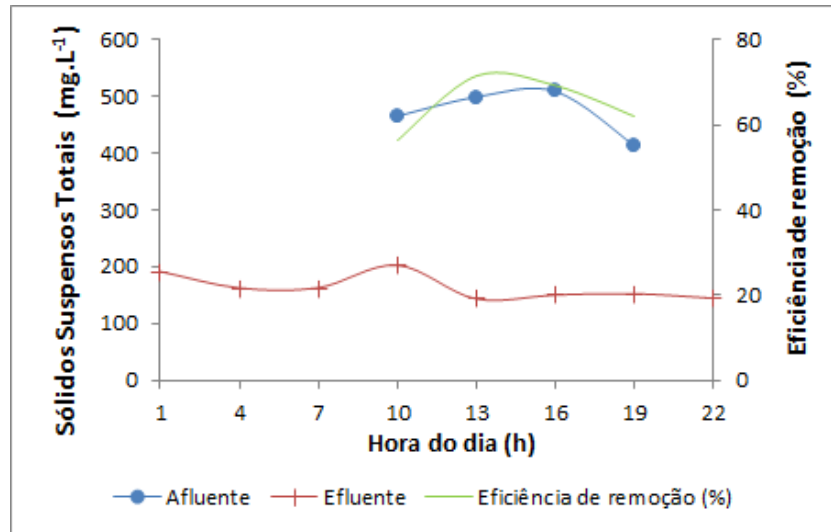


(b)

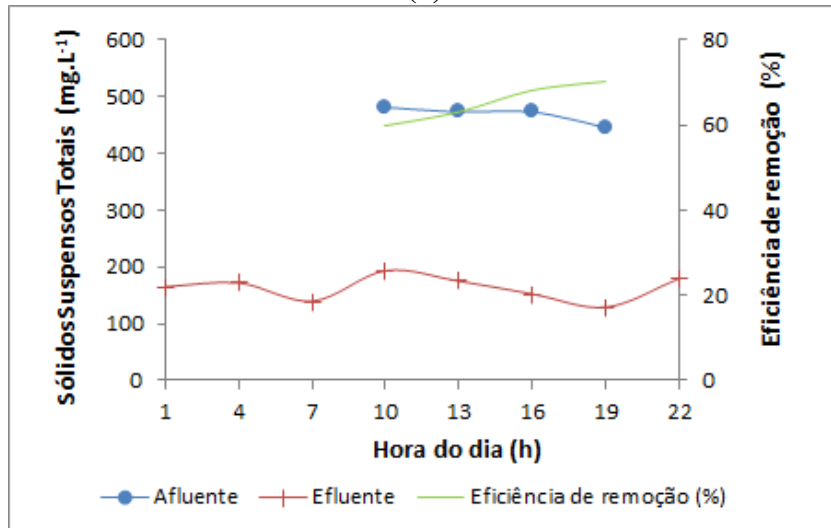


(c)

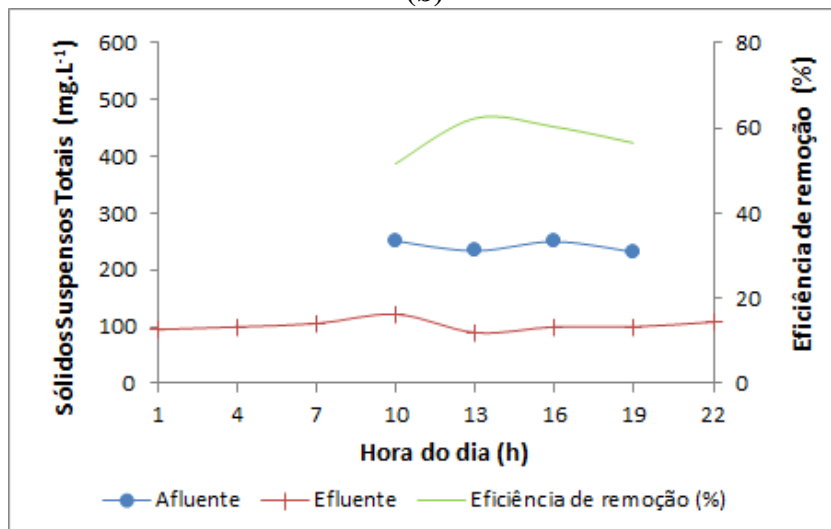
Figura 24- Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Sólidos Totais do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com 1250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>; b) Afluente com 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>; c) Afluente com 250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.



(a)



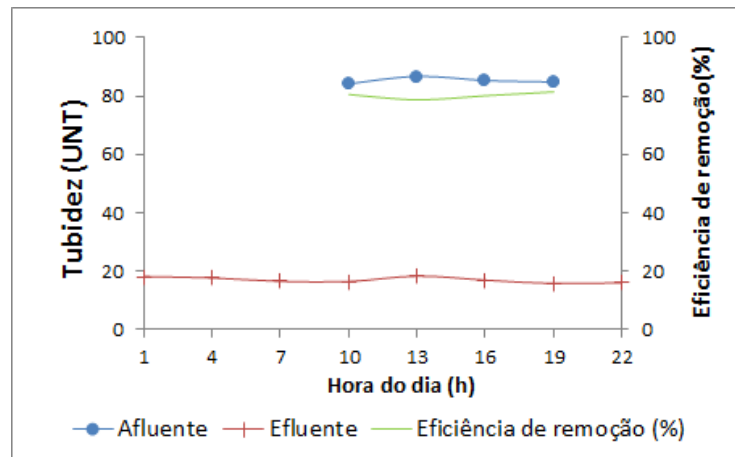
(b)



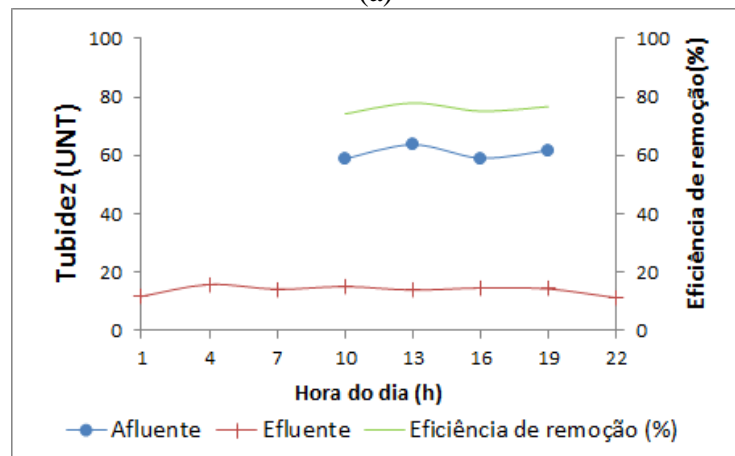
(c)

Figura 25- Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Sólidos Suspensos Totais do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com  $1250 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ ; b) Afluente com  $750 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ ; c) Afluente com  $250 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ .

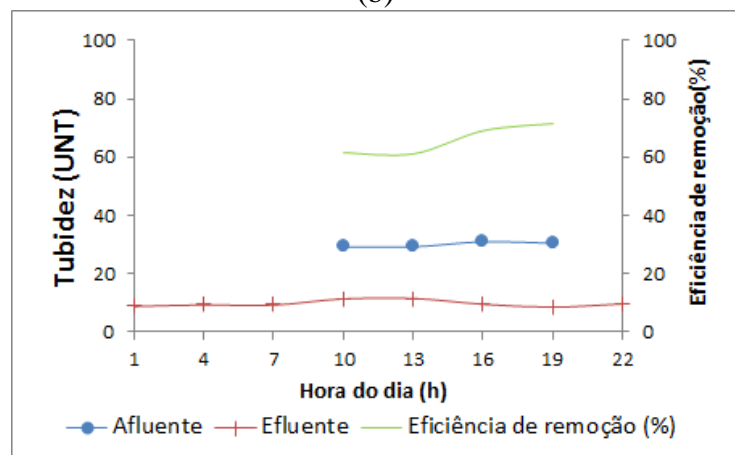
Na Figura 26 é possível observar a variação média em turbidez, tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 26- Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Turbidez do reator UAHB operado com TDH de 8 h a) Afluente com  $1250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ; b) Afluente com  $750 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ; c) Afluente com  $250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ .

As eficiências de remoção de turbidez para a etapa IV foram de  $80 \pm 2\%$ , para a etapa V de  $76 \pm 3\%$  e para a etapa VI de  $66 \pm 5\%$ . A diminuição de matéria orgânica afluenta ao reator ocasionou na redução da eficiência na remoção de turbidez, sendo que é possível observar uma redução de 14%, quando comparada à etapa IV com a etapa VI.

Na etapa IV as concentrações médias de NTK para o afluenta e efluente foram de  $103 \pm 10 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $99 \pm 7 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Na etapa V a concentração média de NTK para o afluenta foi de  $84 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente de  $81 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$ . Na etapa VI as concentrações médias NTK para o afluenta e efluente foram de  $36 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $33 \pm 3 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente.

Não foi possível perceber remoções significativas de NTK, uma vez que os micro-organismos responsáveis por essa remoção são aeróbios e as etapas desse processo consistem em: nitrificação, que é a oxidação do nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ) a nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ), via nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ), onde o oxigênio molecular ( $\text{O}_2$ ) é o aceptor final de elétrons (METCALF e EDDY, 2005).

Lima (2013) reportou valores de NTK para o afluenta que variaram de  $38 \pm 6 \text{ mg.L}^{-1}$  a  $59 \pm 17 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente foi em média  $42 \pm 7 \text{ mg.L}^{-1}$ . Passig e Campos (2005) reportaram  $59 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluenta e  $44 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente. Cavalcanti (2005) reportou concentração média de  $74 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluenta e de  $54 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente.

Na etapa IV as concentrações médias de N-amoniacal para o afluenta e efluente foram de  $45 \pm 3 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $60 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Na etapa V a concentração média de N-amoniacal para o afluenta foi de  $28 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente de  $39 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$ . Na etapa VI as concentrações médias N-amoniacal para o afluenta e efluente foram de  $13 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $18 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. As concentrações de Nitrito ficaram abaixo de  $0,01 \text{ mg.L}^{-1}$  tanto para o afluenta, quanto para o efluente.

É possível perceber que ocorreu a produção de N-amoniacal nas três etapas de operação e esse processo já era esperado, pois em reatores biológicos anaeróbios ocorre a conversão biológica do nitrogênio orgânico (amonificação), presente na matéria orgânica do esgoto, como proteínas, aminoácidos e ureia em nitrogênio amoniacal (METCALF e EDDY, 2005).

Outros autores também observaram essa produção como Lima (2013) que reportou valores de N-amoniacal para o afluenta que variaram de  $37 \pm 13 \text{ mg.L}^{-1}$  a  $40 \pm 15 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente foi em média  $34 \pm 9 \text{ mg.L}^{-1}$ . Passig e Campos (2005) reportaram  $32 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluenta e  $43 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente. Cavalcanti (2005) reportou concentração média de  $58 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluenta e de  $42 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente.

Na etapa IV as concentrações médias de fósforo para o afluente e efluente foram de  $21,0 \pm 1,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $20,0 \pm 2,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, com eficiência média de 5%. Na etapa V a concentração média de fósforo para o afluente foi de  $15,0 \pm 0,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente de  $14,0 \pm 0,6 \text{ mg.L}^{-1}$ , com eficiência média de 8%. Na etapa VI as concentrações médias de fósforo para o afluente e efluente foram de  $6,0 \pm 0,2 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $5,0 \pm 0,1 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, com eficiência média de 15%. A eficiência em remoção de fósforo foi relativamente baixa, o que já era esperado por ser o processo somente anaeróbio.

Lima (2013) que reportou valores de concentração de fósforo para o afluente que variaram de  $4 \pm 0,6 \text{ mg.L}^{-1}$  a  $6,0 \pm 1,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente foi em média  $4 \pm 0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ . Passig e Campos (2005) reportaram  $22 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluente e  $18 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente. Cavalcanti (2005) reportou concentração média de  $10 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluente e de  $6 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente.

Na Tabela 23 é possível observar a produção média de biogás (durante cada perfil de 24 h) para as três etapas de operações, bem como as concentrações dos principais gases presentes nas amostras coletadas.

**Tabela 23 – Produção de biogás para as três etapas de operação do reator UAHB com TDH de 8 h.**

Etapas	Média do volume (mL) coletado ao longo de um dia			Média da concentração dos gases nas amostras (%)			
	Coletor Inferior	Coletor Superior	Total	H <sub>2</sub> O+O <sub>2</sub> +N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S
1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> DQO (amostras brutas)	5.446	1.462	6.908	32	63	4	0,001
(%)	79%	21%	100%				
750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> DQO (amostras brutas)	4.617	1.285	5.902	31	65	3	0,001
(%)	78%	22%	100%				
250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> DQO (amostras brutas)	1.765	396	2.161	43	54	2	0,001
(%)	82%	28%	100%				

A produção de biogás foi proporcional à quantidade de matéria orgânica que foi degradada no interior do reator UAHB, e deste modo a maior produção de biogás ( $6.908 \text{ mL.dia}^{-1}$ ) ocorreu na condição com maior concentração de matéria orgânica afluente

(1250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>) ao reator e também com as maiores eficiências de remoção em DQO (amostras brutas e filtradas).

Em termos de percentagem a produção de biogás somente pela região do leito de lodo disperso foi de aproximadamente 79%, 78%, 82% para as etapas IV, V e VI, respectivamente. Mas pode-se perceber que ocorreu significativa degradação da matéria orgânica na região de leito fixo (em torno de 20% de produção de biogás), corroborando assim o que outros autores já citaram e o que já foi discutido anteriormente ao longo desse trabalho, na qual essa região funciona como uma zona de “polimento” para degradação da matéria orgânica remanescente que não pode ser digerida na região inferior do reator (leito de lodo disperso).

As concentrações dos principais gases que compõem o biogás gerado no processo ficaram próximas ao reportado por Azevedo Netto (1961), pois de acordo com o autor a concentração de metano varia em média de 54 a 77%, dióxido de carbono de 14 a 34%, sulfeto de hidrogênio de 0,004 a 0,9% e (H<sub>2</sub> + O<sub>2</sub> + N<sub>2</sub>) de 0 a 22%.

A taxa de produção de biogás para a etapa IV foi de 0,3L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, ou seja, cada litro do reator era capaz de produzir 0,3 litros de biogás. Essa taxa de produção foi maior que a encontrada por Passig e Campos (2005) com 0,2 L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, no tratamento de esgotos sanitários, mas menor que a encontrada por Lo, Liao e Gao (1994) com 0,67 L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, no tratamento de águas residuárias de suinocultura e também menor que Waewsak, Nopharatana, Chaiprasert (2010) com 1,77 L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, no tratamento de água residuária sintética contendo glicose como fonte básica de carbono, na qual a concentração foi mantida na faixa de 3-12 g.L<sup>-1</sup>.

Ainda segundo Waewsak, Nopharatana, Chaiprasert (2010) os rendimentos de metano alcançados no seu experimento foram na faixa de 0,45 - 0,30 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO<sub>(removida)</sub>. Esse alto rendimento do autor é explicado pela alimentação com glicose na faixa de 3.000 a 12.000 mg.L<sup>-1</sup> e manutenção da temperatura entre 30 à 35 °C.

Para o presente trabalho o rendimento de metano para a etapa IV foi de 0,057 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO<sub>(removida)</sub>, para a etapa V foi 0,094 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO<sub>(removida)</sub> e para a etapa VI foi 0,087 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO<sub>(removida)</sub>.

Na Tabela 24 é apresentado um resumo das três condições discutidas anteriormente.

Tabela 24 – Resultados dos parâmetros físico-químicos do reator UAHB quando submetido a mudança de carga orgânica volumétrica.

Parâmetro	Ponto de coleta	N	(Etapa IV) 8 h – 1250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>					(Etapa V) 8 h – 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>					(Etapa VI) 8 h – 250 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>				
			Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)
Temp. ar	A+E	192	20,2	18,8	20,6	0,4	1,8	20,9	19,8	21,7	0,5	2,2	22,0	21,3	22,6	0,4	1,6
Temp. líquido	A+E	192	20,6	20,1	21,0	0,2	1,1	21,2	20,5	21,6	0,2	1,0	22,0	21,6	22,3	0,2	0,7
pH	A	8	7,3	7,1	7,5	0,1	1,6	7,0	6,7	7,4	0,2	3,3	7,1	7,0	7,3	0,1	1,5
	E	16	7,4	7,1	7,7	0,1	1,7	7,2	7,0	7,3	0,1	1,4	7,2	7,0	7,4	0,1	1,7
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	66	43	104	20	30	60	48	72	8	14	59	50	70	7	11
	E	16	202	153	242	26	13	148	108	177	20	14	99	83	117	9	9
AV (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	137	113	161	15	11	108	94	122	9	8	39	35	41	2	5
	E	16	82	66	97	9	11	64	54	85	9	14	19	13	26	4	20
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	1795	1650	1900	78	4	1745	1670	1816	51	3	614	448	704	93	15
	E	16	814	708	1014	73	9	738	552	890	84	11	158	108	202	30	19
Eficiência de remoção (%)		8	<b>54</b>	<b>46</b>	<b>61</b>	<b>5</b>	<b>8</b>	<b>58</b>	<b>47</b>	<b>63</b>	<b>5</b>	<b>8</b>	<b>75</b>	<b>66</b>	<b>84</b>	<b>7</b>	<b>9</b>
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	471	400	618	73	16	468	446	502	21	4	108	78	128	16	15
	E	16	163	118	221	30	19	163	102	212	29	18	49	36	72	11	23
Eficiência de remoção (%)		8	<b>65</b>	<b>51</b>	<b>76</b>	<b>9</b>	<b>14</b>	<b>65</b>	<b>54</b>	<b>75</b>	<b>7</b>	<b>11</b>	<b>58</b>	<b>44</b>	<b>64</b>	<b>7</b>	<b>12</b>
DQO b (mg.L <sup>-1</sup> )	A	16	1267	1237	1296	20	2	760	730	790	21	3	267	239	296	17	6
	E	32	244	225	264	11	5	142	116	170	14	10	66	47	91	12	18
Eficiência de remoção (%)		16	<b>80</b>	<b>79</b>	<b>82</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>81</b>	<b>77</b>	<b>82</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>74</b>	<b>67</b>	<b>79</b>	<b>4</b>	<b>6</b>
DQO f (mg.L <sup>-1</sup> )	A	16	846	822	872	14	2	434	405	460	18	4	156	138	184	14	9
	E	32	173	141	205	20	11	93	67	116	15	17	44	34	58	8	18
Eficiência de remoção (%)		16	<b>80</b>	<b>77</b>	<b>83</b>	<b>2</b>	<b>2</b>	<b>79</b>	<b>73</b>	<b>85</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>71</b>	<b>59</b>	<b>82</b>	<b>6</b>	<b>9</b>
DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	A	3	774	756	792	25	3	509	496	521	18	3	168	162	174	8	5
	E	3	102	93	111	13	12	59	57	61	3	5	29	28	29	1	2
Eficiência de remoção (%)		3	<b>87</b>	<b>86</b>	<b>88</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>89</b>	<b>88</b>	<b>89</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>83</b>	<b>82</b>	<b>84</b>	<b>1</b>	<b>1</b>
Turbidez (UNT)	A	16	85	80	91	4	5	61	58	65	2	4	30	29	32	1	4
	E	32	17	14	19	2	9	14	11	17	2	13	10	8	12	1	12
Eficiência de remoção (%)		16	<b>80</b>	<b>78</b>	<b>83</b>	<b>2</b>	<b>2</b>	<b>76</b>	<b>72</b>	<b>81</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>66</b>	<b>59</b>	<b>72</b>	<b>5</b>	<b>8</b>
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	103	92	112	10	9	84	81	85	2	2	36	34	38	2	6
	E	4	99	89	106	7	7	81	79	83	2	2	33	30	37	3	9
N-Amon (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	45	42	47	3	7	28	26	30	2	6	13	12	14	1	9
	E	4	60	57	62	2	4	39	38	40	1	2	18	17	19	1	6
Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	0,097	0,094	0,101	0,003	3,6	0,090	0,086	0,092	0,003	3,0	0,062	0,052	0,075	0,010	16,3
	E	4	0,094	0,090	0,098	0,004	3,7	0,092	0,090	0,098	0,004	4,1	0,062	0,051	0,078	0,012	19,6
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	21	19	22	1,4	7	15	15	15	0,4	3	6	6	6	0,2	3
	E	4	20	17	23	2,5	12	14	13	15	0,6	4	5	5	5	0,1	2

**Legenda:** A – Afluente; E – Efluente; N - número amostral; Méd. - valores médios, Mín – valores mínimos; Máx. – valores máximos; DVP - desvio padrão; CV - coeficiente de variação; AB – Alcalinidade a Bicarbonato; AV – Ácidos Voláteis; ST – Sólidos totais; SST – Sólidos Suspensos Totais; DQO b – Demanda Química de Oxigênio (amostras brutas); DQO f – Demanda Química de Oxigênio (amostras filtradas); DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> – Demanda Bioquímica de oxigênio (realizada com amostras brutas); NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl; N-amon – Nitrogênio amoniacal.



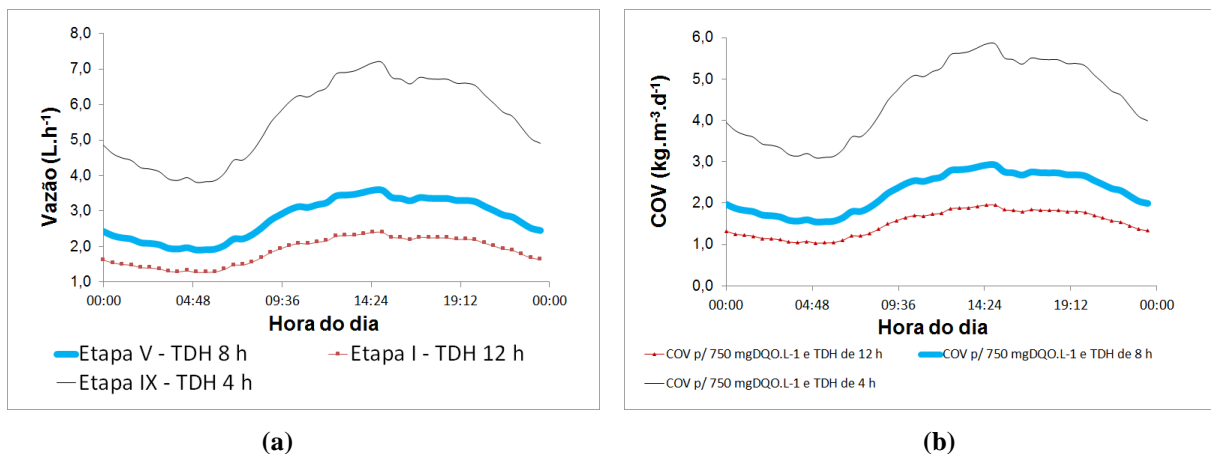
## 5.5 INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICO NO DESEMPENHO DO REATOR

### 5.5.1 Comportamento dinâmico do reator UAHB

Nessa seção são apresentados os resultados do comportamento dinâmico do reator UAHB operado em três etapas distintas, conforme descrito na Tabela 12:

Etapa I com vazão afluyente média de  $1,84 \text{ L.h}^{-1}$ , TDH médio de 12 h e velocidade ascensional média de  $0,08 \text{ m.h}^{-1}$ . Etapa V com Vazão afluyente média de  $2,76 \text{ L.h}^{-1}$ , TDH médio de 8 h e velocidade ascensional média de  $0,13 \text{ m.h}^{-1}$ . Etapa IX com vazão afluyente média de  $5,53 \text{ L.h}^{-1}$ , TDH médio de 4 h e velocidade ascensional média de  $0,25 \text{ m.h}^{-1}$ .

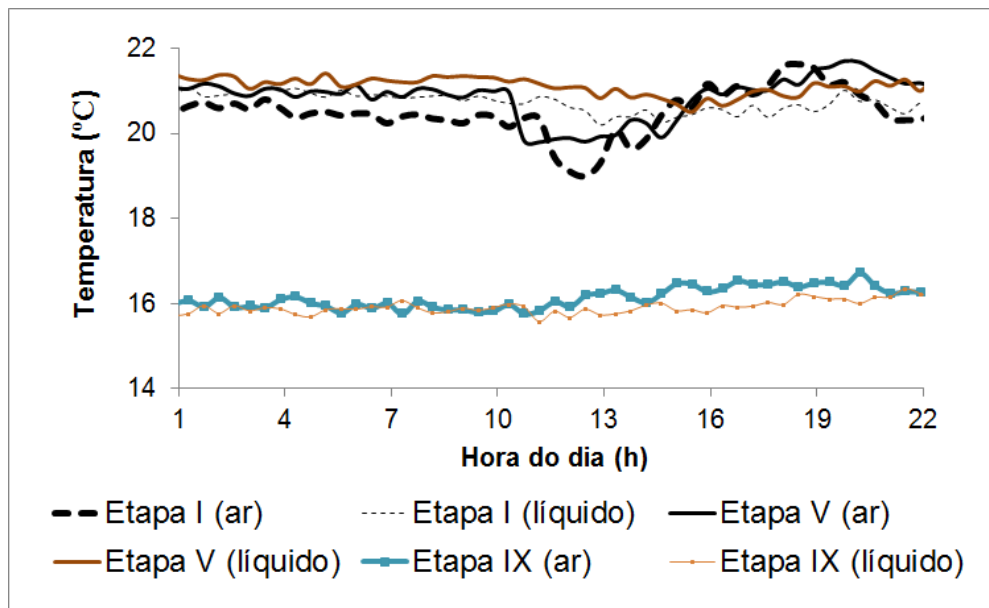
Em todas as três etapas (Figura 27) a concentração média de matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas) foi de  $750 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ .



**Figura 27 - Gráficos das três etapas distintas de operação do reator UAHB quando submetido a mudança de TDH. (a) Variação de vazão horária para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h; (b) Variação de carga orgânica volumétrica (COV) para os para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h.**

Como é possível observar na Figura 27, a variação de vazão e de carga orgânica volumétrica (máxima e mínima) nas três etapas de operação foi de  $\pm 30\%$  em relação à vazão média para as três etapas de operação.

Na Figura 28 é possível observar a variação média de temperatura do ar e líquido do reator UAHB ao longo do dia das três etapas distintas apresentadas anteriormente.

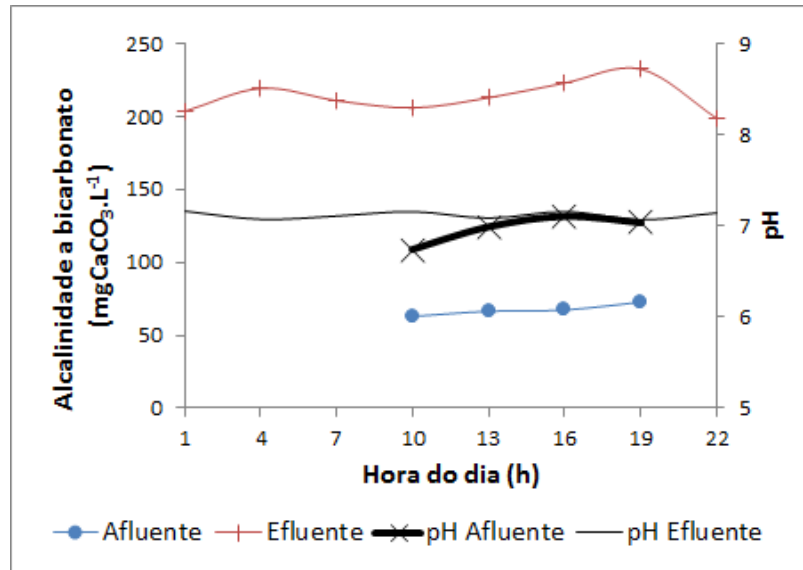


**Figura 28 - Perfil temporal médio de 24 h para a temperatura do ar e líquido do reator UAHB operado nas três etapas distintas. Etapa I (12 h); Etapa V (8 h); Etapa IX (4 h).**

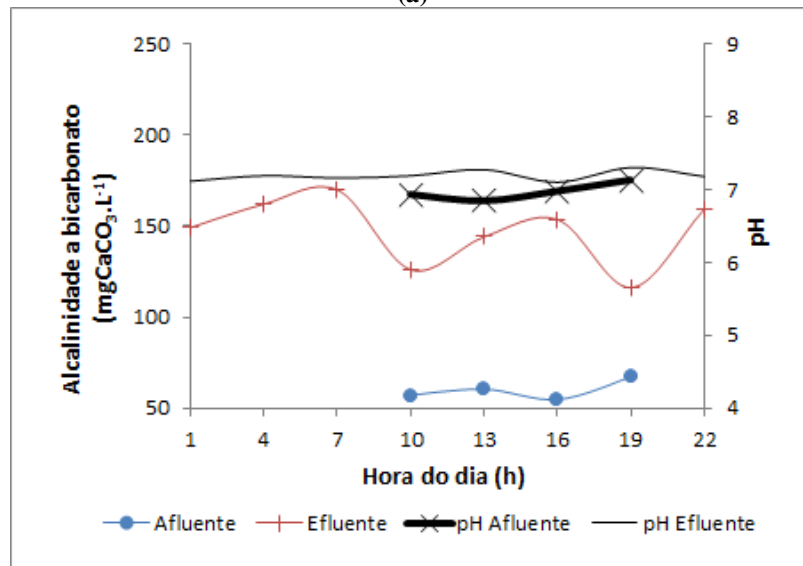
Na etapa I a temperatura do ar foi de  $20,5 \pm 3$  °C e para o líquido  $20,7 \pm 1$  °C. Na etapa V a temperatura do ar foi de  $20,9 \pm 2$  °C e para o líquido  $21,2 \pm 1$  °C. Na etapa IX temperatura do ar foi de  $16,0 \pm 2$  °C e para o líquido  $15,9 \pm 1$  °C.

Nas etapas I e IV a temperatura se manteve próxima, mas na etapa IX esta foi aproximadamente 5 °C menor que as anteriores, o que pode ter influenciado no processo de digestão anaeróbia de forma a prejudicar a eficiência do sistema quanto a remoção de matéria orgânica, pois como já citado anteriormente, segundo Gerardi (2006) o processo começa a perder significativa eficiência em temperaturas inferiores a 20 °C. Essa redução de 5 °C da média de temperatura da etapa IX de operação, quando comparado com a etapa I e etapa V, se deve ao fato de que a etapa I e etapa V foram operadas no verão e outono, respectivamente, e a etapa IX no começo do inverno.

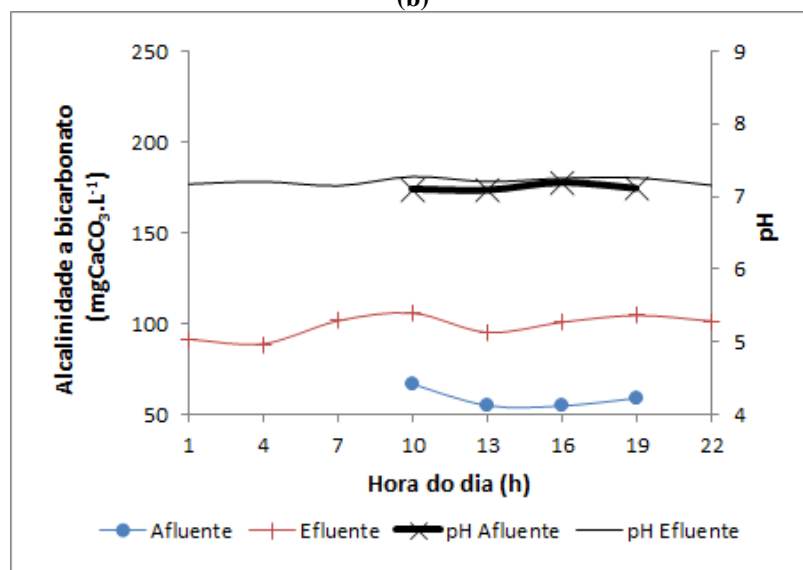
Na Figura 29 é possível observar a variação média do pH e da alcalinidade a bicarbonato, tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 29 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de alcalinidade a bicarbonato do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ . a) TDH de 12 h; b) TDH de 8 h c) TDH de 4 h.

O pH na etapa I para o afluente foi de  $6,9 \pm 0,2$  e para o efluente  $7,1 \pm 0,1$ . Na etapa V o pH foi de  $6,9 \pm 0,2$  e de  $7,2 \pm 0,1$ , para o afluente e efluente, respectivamente. Na etapa IX o pH para o afluente foi de  $6,8 \pm 0,3$  e para o efluente foi de  $6,9 \pm 0,1$ . Desde modo o pH se manteve dentro da faixa de 6 à 8 para as três etapas como indica Campos et al. (1999) para que ocorra de forma satisfatória a digestão anaeróbia.

Cavalcanti (2005) também observou proximidade nos valores de pH no efluente nas suas três etapas distintas de operação, sendo que para o TDH de 10 h e 8 h o pH foi de 7,1 e para o TDH 6 horas o pH foi de 7,0.

Na etapa I a alcalinidade a bicarbonato para o afluente foi de  $67 \pm 5 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $213 \pm 14 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ . Na etapa V a alcalinidade a foi de  $60 \pm 8 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e de  $148 \pm 20 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ , para o afluente e efluente, respectivamente. Na etapa IX a alcalinidade a bicarbonato para o afluente foi de  $57 \pm 14 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $163 \pm 21 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ . Foi possível observar que para as três etapas ocorreu um aumento da alcalinidade a bicarbonato no efluente, assegurando a capacidade de tamponamento do reator, ou seja, a neutralização os ácidos graxos voláteis produzidos nas etapas acidogênicas e acetogênicas mesmo frente a diminuição do TDH.

Na Figura 30 é possível observar a variação média em ácidos voláteis, onde as concentrações médias para o afluente e efluente foram de  $89 \pm 4 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  e  $31 \pm 2 \text{ mgHAc.L}^{-1}$ , respectivamente. Na etapa V a concentração média de ácidos voláteis para o afluente foi de  $108 \pm 9 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  e para o efluente de  $64 \pm 9 \text{ mgHAc.L}^{-1}$ . Na etapa IX as concentrações médias de ácidos voláteis para o afluente e efluente foram de  $101 \pm 10 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  e  $71 \pm 6 \text{ mgHAc.L}^{-1}$ , respectivamente. Deste modo ocorreu a diminuição da concentração de ácidos voláteis no efluente nas três etapas de operação e também essa concentração se manteve abaixo de  $200 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  como indicado por Chernicharo (2007) para que o processo de digestão anaeróbia ocorra de forma satisfatória.

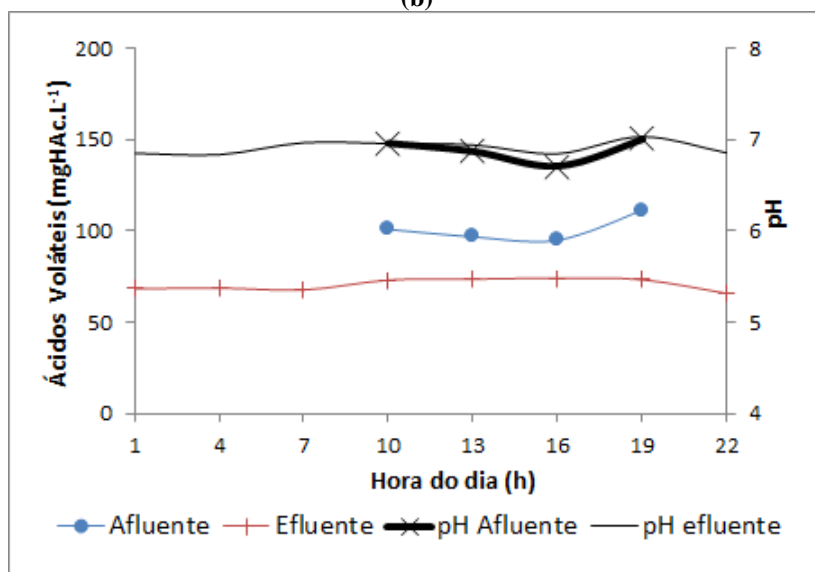
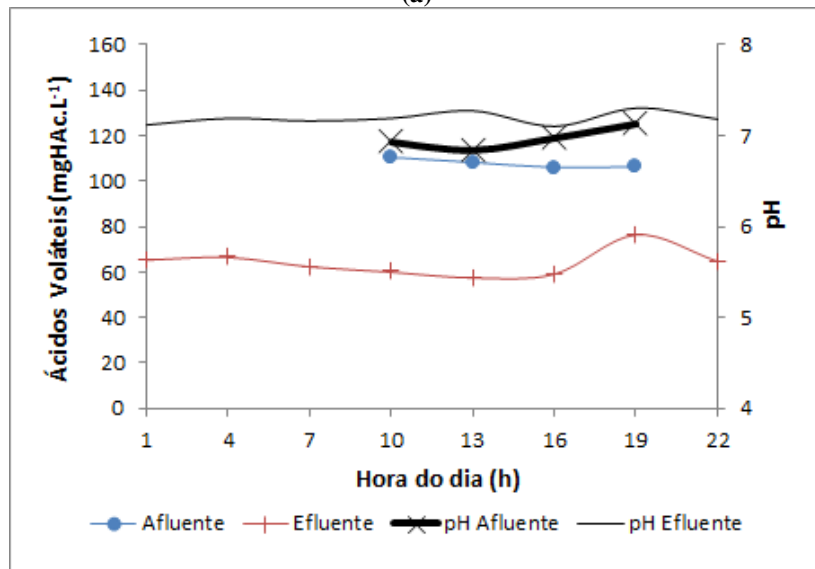
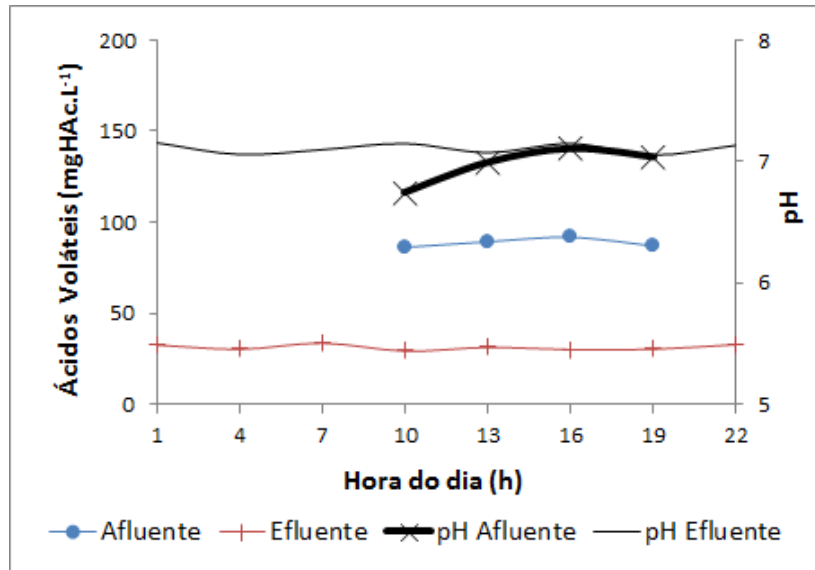
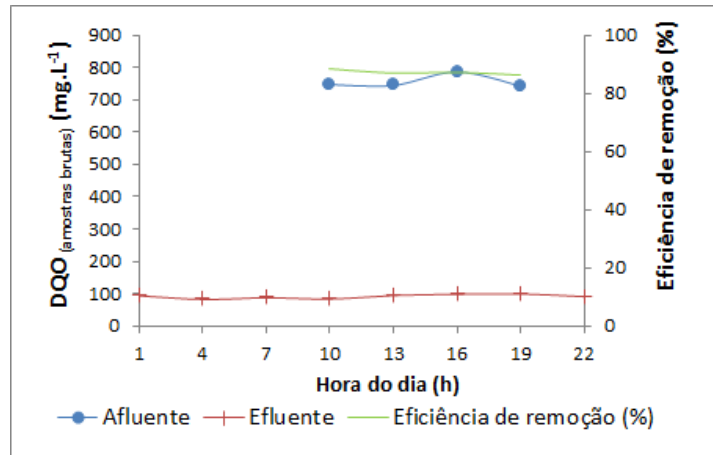
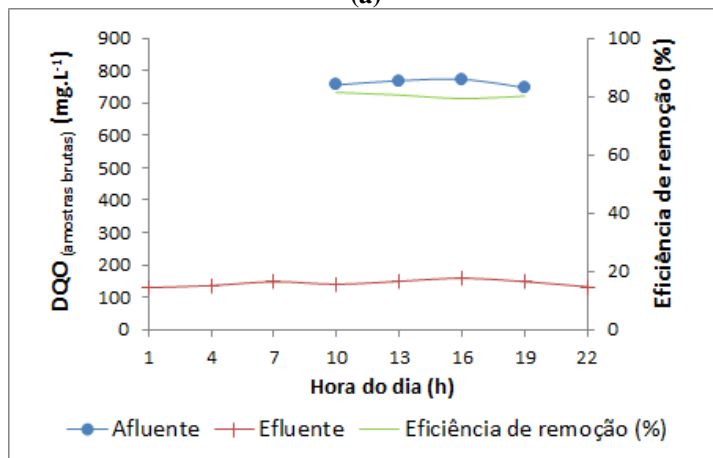


Figura 30 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de ácidos voláteis do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ . a) TDH de 12 h; b) TDH de 8 h) c) TDH de 4 h.

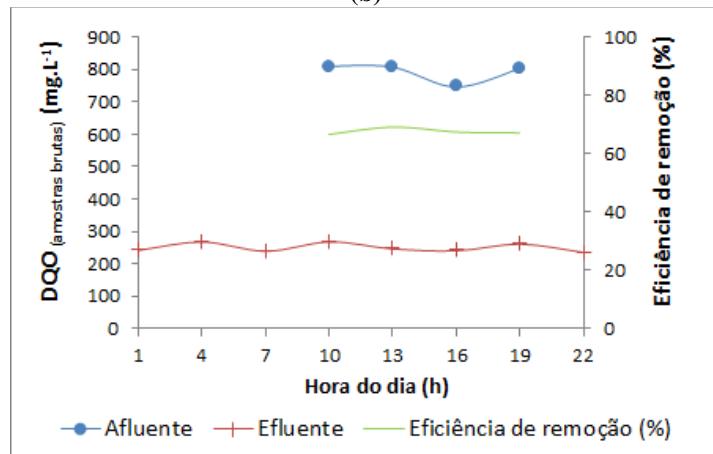
Na Figura 31 é possível observar a variação da DQO (amostras brutas), tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 31 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras brutas) do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ . a) TDH de 12 h; b) TDH de 8 h c) TDH de 4 h.

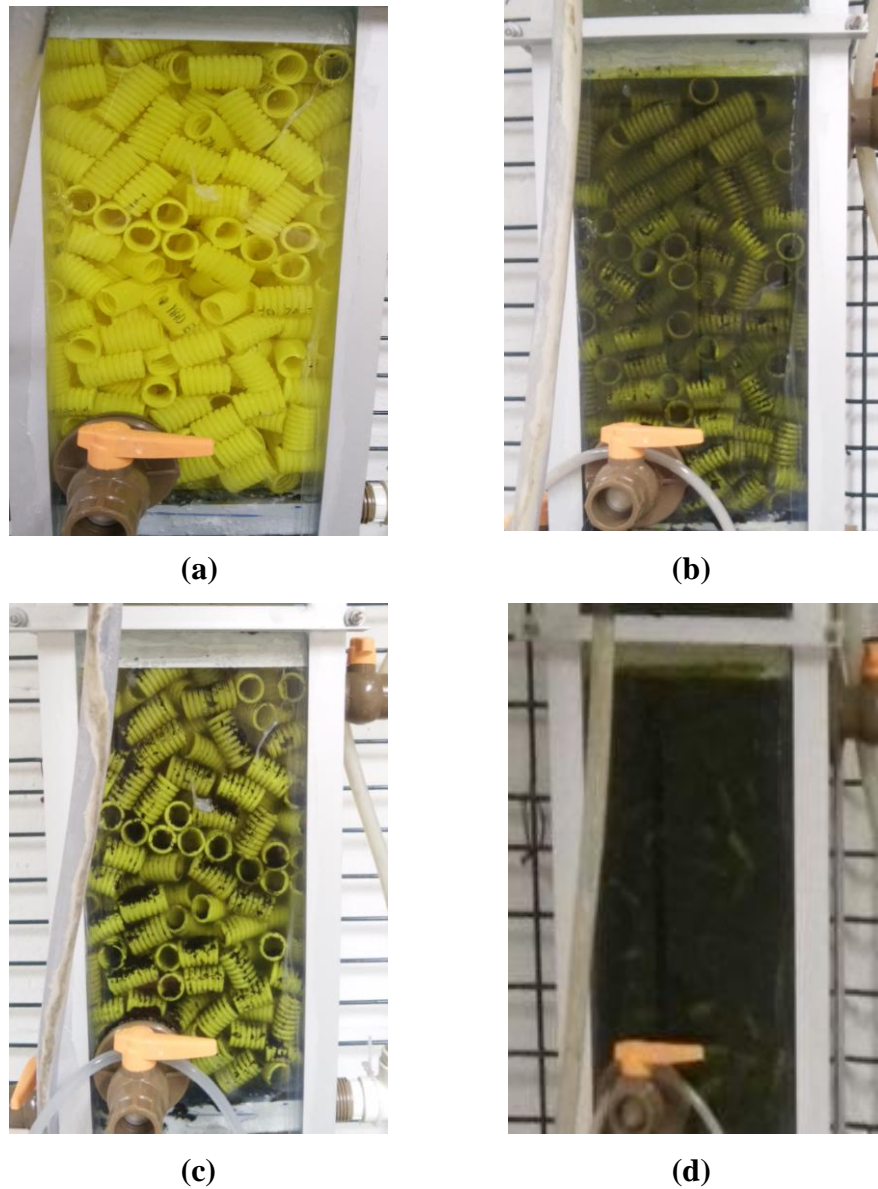
As eficiências de remoção em DQO (amostras brutas), mostradas na Figura 31 foram em média de  $87 \pm 1\%$  para a etapa I,  $81 \pm 1\%$  para a etapa V e  $68 \pm 2\%$  para a etapa IX. Deste modo pode-se afirmar que a diminuição do TDH influenciou negativamente na eficiência do reator, reduzindo aproximadamente 19%, quando comparado à etapa I com a etapa IX.

Mesmo com essa redução da eficiência, pode-se afirmar que o reator UAHB se manteve estável e suportou de forma satisfatória a diminuição em três vezes do TDH inicial aplicado (12 h).

Outros autores, como Stanford e Kato (2003), com TDH 8 horas, Chernicharo e Machado (1998), com TDH 9 horas e Lima et al. (2015), com TDH de 10,5 h, encontraram 70%, 80% e 77% respectivamente, para eficiência de remoção em DQO (amostras brutas), na operação de reatores UAHB.

Os resultados de Cavalcanti (2005) com um reator anaeróbio híbrido operado nos TDH de 10 h, 8 h e 6 h foram de 85%, 87% e 87%, respectivamente, para a eficiência de remoção em DQO (amostras brutas). O autor explica que esse aumento nas eficiências pode ser devido à formação de biofilme no filtro anaeróbio do reator híbrido e também pelo fato de que com o aumento da velocidade ascensional, a resistência à transferência externa de massa diminuiu fazendo com que o acesso ao substrato seja facilitado.

No caso do presente trabalho, na etapa I de operação o reator UAHB aparentemente já estava com seu biofilme em grande parte formado na parte do meio suporte (Figura 32), justamente para que esse fato não pudesse influenciar de maneira significativa nos resultados das eficiências de remoção em DQO (amostras filtradas).

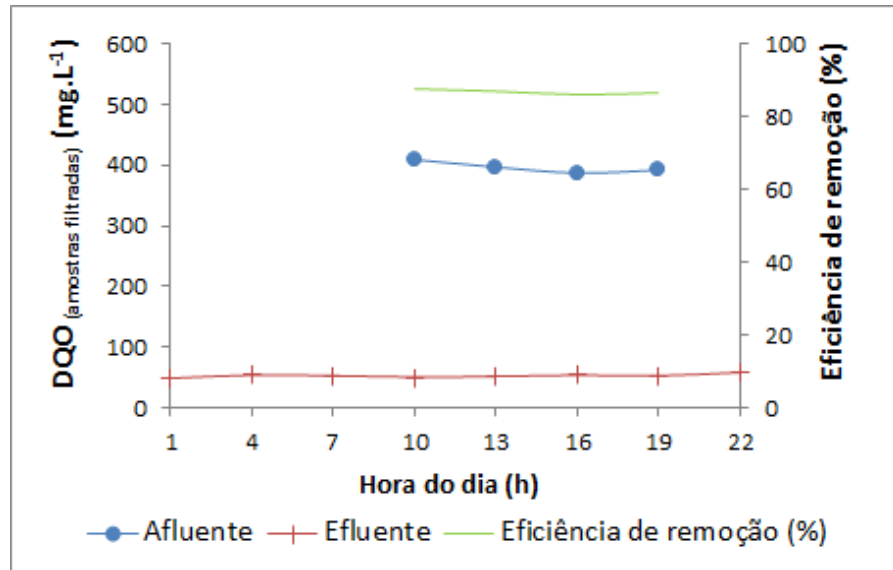


**Figura 32- Região do meio suporte do reator UAHB ao longo de um ano de operação. a) Antes da inoculação com o lodo; b) logo após a inoculação com lodo; c) 1 mês depois da inoculação; d) 4 meses depois da inoculação com lodo.**

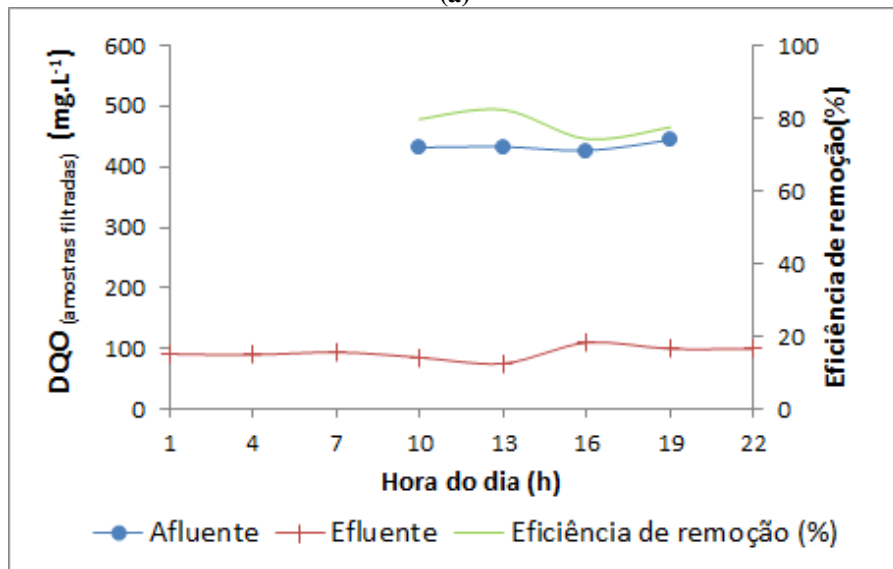
Na Figura 32 foi possível observar a formação do biofilme pelo fato das paredes do reator serem feitas de vidro transparente, o que facilitava a visualização.

Na Figura 33 é possível observar a variação média em DQO (amostras filtradas), tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.

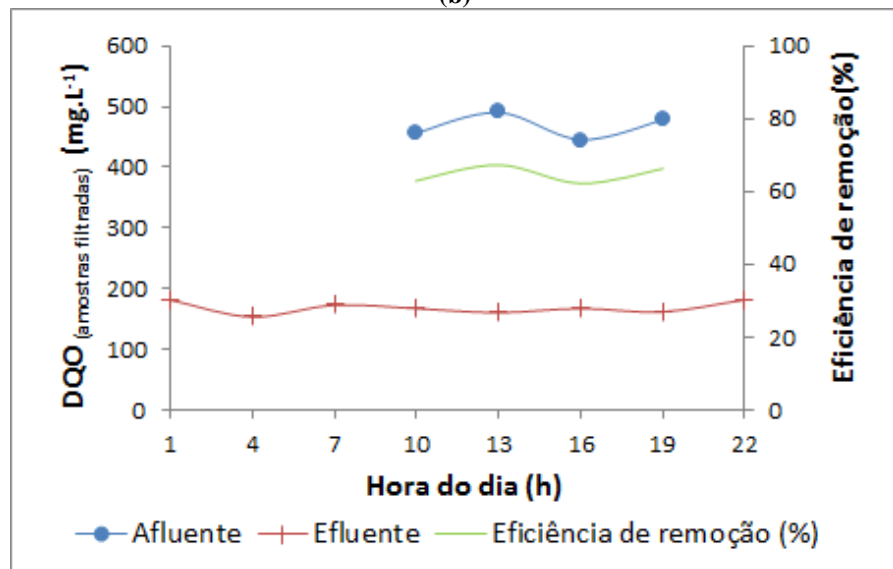




(a)



(b)



(c)

Figura 33 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de DQO (amostras filtradas) do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ . a) TDH de 12h; b) TDH de 8 h c) TDH de 4 h.

As eficiências de remoção em DQO (amostras filtradas), mostrado na Figura 33 foi em média de  $87 \pm 1\%$  para a etapa I,  $79 \pm 4\%$  para a etapa V e  $65 \pm 5\%$  para a etapa IX. Novamente foi evidenciado que a diminuição do TDH influenciou de forma negativa na eficiência de remoção de matéria orgânica.

Cavalcanti (2005) também observou resultados semelhantes, pois operado no TDH de 10 h a remoção em DQO (amostras filtradas) do reator anaeróbio híbrido foi em média de 61%, para o TDH de 8 h, de 65% e para o TDH de 4 h de 57%.

Lima (2013) obteve médias de remoção em DQO (amostras filtradas) para o reator anaeróbio híbrido de 78% para o TDH de 12 h, 95% para o TDH de 8 h, 86% para o TDH de 6 h e 76% para o TDH de 4 h.

Em relação à demanda bioquímica de oxigênio ( $DBO_5^{20}$ ), na etapa I para o afluente foi de  $453 \pm 13 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $42 \pm 2 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , com eficiência de remoção média de  $91 \pm 1\%$ . Na etapa V foi de  $509 \pm 19 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e de  $59 \pm 3 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , para o afluente e efluente, respectivamente, com eficiência de remoção média de  $89 \pm 1\%$ . Na etapa IX para o afluente foi de  $419 \pm 5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e para o efluente foi de  $118 \pm 6 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , com eficiência de remoção média de  $73 \pm 2\%$ .

A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de  $DBO_5^{20}$  foi prejudicada pelo aumento da vazão e diminuição do TDH de 12 h para 4 h, com uma redução de aproximadamente 18% na eficiência. Mesmo com essa redução de eficiência do reator UAHB, o mesmo atende a eficiência mínima de 60% como estabelece a Resolução 430 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA).

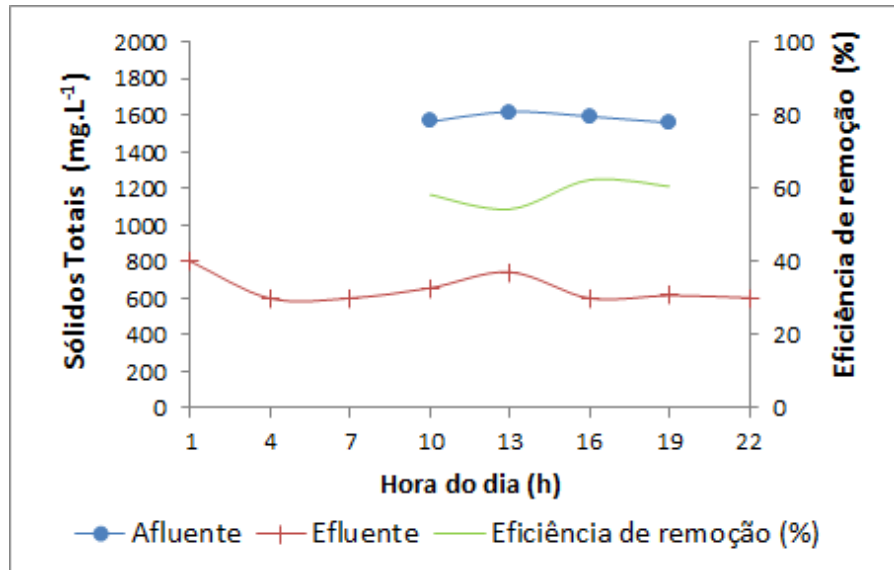
Cavalcanti (2005) conseguiu resultados médios de remoção de matéria orgânica em termos de  $DBO_5^{20}$  em torno de 80%, 86%, 87% para o TDH de 10 h, 8 h e 6 h, respectivamente. Passig e Campos (2005) na operação de um UAHB com TDH de 6 h verificaram remoção de matéria orgânica em termos de  $DBO_5^{20}$  em torno de 91%.

Na Figura 34 é possível observar a variação média em sólidos totais, tanto no afluente, como efluente do reator UAHB ao longo do dia das três etapas distintas.

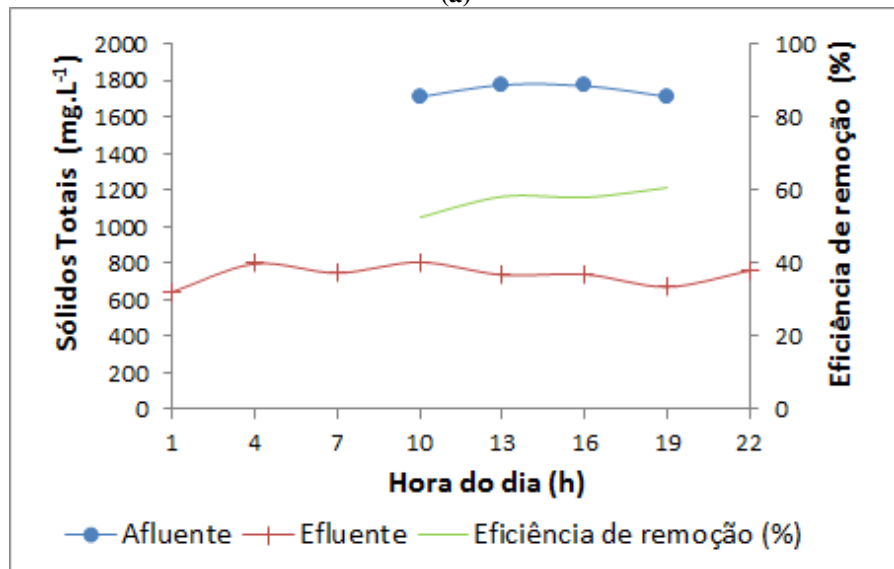
As eficiências de remoção em sólidos totais foi em média de  $59 \pm 5\%$  para a etapa I,  $58 \pm 5\%$  para a etapa V e  $53 \pm 2\%$  para a etapa IX.

Na Figura 35 é possível observar a variação média em sólidos suspensos totais, tanto no afluente, como efluente do reator UAHB ao longo do dia das três etapas distintas.

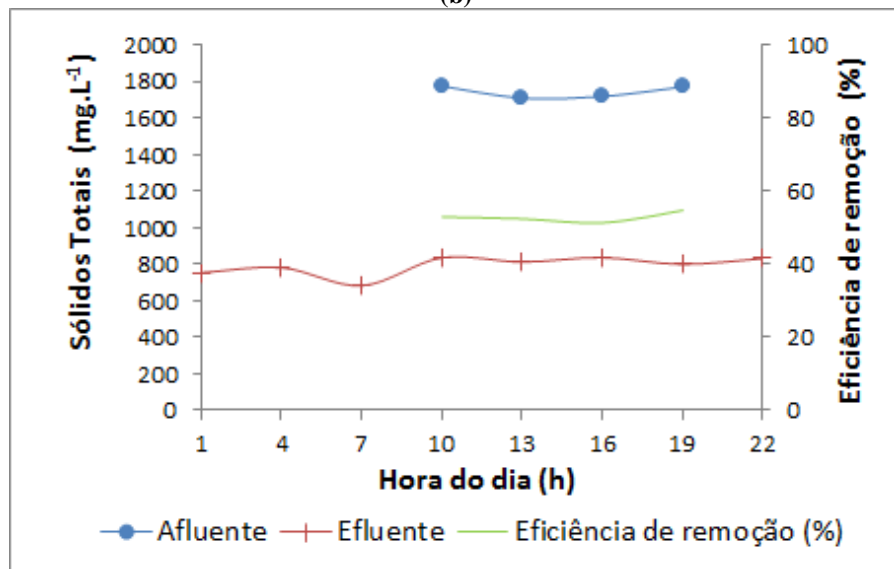
As eficiências de remoção em sólidos suspensos totais foi em média de  $68 \pm 6\%$  para a etapa I,  $65 \pm 7\%$  para a etapa V e  $55 \pm 2\%$  para a etapa IX. É possível observar uma redução de 13% quando comparado a etapa I com a etapa IX.



(a)

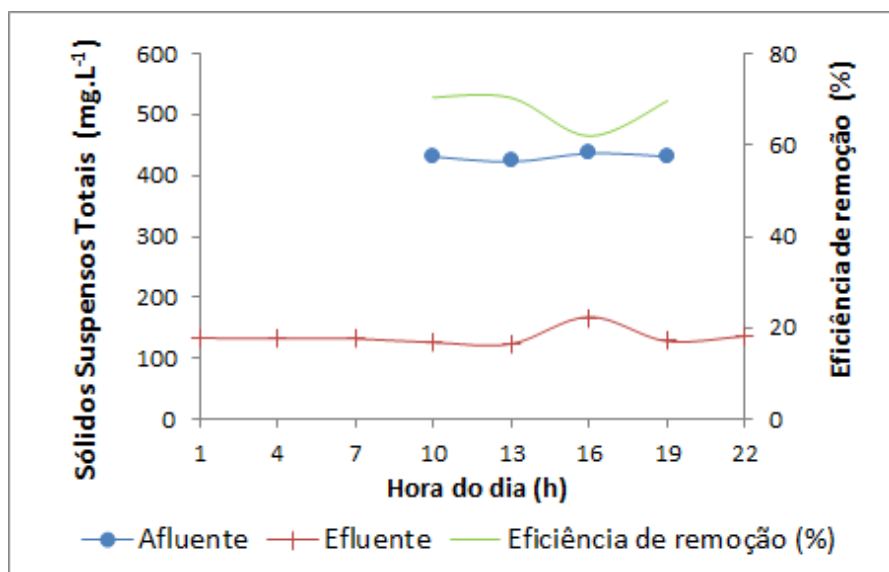


(b)

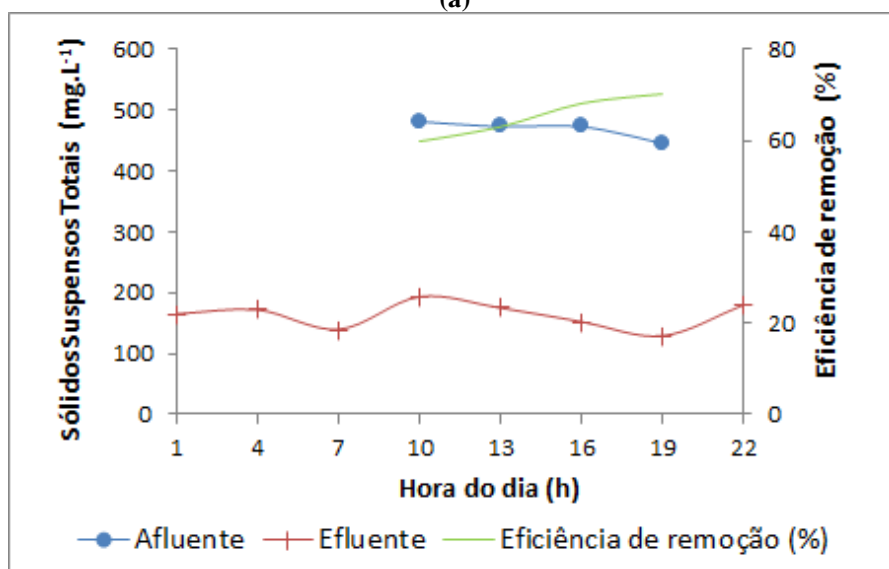


(c)

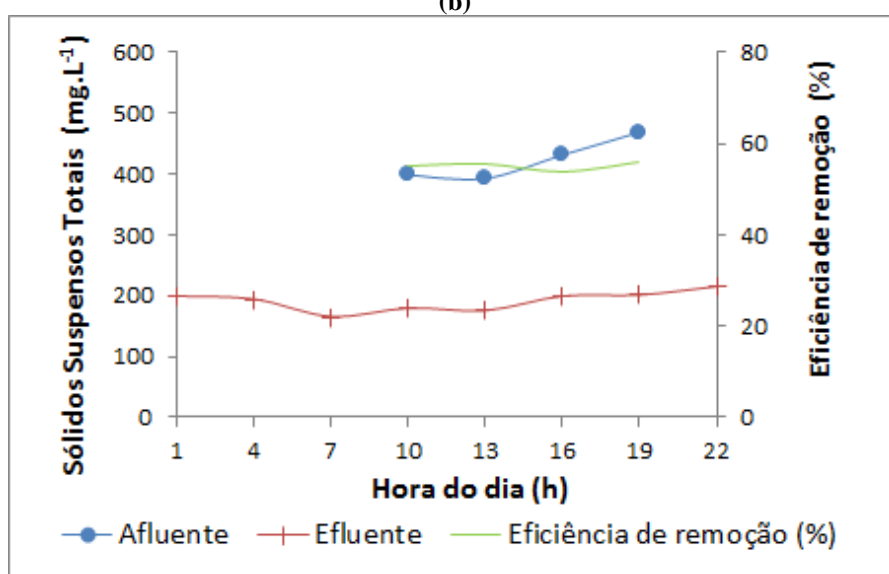
Figura 34 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de sólidos totais do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ . a) TDH de 12 h; b) TDH de 8 h) c) TDH de 4 h.



(a)



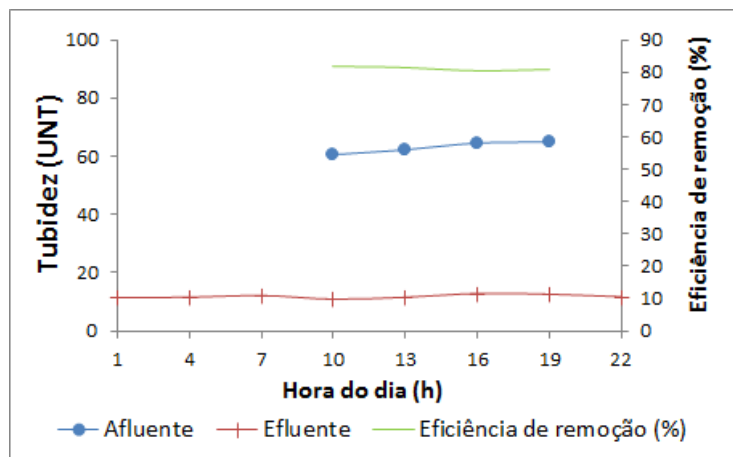
(b)



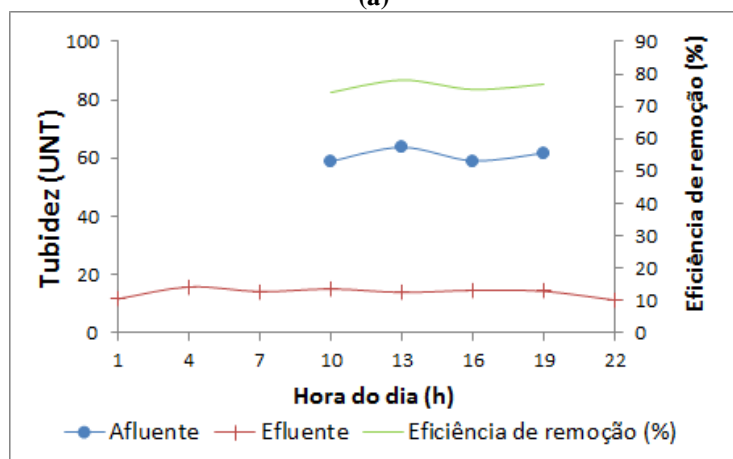
(c)

Figura 35 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de sólidos suspensos totais do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$ . a) TDH de 12 h; b) TDH de 8 h; c) TDH de 4 h.

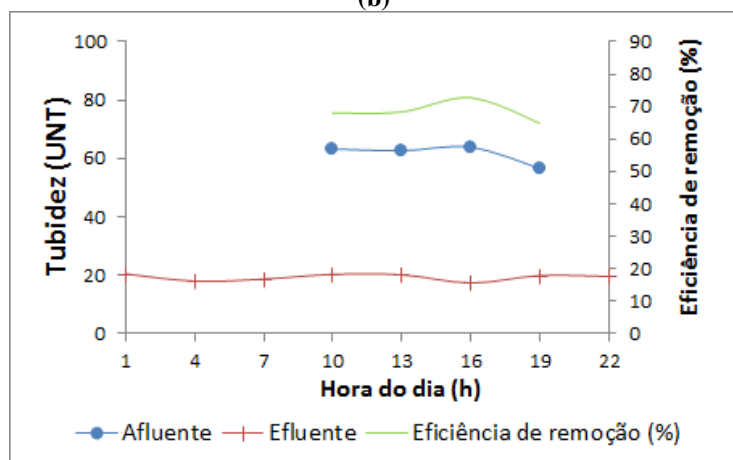
Na Figura 36 é possível observar a variação média em turbidez, tanto no afluente (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h e 19:00 h), como efluente do reator UAHB ao longo do dia (10:00 h, 13:00 h, 16:00 h, 19:00 h e 22:00 h; 01:00, 04:00 h e 07:00 h) das três etapas distintas.



(a)



(b)



(c)

Figura 36 - Perfil temporal médio de 24 h do afluente e efluente de Turbidez do reator UAHB alimentado com um afluente com  $750 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$ . a) TDH de 12 h; b) TDH de 8 h; c) TDH de 4 h.

As eficiências de remoção de turbidez para a etapa I foram de  $81 \pm 6\%$ , para a etapa V de  $76 \pm 3\%$  e para a etapa IX de  $68 \pm 6\%$ . Percebe-se que a diminuição do TDH reduziu aproximadamente 13% a eficiência de remoção de turbidez, se comparado ao TDH de 12 h com 4 h.

Cavalcanti (2005) conseguiu resultados de remoção média de turbidez em torno de 80%, 82%, 77% para o TDH de 10 h, 8 h e 6 h, respectivamente.

Na etapa I as concentrações médias de NTK para o afluente e efluente foram de  $86 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $84 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Na etapa V a concentração média de NTK para o afluente foi de  $84 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente de  $81 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$ . Na etapa IX as concentrações médias NTK para o afluente e efluente foram de  $76 \pm 4 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $74 \pm 3 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente.

Na etapa I as concentrações médias de N-amoniaco para o afluente e efluente foram de  $24 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $42 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Na etapa V a concentração média de N-amoniaco para o afluente foi de  $28 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente de  $39 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$ . Na etapa IX as concentrações médias N-amoniaco para o afluente e efluente foram de  $21 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $34 \pm 3 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. As concentrações de nitrito ficaram novamente abaixo de  $0,01 \text{ mg.L}^{-1}$  tanto para o afluente, quanto para o efluente. É possível perceber que ocorreu a produção de N-amoniaco nas três etapas de operação.

Na etapa I as concentrações médias de fósforo para o afluente e efluente foram de  $13 \pm 0,1 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $12 \pm 0,1 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, com eficiência média de 8%. Na etapa V a concentração média de fósforo para o afluente foi de  $15 \pm 0,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o efluente de  $14 \pm 0,6 \text{ mg.L}^{-1}$ , com eficiência média de 8%. Na etapa IX as concentrações médias de fósforo para o afluente e efluente foram de  $15 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $14 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, com eficiência média de 9%. Novamente a eficiência em remoção de fósforo foi relativamente baixa, o que já era esperado por ser o processo somente anaeróbio.

Na Tabela 25 é possível observar a produção média de biogás (durante cada perfil de 24 h) para as três etapas de operações, bem como as concentrações dos principais gases presentes nas amostras coletadas.

Tabela 25 – Produção de biogás para as três etapas de operação do reator UAHB 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

Etapas	Média de volume (mL) coletado ao longo de um dia			Média da concentração dos gases nas amostras (%)			
	Coletor Inferior	Coletor Superior	Total	H <sub>2</sub> O+O <sub>2</sub> +N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S
TDH 12 h	4.275	1.080	5.355	40	56	3	0,12
TDH 12 h (%)	79%	21%	100%				
TDH 8 h	4.617	1.285	5.902	31	65	3	0,001
TDH 8 h (%)	78%	22%	100%				
TDH 4 h	2.514	689	3.203	-	-	-	-
TDH 4 h (%)	78%	22%	100%				

Legenda: (-) dados não quantificados devido a problemas técnicos.

A diminuição do TDH de 12 h para 8 h acarretou em um aumento de aproximadamente 10% na produção de biogás, isso pode ter ocorrido devido a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas) ter se mantido acima dos 80% no TDH de 8 h e a carga orgânica volumétrica ter aumentado mais de 50%, contribuindo assim para o aumento proporcional do volume de biogás produzido nessa condição operacional.

Assim como já discutido e citado no capítulo anterior, a região superior do reator, composta pelo leito fixo de meio suporte composta de conduítes corrugados, foi responsável por aproximadamente 20%, 22% e 21% de da produção de biogás, nas etapas I, V e IX, respectivamente, funcionando como uma zona de “polimento” para degradação da matéria orgânica remanescente.

As taxas de produção de biogás para a etapa I foi de 0,24 L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, para a etapa V 0,27 L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup> e para a etapa IX de 0,14 L.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>. O rendimento de metano para a etapa I foi de 0,102 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO<sub>(removida)</sub>, para a etapa V 0,094 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO<sub>(removida)</sub> e para a etapa IX não foi possível quantificar os resultados, devido a problemas operacionais de envio de amostras para o câmpus da UTFPR de Medianeira e também por causa da falta de disponibilidade do equipamento para as análises no período na qual as amostras foram coletadas.

Na Tabela 26 é apresentado um resumo das três condições discutidas anteriormente.

Tabela 26 – Resultados dos parâmetros físico-químicos para o reator UAHB quando submetido a mudança de TDH.

Parâmetro	Ponto de coleta	N	(Etapa I) 12 h – 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>					(Etapa V) 8 h – 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>					(Etapa IX) 4 h – 750 mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>				
			Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)	Méd	Mín	Máx	DVP	CV (%)
Temp. ar	A+E	192	20,5	19,0	21,6	0,5	2,4	20,9	19,8	21,7	0,5	2,2	16,1	15,8	16,7	0,2	1,4
Temp. liquido	A+E	192	20,7	20,2	21,1	0,2	1,0	21,2	20,5	21,6	0,2	1,0	15,9	15,6	16,3	0,2	1,0
pH	A	8	6,97	6,46	7,20	0,23	3,3	6,97	6,67	7,43	0,23	3,3	6,89	6,45	7,27	0,28	4,1
	E	16	7,12	6,92	7,39	0,15	2,1	7,19	6,99	7,32	0,10	1,4	6,92	6,69	7,05	0,11	1,6
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	67	59	76	5	8	60	48	72	8	14	57	35	73	14	25
	E	16	213	193	246	14	7	148	108	177	20	14	163	125	200	21	13
AV (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	89	82	93	4	4	108	94	122	9	8	101	89	119	10	10
	E	16	31	27	34	2	7	64	54	85	9	14	71	62	85	6	9
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	1585	1482	1670	61	4	1745	1670	1816	51	3	1747	1662	1814	50	3
	E	16	652	584	996	119	18	738	552	890	84	11	793	646	888	66	8
Eficiência de remoção (%)		8	<b>59</b>	<b>47</b>	<b>63</b>	<b>5</b>	<b>9</b>	<b>58</b>	<b>47</b>	<b>63</b>	<b>5</b>	<b>8</b>	<b>53</b>	<b>48</b>	<b>56</b>	<b>2</b>	<b>5</b>
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	A	8	431	422	446	9	2	468	446	502	21	4	423	376	468	41	10
	E	16	136	124	206	19	14	163	102	212	29	18	191	152	220	20	10
Eficiência de remoção (%)		8	<b>68</b>	<b>54</b>	<b>71</b>	<b>6</b>	<b>9</b>	<b>65</b>	<b>54</b>	<b>75</b>	<b>7</b>	<b>11</b>	<b>55</b>	<b>53</b>	<b>58</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
DQO b (mg.L <sup>-1</sup> )	A	16	756	733	795	20	3	760	730	790	21	3	793	722	815	29	4
	E	32	93	84	116	10	10	142	116	170	14	10	252	217	288	20	8
Eficiência de remoção (%)		16	<b>87</b>	<b>85</b>	<b>89</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>81</b>	<b>77</b>	<b>82</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>68</b>	<b>64</b>	<b>70</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
DQO f (mg.L <sup>-1</sup> )	A	16	397	385	422	12	3	434	405	460	18	4	468	433	512	26	6
	E	32	53	47	62	4	8	93	67	116	15	17	168	143	195	17	10
Eficiência de remoção (%)		16	<b>87</b>	<b>85</b>	<b>88</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>79</b>	<b>73</b>	<b>85</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>65</b>	<b>56</b>	<b>70</b>	<b>5</b>	<b>7</b>
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	A	3	453	436	465	13	3	509	496	521	18	3	420	416	423	5	1
	E	3	42	40	44	2	4	59	57	61	3	5	119	114	123	6	5
Eficiência de remoção (%)		3	<b>91</b>	<b>90</b>	<b>91</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>89</b>	<b>88</b>	<b>89</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>73</b>	<b>70</b>	<b>73</b>	<b>2</b>	<b>1</b>
Turbidez (UNT)	A	16	63	60	66	2	4	61	58	65	2	4	62	52	69	6	9
	E	32	12	10	13	1	7	14	11	17	2	13	19	16	22	2	10
Eficiência de remoção (%)		16	<b>81</b>	<b>80</b>	<b>83</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>76</b>	<b>72</b>	<b>81</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>68</b>	<b>58</b>	<b>77</b>	<b>6</b>	<b>9</b>
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	86	85	87	1	1	84	81	85	2	2	76	73	81	4	5
	E	4	84	82	86	2	2	81	79	83	2	2	74	71	78	3	4
N-Amon (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	24	24	25	1	2	28	26	30	2	6	21	19	23	2	10
	E	4	42	41	44	1	2	39	38	40	1	2	34	29	37	3	9
Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	0,097	0,095	0,098	0,001	1,2	0,090	0,086	0,092	0,003	3,0	0,104	0,095	0,110	0,007	6,4
	E	4	0,089	0,087	0,091	0,002	2,4	0,092	0,090	0,098	0,004	4,1	0,094	0,090	0,099	0,004	3,9
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	A	4	13	13	13	0,1	1	15	15	15	0,4	3	15	14	17	1	9
	E	4	12	12	12	0,1	1	14	13	15	0,6	4	14	13	14	1	4

**Legenda:** A – Afluente; E – Efluente; N - número amostral; Méd. - valores médios, Mín – valores mínimos; Máx. – valores máximos; DVP - desvio padrão; CV - coeficiente de variação; AB – Alcalinidade a Bicarbonato; AV – Ácidos Voláteis; ST – Sólidos totais; SST – Sólidos Suspensos Totais; DQO b – Demanda Química de Oxigênio (amostras brutas); DQO f – Demanda Química de Oxigênio (amostras filtradas); DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> – Demanda Bioquímica de oxigênio (realizada com amostras brutas); NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl; N-amon – Nitrogênio amoniacal.



### 5.5.2 Comportamento Hidrodinâmico do reator UAHB

As curvas de variação da concentração de eosina Y, em função do tempo, nas amostras coletadas na saída do reator UAHB são apresentadas na Figura 37.

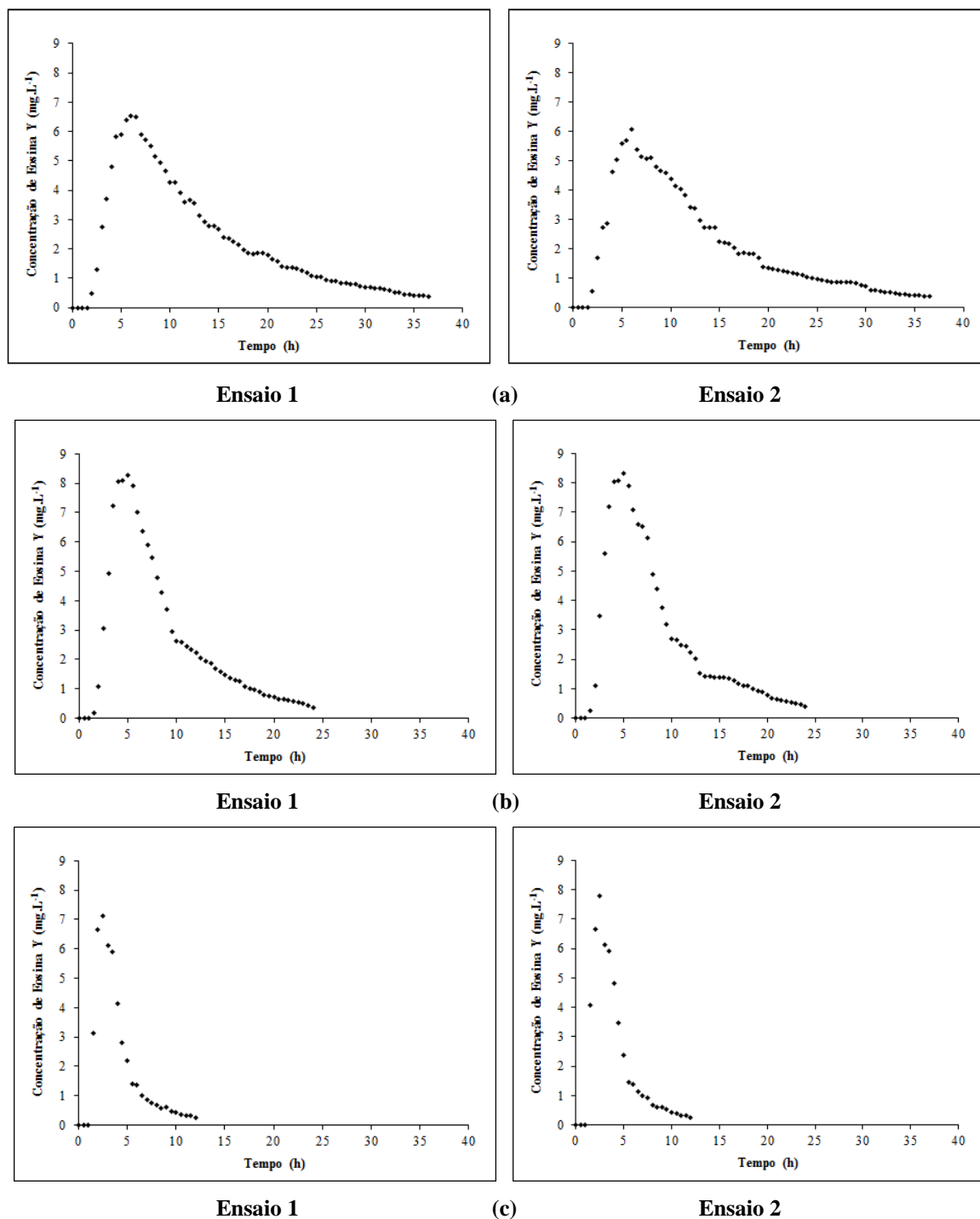


Figura 37 - Variação da concentração de eosina Y ao longo do tempo para os três TDH testados. (a) TDH médio de 12 h; (b) TDH médio de 8 h e (c) TDH médio de 4 h.

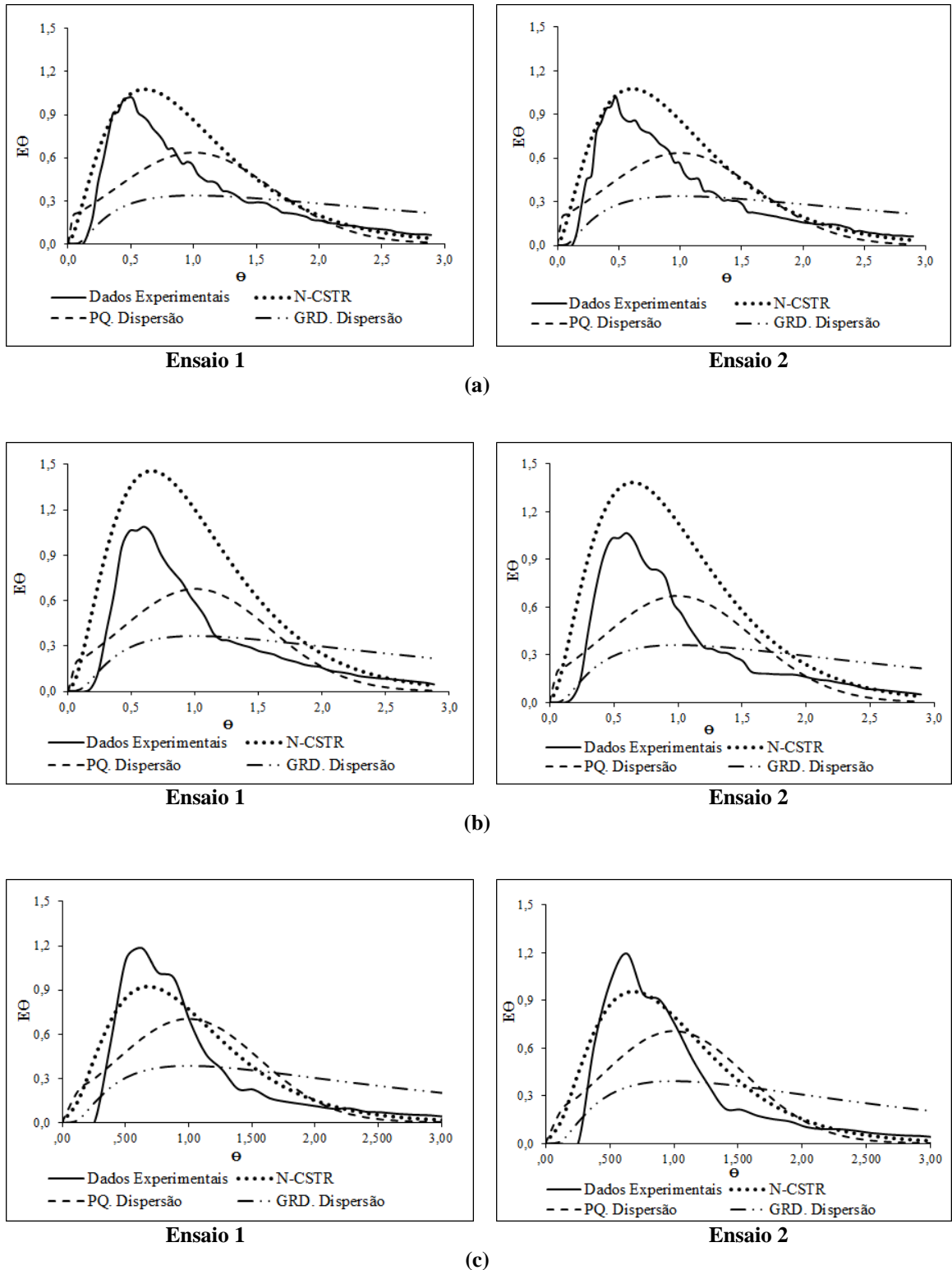
É possível observar na Figura 37 o efeito de cauda longa em todos os ensaios, sendo devido ao lento decaimento na concentração do traçador ao longo do tempo, o que segundo Levenspiel (2000) pode indicar a difusão dos traçadores em zonas mortas do reator ou adsorção dos traçadores na biomassa do reator (lodo floculento).

Outros autores também observaram o efeito de cauda longa como: Passig, (2005); Peña; Mara; Avella (2006); Carvalho et al., (2008); Sarathai; Koottatep; Morel, (2010) e Belini (2016).

Passig e Blundi (1996) realizaram ensaios hidrodinâmicos do tipo pulso com rodamina WT como traçador na operação de um reator anaeróbio de leito estruturado abiótico. Os autores também observaram o efeito de cauda longa e atribuíram esse fenômeno à provável existência de recirculação interna no reator, zonas mortas e/ou interações do traçador com o meio suporte.

Ainda na Figura 37 o pico de concentração de eosina Y (em  $\text{mg.L}^{-1}$ ) para o TDH de 12 h ocorreu em 6 h com  $6,3 \text{ mg.L}^{-1}$ , para o TDH de 8 h foi em 5 h com  $8,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e para o TDH de 4 h ocorreu em 2,5 h com  $7,4 \text{ mg.L}^{-1}$ .

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 38).



**Figura 38 -** Curvas de distribuição do tempo de residência para os três TDH médios testados. (a) TDH médio de 12 h; (b) TDH de 8 h e (c) TDH de 4 h.

É possível observar na Figura 38 que o modelo que melhor se ajustou a curva experimental para as três condições hidráulicas distintas (TDH de 12 h, 8 h e 4 h), foi o

modelo N-CSTR (tanques de mistura completa em série), apesar de inicialmente os ensaios não respeitarem suas premissas ( $D/uL < 0,01$  e dispersão idêntica dentro e fora do volume de controle).

Na Tabela 27 são apresentados os ajustes dos dados experimentais com os três modelos teóricos uniparamétricos ideais 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 27 - Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais dos TDH de 12 h, 8 h e 4 h.**

Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	RMT (%)	N-CSTR	D $\mu$ .L <sup>-1</sup>		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
					PD	GD	N-CSTR	PD	GD
1	12	12,6	75	3	0,39	0,64	0,94	0,71	0,39
2		12,6	69	3	0,39	0,66	0,95	0,72	0,40
1	8	8,3	87	3	0,35	0,59	0,93	0,72	0,48
2		8,3	89	3	0,35	0,60	0,94	0,73	0,48
1	4	3,9	63	3	0,32	0,53	0,92	0,76	0,54
2		3,9	68	3	0,32	0,52	0,93	0,78	0,55

**Legenda:** RMT – recuperação de massa do traçador eosina Y ao final dos ensaios.

Como observado na Tabela 27, para o TDH 12 h e 8 h ocorreu um pequeno atraso na resposta do traçador, influenciando no aumento do TDH real do reator UAHB em relação ao teórico estipulado em projeto, na qual essas diferenças foram de 5% e 4%, respectivamente para o TDH 12 h e 8 h. Em relação ao TDH de 4 h, ocorreu adiantamento do TDH real (devido ao aumento da vazão em 50% em relação ao TDH de 8 h) e a diferença entre o TDH real e teórico foi de apenas 2,5%.

Somente no TDH de 8 h foi observado mais de 85% da massa recuperada do traçador que foi aplicado, como estabelece Cossio (1993) como uma das premissas do ensaio hidrodinâmico.

Para todos os TDH testados o modelo N-CSTR apresentou aproximadamente 3 tanques de mistura completa em série, resultados esses que são próximos ao que reporta os autores Passig (2005), Carvalho et al. (2008) e Belini (2016).

Como o modelo N-CSTR apresentou a melhor correlação, admite-se que o regime de fluxo no interior do reator obedece a esse modelo, mesmo sabendo que de acordo com Levenspiel (2000) os escoamentos em reatores biológicos não são ideais em virtude da influência que a biomassa acarreta nos ensaios.

Na Tabela 28 são apresentados os resultados obtidos com o cálculo do volume de zonas mortas, eficiência hidráulica e presença de curtos circuitos para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h.

**Tabela 28- Volume de zonas mortas, curtos circuitos e eficiência hidráulica para os TDH de 12 h, 8 h e 4 h.**

Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	Pico (h)	Volume de zonas mortas (m <sup>3</sup> )	Eficiência Hidráulica ( $\lambda$ )	Curto- Circuito ( $\Psi$ )
1	12	12,6	6	-0,001	0,61	0,47
2		12,6	6	-0,001	0,61	0,48
1	8	8,3	5	0,007	0,65	0,72
2		8,3	5	0,007	0,64	0,72
1	4	3,9	2,5	0,015	0,67	1,51
2		3,9	2,5	0,015	0,67	1,52

É possível observar na Tabela 28 que para o TDH de 12 h o volume de zonas mortas é negativo e de acordo com Peña; Mara; Avella (2006) o valor negativo é justificado pela presença de caminhos preferências no interior do reator. Para os TDH de 8 h e 4 h os volumes de zonas mortas foram positivas, o que influencia no atraso e no lento decaimento do traçador eosina Y nesses locais.

A relação  $\Psi$  média para o TDH de 12 h foi de 0,48, para o TDH de 8 h foi de 0,72 e para o TDH de 4 h foi de 1,5. Deste modo, não foi possível observar a presença de curtos-circuitos para os três TDH testados, pois de acordo com Sarathai; Koottatep; Morel, (2010) a presença de curtos-circuitos se dá quando o valor da razão ( $\Psi$ ) do tempo que ocorre o pico da concentração do traçador no efluente com o TDH real, 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.

O valor médio da eficiência hidráulica ( $\lambda$ ) para o TDH de 12 h foi de 0,61, para o TDH de 8 h foi de 0,65 e para o TDH de 4 h foi de 0,67, sendo evidenciada eficiência hidráulica satisfatória para os três TDH distintos testados, pois segundo Persson; Somes; Wong (1999) e Sarathai; Koottatep; Morel, (2010), a eficiência hidráulica está relacionada com o volume real do reator e com a condição de reatores de mistura completa em série e pode ser classificada em: (i) boa para  $\lambda > 0,75$ ; (ii) satisfatória para  $0,5 < \lambda < 0,75$  e (iii) insatisfatória para  $\lambda \leq 0,5$ .

## 5.6 ANÁLISE ESTATÍSTICA DO DESEMPENHO DO REATOR UAHB

### 5.6.1 Análise dos efeitos das variáveis e significância dos fatores na remoção de matéria orgânica

O delineamento experimental e as variáveis respostas quanto à eficiência de remoção de matéria orgânica obtidas nas etapas experimentais são apresentados na Tabela 29.

**Tabela 29 - Fatores experimentais e variáveis respostas**

Ensaio	Variáveis codificadas		Variáveis descodificadas		Eficiências de remoção Variáveis respostas (%)		
	TDH	C	TDH (h)	C (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	DQO b	Turbidez	Sólidos Totais
1	(-1)	(-1)	5,2	396	63 (4)	64 (4)	64 (5)
2	(+1)	(-1)	10,8	396	81 (2)	76 (1)	76 (3)
3	(-1)	(+1)	5,2	1104	58 (2)	61 (6)	57 (4)
4	(+1)	(+1)	10,8	1104	86 (1)	86 (2)	58 (5)
5	(-1,414)	0	4	750	68 (2)	68 (6)	53 (2)
6	(+1,414)	0	12,0	750	87 (1)	81 (1)	59 (5)
7	0	(-1,414)	8	250	74 (4)	66 (5)	75 (7)
8	0	(+1,414)	8	1250	80 (1)	80 (2)	54 (5)
9	0	0	8	750	81 (1)	76 (3)	58 (5)

**Legenda:** C: Concentração de matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas); (Desvio padrão); Variáveis respostas (%): média de eficiência dos perfis realizados; DQO b (amostras brutas).

É possível observar na Tabela 29 que houve variações nas eficiências de remoção em DQO (amostras brutas), remoção em Turbidez e remoção em Sólidos Totais. A maior eficiência de remoção em DQO (amostras brutas) ocorreu para o ensaio 6 com TDH de 12 h e 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, enquanto que a menor eficiência foi ocorreu para o ensaio 1 com TDH de 5,2 h e 396 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

Em relação a remoção de Turbidez, a maior eficiência ocorreu para o ensaio 4 com TDH de 10,8 h e 1104 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e a menor eficiência para o ensaio 3 com TDH de 5,2 h e 1104 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Para a remoção de ST a maior eficiência ocorreu para o ensaio 2 com TDH de 10,8 h e 396 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e a menor eficiência para o ensaio 5 com TDH de 4 h e 750 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

Os efeitos estimados para a remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST) é apresentado na Tabela 30.

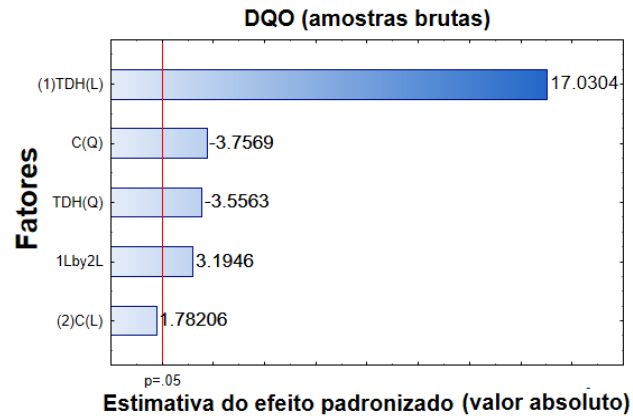
**Tabela 30 – Efeitos estimados para a remoção em remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e ST.**

Variáveis (%)	Parâmetros	Efeitos	Erro Padrão <sup>1</sup>	T	p-valor	Erro Padrao <sup>2</sup>
<b>DQO</b> (amostras brutas)	Média/intercepto	80,3355	1,2460	64,4771	0,0000	1,2460
	TDH (L)	18,3777	1,0791	17,0305	0,0000	0,5396
	TDH (Q)	-5,5398	1,5577	-3,5563	0,0007	0,7789
	C (L)	1,9230	1,0791	1,7821	0,0791	0,5396
	C (Q)	-5,8524	1,5577	-3,7570	0,0004	0,7789
	TDH x C	4,8750	1,5260	3,1947	0,0021	0,7630
<b>Turbidez</b>	Média/intercepto	76,2510	1,3590	56,1094	0,0000	1,3590
	TDH (L)	14,3660	1,1770	12,2057	0,0000	0,5885
	TDH (Q)	-2,6577	1,6990	-1,5642	0,1223	0,8495
	C (L)	6,7808	1,1770	5,7612	0,0000	0,5885
	C (Q)	-4,5332	1,6990	-2,6681	0,0095	0,8495
	TDH x C	6,0000	1,6644	3,6049	0,0006	0,8322
<b>Sólidos Totais</b> (ST)	Média/intercepto	57,7486	1,4551	39,6862	0,0000	1,4551
	TDH (L)	5,5151	1,2603	4,3761	0,0000	0,6301
	TDH (Q)	-0,2334	1,8193	-0,1283	0,8983	0,9096
	C (L)	-13,3479	1,2603	-10,5912	0,0000	0,6301
	C (Q)	8,3317	1,8193	4,5797	0,0000	0,9096
	TDH x C	-5,2500	1,7822	-2,9459	0,0044	0,8911

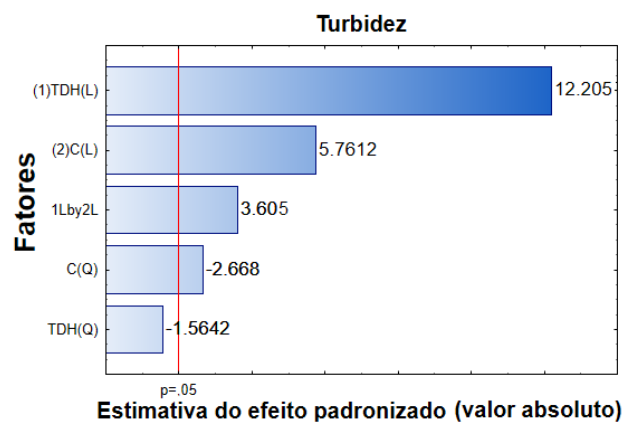
**Legenda:** (L) – Linear; (Q) - Quadrático; <sup>1</sup>Erro padrão do efeito; <sup>2</sup>Erro padrão do coeficiente; T – t de Student.

É possível observar que somente os fatores TDH linear (L), concentração de matéria orgânica quadrática (Q) e a interação entre o TDH e a concentração de matéria orgânica (TDH x C) exerceram efeitos significativos ao nível de 5% de confiança para a remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST), pois apresentam p-valores menores que 0,05.

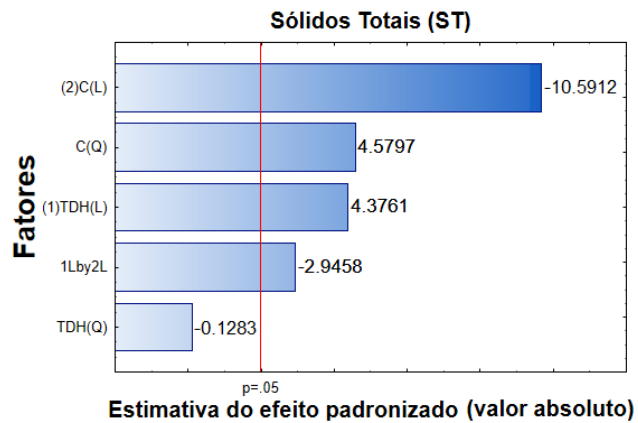
Os gráficos de Pareto, nas quais está ilustrada a significância dos fatores na remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST) é apresentado na Figura 39.



(a)



(b)



(c)

Figura 39 – Gráfico de Pareto para (a) DQO (amostras brutas); (b) Turbidez; (c) Sólidos Totais.



O Gráfico de Pareto da Figura 39 possibilita a visualização dos efeitos lineares, quadráticos e de interação das variáveis, de uma forma gráfica. Desta forma as significâncias das variáveis da Tabela 30 são corroboradas pelos Gráficos de Pareto que também consideram significativos somente as variáveis com p-valor menor que 0,05 (colunas verticais que ultrapassam a linha vermelha vertical).

Com a análise das variâncias (ANOVA), foi possível também elaborar um modelo matemático de regressão para as variáveis respostas, conforme observado na Tabela 31.

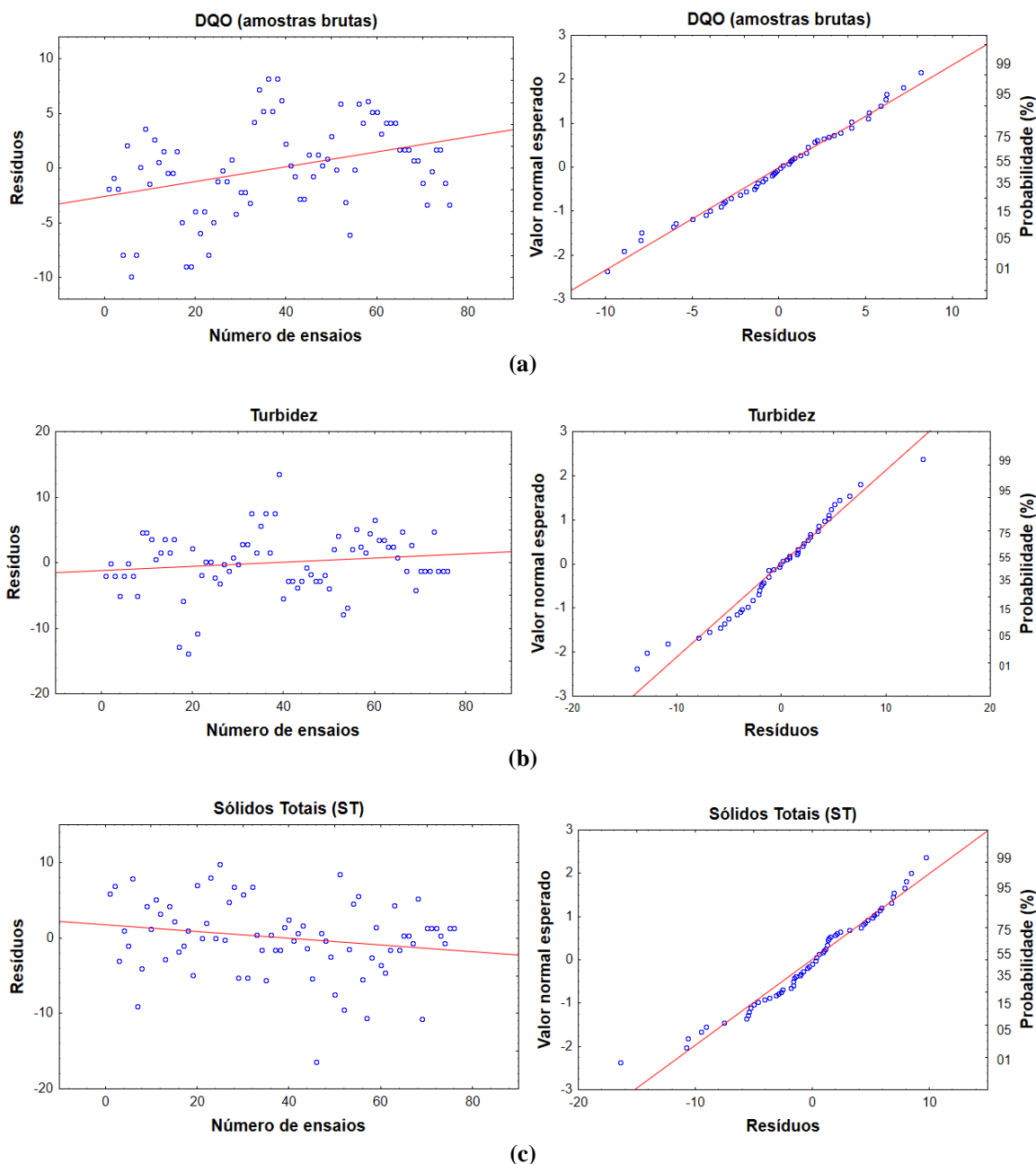
**Tabela 31– Modelos matemáticos e coeficientes de determinação (R<sup>2</sup>) das variáveis respostas.**

Variáveis respostas (%)	Modelos de regressão	R <sup>2</sup> (%)
Modelo p/ DQO bruta	$80,33 + 9,18(TDH) - 2,76(TDH)^2 - 2,92(C)^2 + 2,44(TDH \times C)$	82
Modelo p/ Turbidez	$76,25 + 7,18(TDH) + 3,39(C) - 2,26(C)^2 + 3,00(TDH \times C)$	74
Modelo p/ Sólidos Totais	$57,74 + 2,75(TDH) - 6,67(C) + 4,17(C)^2 - 2,63(TDH \times C)$	71

Para gerar os três modelos de regressão (Tabela 31), foram desconsiderados os fatores não significativos (p-valor > 0,05). A partir dos coeficientes obtidos na ANOVA e dos efeitos estimados, é possível observar que os modelos codificados foram expressos em equações de 2<sup>a</sup> ordem.

Os valores de R<sup>2</sup> dos modelos estatísticos apresentados na Tabela x foram de R<sup>2</sup> de 0,82 para o modelo da DQO bruta , R<sup>2</sup> de 0,74 para o modelo da Turbidez e R<sup>2</sup> de 0,71 para o modelo dos Sólidos Totais. O que indica que 82%, 74% e 71 % das variações nas eficiências de remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST), respectivamente, são explicadas pelos modelos matemáticos apresentados.

Para determinar se os modelos de regressão são válidos, foi necessário também verificar a distribuição dos resíduos em função dos números de ensaios e a probabilidade normal em função das variáveis respostas conforme Figura 40.



**Figura 40 – Gráficos dos resíduos pelos números de ensaios e gráficos da probabilidade normal dos resíduos para as variáveis respostas (a) DQO (amostras brutas); (b) Turbidez; (c) Sólidos Totais.**

Na Figura 40 os resíduos tem uma distribuição aleatória em função dos números de ensaios para remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST), isso indica que os erros são igualmente distribuídos e independentes.

Nos gráficos de normalidade são observados ajustes adequados na probabilidade normal dos resíduos, pois todos os valores ficaram próximos das retas para as três variáveis analisadas, desde modo, as exigências estatísticas dos modelos de regressão são atendidas.

Para as três variáveis respostas foram construídas superfícies de resposta e as curvas de nível (Figura 41) na qual foram geradas com base nos modelos de regressão apresentados anteriormente, onde é observado uma combinação (TDH x C) ótima para cada variável resposta. Desde modo é possível também perceber que existe uma região de otimização para as eficiências de remoção de DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST).

Para a resposta de eficiência de remoção de DQO (amostras brutas) é possível perceber que as maiores eficiências são obtidas a partir do TDH de 10,8 até 12 h e concentrações que vão de  $750 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  a  $1250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ . Em relação à remoção de Turbidez a maiores eficiências são obtidas a partir do TDH de 10,8 até 12 h e concentrações que vão de  $926 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  a  $1250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ . E para a remoção de ST a maiores eficiências são obtidas a partir do TDH de 9,4 até 12 h e concentrações desde  $250 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  a  $396 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ .

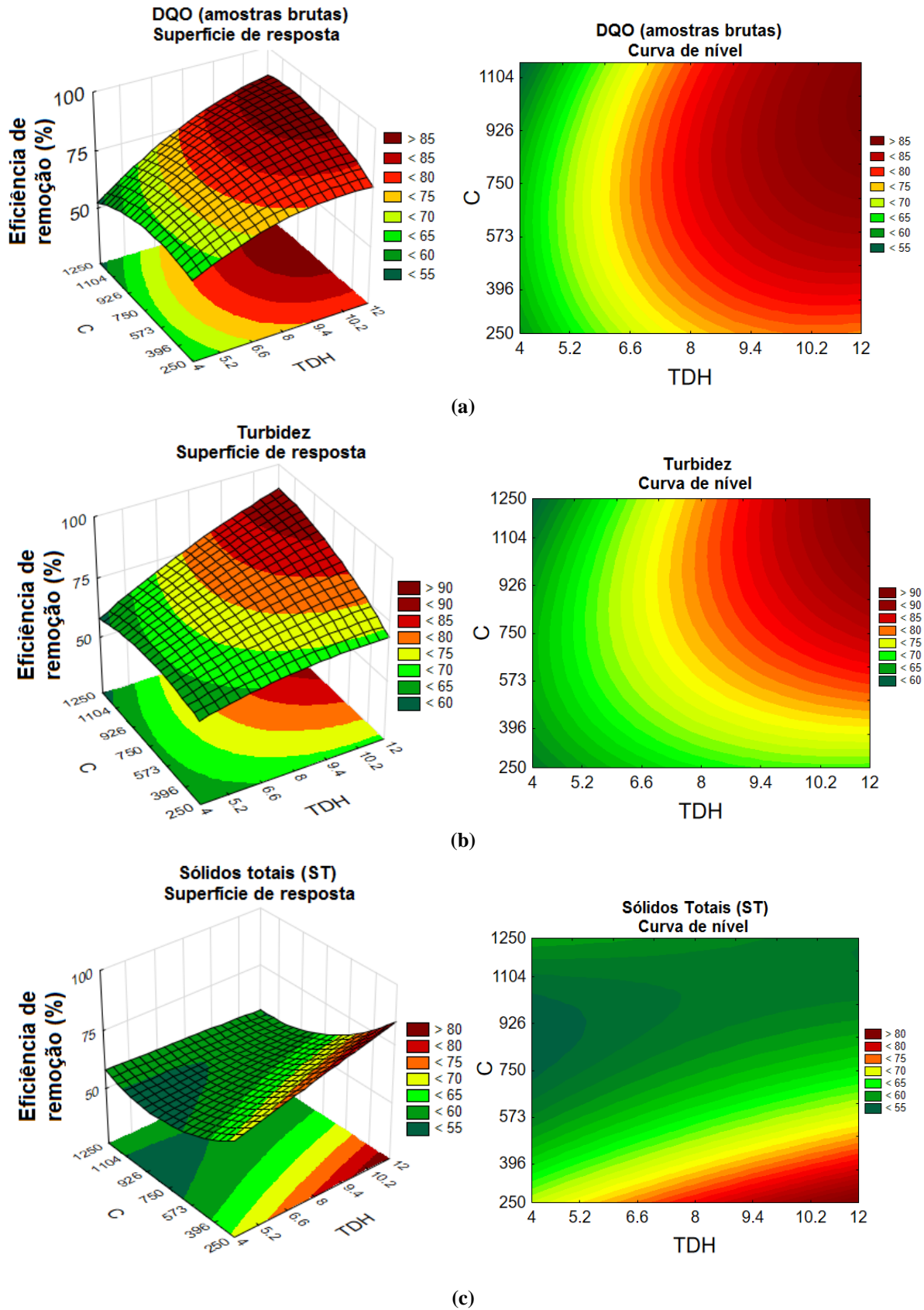


Figura 41 - Superfícies de resposta e curvas de nível para a para as variáveis respostas eficiência de remoção em: (a) DQO (amostras brutas); (b) Turbidez; (c) Sólidos Totais (ST).  
 Legenda: C – concentração de matéria orgânica (mgO<sub>2</sub>L<sup>-1</sup>) afluente aplicada em termos de DQO (amostras brutas); TDH – Tempo de detenção hidráulica (h).

### 5.6.2 Validação dos modelos de regressão

A validação dos modelos foi realizada para a condição ótima encontrada na desejabilidade (Figura 42), que correlaciona todos os valores das variáveis respostas para a definição de uma condição otimizada de operação para o reator. Com essa correlação das variáveis todas elas são analisadas de forma coletiva (em grupo) de uma vez só. Os parâmetros TDH linear e quadrático e R linear e quadrático foram utilizados para a obtenção da desejabilidade.

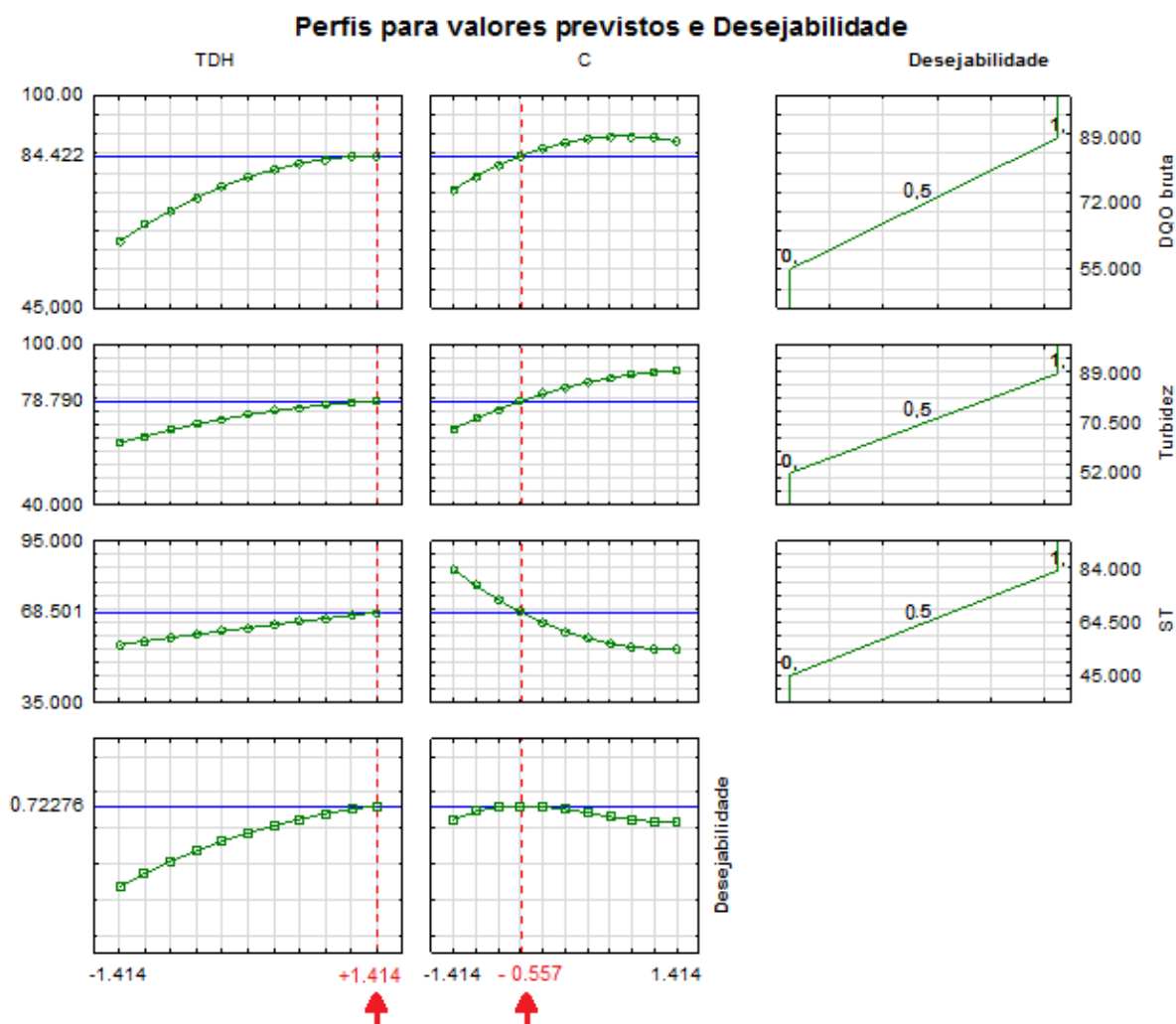


Figura 42 – Análise da desejabilidade do planejamento estatístico.

Legenda: C – concentração de matéria orgânica afluente aplicada em termos de DQO (amostras brutas).

Obs. Todos os dados do gráfico acima estão codificados.

Na Figura 42 é possível observar as linhas, verde que indicam o conjunto de dados, a azul (ponto ótimo de cada variável) e a tracejada vermelha é o ponto onde houve melhor desempenho para todas as variáveis (condição ótima).

Desde modo a condição ótima encontrada foi para os valores codificados de TDH 1,414 e C -0,557 e valores decodificados TDH 12 h e DQO (amostras brutas) 553 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> (Tabela 32).

Foi analisada experimentalmente em laboratório a condição ótima, para ser realizada uma comparação com os valores experimentais encontrados com os valores preditos calculados no modelo estatístico (Tabela 32).

**Tabela 32 – Valores preditos calculados nos três modelos encontrados.**

Ensaio	Variáveis codificadas		Variáveis decodificadas		Eficiências de remoção Respostas calculadas no modelo (%) [Valor experimental encontrado %]		
	TDH	C	TDH (h)	C (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	DQO b	Turbidez	Sólidos Totais
1	(-)	(-)	5,2	396	71 [63]	66 [64]	63 [64]
2	(+)	(-)	10,8	396	84 [81]	75 [76]	74 [76]
3	(-)	(+)	5,2	1104	66 [58]	67 [61]	55 [57]
4	(+)	(+)	10,8	1104	89 [86]	88 [86]	55 [58]
5	(-1,414)	0	4	750	62 [68]	66 [68]	54 [53]
6	(+1,414)	0	12,0	750	88 [87]	86 [81]	62 [59]
7	0	(-1,414)	8	250	80 [74]	67 [66]	76 [75]
8	0	(+1,414)	8	1250	80 [80]	77 [80]	57 [54]
9	0	0	8	750	80 [81]	76 [76]	58 [58]
10*	(+1,414)	-0,557	12	553	86 [84]	81 [79]	69 [71]

**Legenda:** C – concentração de matéria orgânica afluenta aplicada em termos de DQO (amostras brutas).

\*Condição ótima encontrada pela desejabilidade. [Valor experimental encontrado em laboratório (%), anteriormente apresentado na Tabela 29].

Na Tabela 32 os valores mais próximos calculados pelos modelos em relação aos valores encontrados experimentalmente foram para as respostas de eficiência de remoção em

DQO<sub>(amostras brutas)</sub>, isso se deve ao fato do R<sup>2</sup> para esse modelo ser o maior (Tabela 31), ou seja, quanto maior o R<sup>2</sup>, mais próximo o modelo estará dos dados experimentais.

Assim como foi feito para a condição ótima, quaisquer outros valores dentro da faixa do TDH 4 h à 12 h e concentração de matéria orgânica afluenta ao reator em termos de DQO<sub>(amostras brutas)</sub> entre 250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e 1250 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> pode ser calculadas pelos modelos, e não somente os testados nesse experimento.

O ensaio 10\* apresentado na Tabela 32 representa a condição ótima encontrada pela desejabilidade, na qual os valores calculados com base pelos três modelos foram de 86% para eficiência de remoção em DQO<sub>(amostras brutas)</sub>, 81% para remoção de turbidez e de 69% para remoção de sólidos totais. Já os valores experimentais encontrados em laboratório para esse condição ótima de TDH 12h e DQO<sub>(amostras brutas)</sub> 553 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, foi de 84% para eficiência de remoção em DQO<sub>(amostras brutas)</sub>, 79% para remoção de turbidez e de 71% para remoção de sólidos totais.

## 6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

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

O sistema biológico no interior do reator UAHB esteve em equilíbrio dinâmico aparente (EEDA) ao longo da maior parte do período de operação. Apesar das temperaturas médias do líquido (19,3 °C) não ficarem dentro da faixa ótima de 25 °C e 35 °C, o reator permaneceu estável (em todas as condições operacionais) e com produção de alcalinidade para neutralizar os ácidos voláteis produzidos no processo de acidogênese e acetogênese da digestão anaeróbia.

O aumento da carga orgânica volumétrica contribuiu de forma positiva para o aumento das eficiências de remoção em DQO (amostras brutas e filtradas),  $DBO_5^{20}$  e Turbidez, mas prejudicou as eficiências de remoções de Sólidos Totais e Sólidos Suspensos Totais.

Em relação à produção de biogás foram obtidos melhores resultados quando o reator UAHB foi alimentado com afluente com maior concentração de matéria orgânica ( $1.250 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ ) e TDH de 8 h, na qual o mesmo produziu nessa condição operacional aproximadamente  $6.908 \text{ mL} \cdot \text{dia}^{-1}$  de biogás, com uma concentração de ar ( $\text{H}_2\text{O} + \text{O}_2 + \text{N}_2$ ) de 32%, metano ( $\text{CH}_4$ ) de 63%, dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) de 4% e gás sulfídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) de 0,001%.

A diminuição do TDH contribuiu de forma negativa, o que fez diminuir as eficiências de remoção dos parâmetros DQO (amostras brutas e filtradas),  $DBO_5^{20}$ , Sólidos Totais, Sólidos Suspensos Totais e Turbidez. A produção de biogás teve um aumento de aproximadamente 10% na produção de biogás com a diminuição do TDH de 12 h para o TDH de 8 h.

Em relação à hidrodinâmica, em todas as condições operacionais foi possível observar o efeito de cauda longa, que indica a difusão dos traçadores em zonas mortas do reator ou adsorção dos traçadores na biomassa do reator (lodo floculento). O regime de escoamento no interior do reator UAHB foi classificado como de tanques de mistura completa em série (N-CSTR).

Foi verificada a presença de zonas mortas no reator, a eficiência hidráulica foi em média 65% para as três condições e não foi possível observar a presença de curtos-circuitos para os três TDH testados, pois os valores da razão ( $\Psi$ ) foram maiores que 0,3.



Através do planejamento estatístico com composto central rotacional (DCCR), somente os fatores TDH linear (L), concentração de matéria orgânica quadrática (Q) e a interação entre o TDH e a concentração de matéria orgânica (TDH x C) exerceram efeitos significativos para a remoção em DQO (amostras brutas), Turbidez e Sólidos Totais (ST), pois apresentam p-valores menores que 0,05.

Por meio da análise da desejabilidade foi possível encontrar a condição ótima para as três respostas analisadas no DCCR, na qual foi para os valores codificados de TDH 1,414 e C -0,557 e valores descodificados TDH 12 h e DQO (amostras brutas) 553 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

## REFERÊNCIAS

ACHARYA, S. M., KUNDU, K., SREEKRISHNAN, T. R. Improved stability of anaerobic digestion through the use of selective acidogenic culture. **Journal of Environmental Engineering**. vol. 141, Issue 7, 2015.

AHRING, B. K.; SANDBERG, M.; ANGELIDAKI, I. Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digesters. **Applied Microbiology and Biotechnology**. vol. 43, p. 559 – 565, 1995.

AHRING, B. K.; WESTERMANN, P. J. Product inhibition of butyrate metabolism by acetate and hydrogen in thermophilic coculture. **Applied Microbiology and Biotechnology**. vol. 54, nº. 10, p. 2393 – 2397, 1988.

ALVAREZ, J. M.; MACÉ, S.; LLABRES, P. Anaerobic digestion of organic solid wastes, an overview of research achievements and perspectives. **Bioresource Technology**, vol. 74, Issue 1, p. 3 – 16, 2000.

AQUINO, S. F.; STUCKEY, D. C. Bioavailability and toxicity of metal nutrients during anaerobic digestion. **Journal of Environmental Engineering**. vol. 133, nº. 1, p. 28 – 35, 2007.

ARAÚJO, T. 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.

AYATI, B.; GANJIDOUST H. Comparing the efficiency of UAFF and UASB with hybrid reactor in treating wood fiber wastewater. **Journal of Environmental Health Science & Engineering**. vol. 3, nº. 1, p. 39 - 44, 2006.

AZEVEDO NETTO, J. M. Aproveitamento do Gás de Esgotos, **Revista DAE**, ano XXII, nº 41, p. 15 - 44, 1961.

AZEVEDO, M. H. **Características, Produção e Utilização do Biogás Produzido a partir de Resíduos Orgânicos**. 120 f. Dissertação (Mestrado, Promec), Porto Alegre 2000.

BAETTKER, E. C. **Avaliação do desempenho de filtros anaeróbios preenchidos com diferentes meios suportes no tratamento de água residuária sintética**. 137 f. (Dissertação) Mestrado em Programa de Pós - Graduação em Engenharia Civil – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2015.

BELINI, A. D. **Otimização da remoção da matéria carbonácea e nitrogenada de esgoto sanitário por sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo.** 110 f. (Dissertação) Mestrado em Programa de Pós - Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2016.

BRASIL. **Resolução CONAMA nº 357.** Conselho Nacional do Meio Ambiente. Brasília, 17 de março de 2005.

\_\_\_\_\_. **Resolução CONAMA nº 430.** Conselho Nacional do Meio Ambiente. Brasília, 16 de maio de 2011.

BÜYÜKKAMACI, N.; FILIBELI A. Concentrated wastewater treatment studies using an anaerobic hybrid reactor. **Process Biochemistry.** vol. 38, p.777 - 775, 2002.

CAMPOS, J. R. et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo.** Rio de Janeiro/RJ: ABES, cap. 1, p. 1-28. 1999.

CARVALHO, K. Q. et al. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental,** Rio de Janeiro, vol. 13, nº. 2, p. 226 - 235, 2008.

CAVALCANTI, M. P. **Tratamento de esgoto doméstico em reator híbrido de fibra de vidro tipo UASB e filtro anaeróbio para comunidades de pequeno porte.** 2005. 98 f. Dissertação (Mestrado em Programa de Pós- Graduação em Engenharia Civil) – Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2005.

CHERNICHARO, C. A. L. **Anaerobic reactors: biological wastewater treatment Series (volume 4).** 1<sup>a</sup> st ed. London: IWA Publishing. v. 4. 184p. 2007.

CHERNICHARO, C.A.L., MACHADO, R.M.G. Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries. **Water Science and Technology,** Great Britain, vol. 38, nº. 8 - 9, p. 325 - 332, 1998.

COSSIO, F. Y. **Lagunas de estabilización: teoría, diseño, evaluación y mantenimiento.** ed. Opas/OMS, 421p., 1993.

DE NARDI, I. R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering,** vol. 21, nº. 5, p. 469 - 476, 1999.

DILLALO, R.; ALBETSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, vol. 33, n<sup>o</sup>. 4, p. 356 - 365, 1961.

DONG, X.; PLUGGE, C. M.; STAMS, A. J. M. Anaerobic degradation of propionate by a mesophilic acetogenic bacterium in coculture and triculture with different methanogens. **Applied Microbiology and Biotechnology**. vol. 60, p. 2834 – 2838, 1994.

EATON, A. D.; CLESCERI, L. S.; RICE, E. W.; GREENBERG, A. B. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21 ed. Washington: American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, 1600p., 2005.

ELMITWALLIA, T. A; SKLYARB, L. V.; ZEEMANA, G.; LETTINGA, G. Low temperature pre-treatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. **Bioresource Technology**. vol. 82, n<sup>o</sup>. 3, p. 233 – 239. 2002.

FIA, F. R. L.; Matos, A. T. de; Borges A. C.; Moreira D. A.; FIA R.; EUSTÁQUIO JÚNIOR V. Remoção de compostos fenólicos em reatores anaeróbios de leito fixo com diferentes materiais suporte. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental [online]**, vol. 14, n<sup>o</sup>. 10, p. 1079 - 1086. 2010.

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 Environmental Science and Bio/Technology**. vol. 5, p. 3 - 19, 2006.

GERARDI, M. H. **Wastewater Bacteria - Série Wasterwater Microbiology**. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc, 272p. 2006.

GORRIS, L. G. M.;VAN DEURSEN, J. M. A.; VAN DER DRIFT, C.; VOGELS, G. D. Inhibition of propionate degradation by acetate in methanogenic fluidized bed reactors. **Biotechnology Letters**. vol. 11, p. 61 – 66, 1989.

GUIOT, S.R.; VAN DEN BERG, L. Performance and biomass retention of upflow anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter. **Biotechnology Letters**.vol. 6, p. 161 - 164, 1984.

JOUBERT, W. A.; BRITZ, T. J. Characterization of aerobic, facultative anaerobic, and anaerobic bacteria in an acidogenic phase reactor and their metabolite formation. **Microbial Ecology**. vol. 13, n<sup>o</sup>. 2, p. 159 - 169, 1987.

KASPAR H., F ; WUHRMAN, K. Kinetic Parameters and Relative Turnovers of Some Important Catabolic Reactions in Digesting Sludge. **Applied Environmental Microbiology**. vol. 36 p. 1- 7. 1978.

KELLNER, E.; MOREIRA, J. F. V.; PIRES, E. C. Influência da estratificação térmica no volume útil e no comportamento hidrodinâmico de lagoa de estabilização: determinação experimental e teórica. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. vol. 14, nº. 1, p. 129 - 138, 2009.

KENNEDY, K. J.; VAN DEN BERG, L. Stability and performance of anaerobic fixed film reactors during hydraulic overloading at 10 – 35 °C. **Water Research**. vol. 16, nº. 9, p. 1391 – 1398, 1982.

KENNEDY, K.J.; GUIOT, S.R. Anaerobic upflow development and application. **Water Science and Technology**. vol. 18, nº. 12, p. 71 - 86, 1986.

KRYLOVA, N. I.; CONRAD, R. Thermodynamics of propionate degradation in methanogenic paddy soil. **FEMS Microbiology Ecology**, vol. 26, p. 281 - 288, 1998.

KRYLOVA, N. I.; JANSSEN, P. H.; CONRAD, R. Turnover of propionate in methanogenic paddy soil. **FEMS Microbiology Ecology**, vol. 23, p. 107 - 117, 1997.

LETTINGA, G. Sustainable integrated biological wastewater treatment. **Water Science And Technology**. IWA Publishing, vol. 33, nº. 3, p. 85 - 98, 1996.

LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L.W. UASB - Process design for various types of wastewaters. **Water Science Technology**, vol. 24, nº. 8, p. 87-107, 1991.

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

LEW, B.; TARRE,S.; BELAVSKI, M.; GREEN, M. UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: a comparison between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor. **Water Science and Technology**. vol. 49, p. 295 - 301, 2004.

LIMA, D. A.; SOUSA, J. T. ; LIMA, J. F ; SOUSA, T. A. T. ; HENRIQUE, I. N. Tratamento de esgotos domésticos em reator anaeróbio híbrido seguido de reator com algas imobilizadas. **Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales**. vol. 8, p. 270 - 285, 2015.

LINDORFER, H.; RAMHOLD, D.; FRAUZ, B. Nutrient and trace element supply in anaerobic digestion plants and effect of trace element application, **Water Science and Technology**, vol. 66, Issue 9, p. 1923 - 1929, 2012.

LO, K. V.; LIAO, E. H.; GAO, Y. C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. **Bioresource Technology**, United States: vol. 47, p. 153 – 157, 1994.

LOBATO, L. C. S. **Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico**. 187 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos – DESA, UFMG, Belo Horizonte, 2011.

MADIGAN, Michael T. **Microbiologia de Brock**. 12. ed. Porto Alegre: Artmed, xxxii, 1128 p., 2010.

MAXHAM, J.V.; WAKAMIYA, W. Innovative biological wastewater treatment technologies applied to the treatment for biomass gasification wastewater. **In: Proceedings of 35th Industrial waste conference**, Purdue University, p. 80 - 94, 1981.

MCCARTY, P. L; MCKINNEY, R.E. Volatile acid toxicity in anaerobic digestion. **Journal Water Control**. vol. 33, p. 223 - 232, 1961.

METCALF, L.; EDDY, H. **Wasterwater Engineering: Treatment and Reuse**. 4<sup>a</sup> edição, Nova York: Mcgraw-hill, 1819p. 2005.

MUELLER, L. E.; HINDIN, E.; LUNSFORD, J. V.; DUNSTAN, G. H. Some Characteristics of Anaerobic Sludge Digestion: I. Effect of Loading. **Sewage and Industrial Wastes**. vol. 31, nº. 6, p. 669 - 677, 1959.

MURRAY W.; VAN DEN BERG, L. Effects of nickel cobalt and molybdenum on the performance of methanogenic fixed film reactors. **Applied Microbiology and Biotechnology**. vol. 42, p. 502 – 505, 1981.

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**. vol.70, p. 101 - 107, 2004.

NOYOLA, A.; SAGASTUME, J. M. M.; HERNÁNDEZ, J. E. L. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odor control and energy/resource recovery. **Reviews in Environmental Sciences and Biotechnology**.vol. 5, p. 93 – 114, 2006.

PASSIG F. H.; VILLELA L. H.; FERREIRA O. P. Piracicamirim sewage treatment plant - conception utilizing anaerobic process followed by aerobic process - evaluation of operational conditions and compatibility of processes. **In anais da VI Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia**, 2000, Recife/PE, 2000.

PASSIG, F. H. **Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário**. 155 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PASSIG, F. H.; BLUNDI, C. E. **Caracterização hidrodinâmica de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente**. 1996. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexico/01180i04.pdf>>. Acesso em: 08 agosto. 2015.

PASSIG, F. H.; CAMPOS, J. R. . Hybrid Anaerobic Reactor for Domestic Sewage Treatment. **Water and Environmental Management Series**, vol. 8, p. 380, 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**, vol. 50, nº. 3, p. 445 - 452, 2006.

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

RAJESHWARI, K.V.; BALAKRISHNAN, M.; KANSAL, A.; KUSUM, L.; KISHORE, V.V.N. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. vol. 4, Issue 2, p. 135 - 156, 2000.

REN, N., WANG, B., HUANG, J.C. Ethanol-type fermentation from carbohydrate in high rate acidogenic reactor. **Biotechnology and Bioengineering**. vol. 54, nº. 5, p. 428 - 433, 1997.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, New York, vol. 58, nº. 5, p. 406 - 411, 1986.

SARATHAI, T.; KOOTTATEP, T.; MOREL, A. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system. **Journal of Environmental Science**, vol. 22, nº. 9, p. 1319 - 1326, 2010.

SENTÜRK, E.; INCE, M.; ENGIN, G. O. The effect of shock loading on the performance of a thermophilic anaerobic contact reactor at constant organic loading rate. **Journal of Environmental Health Science & Engineering**, vol. 12, n°. 84. 6p. May, 2014.

SENTÜRK, E.; INCE, M.; ENGIN, G.O. The effect of transient loading on the performance of a mesophilic anaerobic contact reactor at constant feed strength. **Journal of Biotechnology**, vol.164, Issue 2, p. 232 – 23, 2012.

SINGH, K. S.; VIRAGHAVAN, T.; BHATTACHARRYA, D. Sludge Blanket Height and Flow Pattern in UASB Reactor: Temperature Effects. **Journal Environmental and Engineering**, vol. 132, n°. 8, p. 895 - 900, 2006.

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

SPEECE, R. E. A survey of municipal anaerobic sludge digesters and diagnostic activity assays. **Water Research**. vol. 22, n°. 3, p. 365 – 372, 1988.

SPEECE, R.E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville, Tennessee. Archae Press.1996.

SPERLING, M. V. **Basic principles of wastewater treatment: biological wastewater treatment series (Volume 2)**. 1ª ed. London: IWA Publishing. v. 2. 200p. 2007.

STANFORD, M. P. A.; KATO, M. Comparação de reatores UASB e Híbrido tratando esgoto sanitário **In anais do 22º Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES)**, Joinville/SC. 2003.

TAKASHIMA, M.; Shimada, K.; SPEECE, R. E. Minimum requirements for trace metals (iron, nickel, cobalt, and zinc) in thermophilic and mesophilic methane fermentation from glucose. **Water Environ**. vol. 83, p. 339 – 346, 2011.

TAKASHIMA, M.; SPEECE, R. E.; PARKIN, G. F. Mineral requirements for methane fermentation. **Critical Reviews in Environmental Control**, vol. 19, Issue 5, p. 465 – 479, 1990.

TAKASHIMA, M.; SPEECE, R.E. Mineral nutrient requirements for high-rate methane fermentation of acetate at low SRT. **Research Journal of the Water Pollution Control Federation**, vol. 61, p. 1645 – 1650, 1989.



THACKSTON, E. L.; SHIELDS, F. D. J; SCHROEDER P. R. Residence time distributions of shallow basins. **Journal of Environmental Engineering**. vol. 116, nº. 6, p. 1319 – 1332, 1987.

TORRES, P. **Desempenho de um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) de Bancada no Tratamento de Substrato Sintético Simulando Esgotos Sanitários**. São Carlos, SP. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 1992.

VAN LIER, J. B.; GROLLE, K. C.; FRIJTERS, C. T.; STAMS, A. J.; LETTINGA, G. Effects of acetate, propionate, and butyrate on the thermophilic anaerobic degradation of propionate by methanogenic sludge and defined cultures. **Applied and Environmental Microbiology**. vol. 59, nº. 4, p.1003 – 1011, 1993.

VOOLAPALLI, R. K., STUCKEY, D. C. Hydrogen production in anaerobic reactors during shock loads - Influence of formate production and H<sub>2</sub> kinetics. **Water Research**, vol. 35, Issue 7, p. 1831 – 1841, 2001.

VOOLAPALLI, R. K.; STUCKEY, D. C. Relative importance of trophic group concentrations during anaerobic degradation of volatile fatty acids. **Applied and Environmental Microbiology**. vol. 65, nº. 11, p. 5009 – 5016, 1999.

WAEWSAK, C.; NOPHARATANA, A.; CHAIPRASERT, P. Neural-fuzzy control system application for monitoring process response and control of anaerobic hybrid reactor in wastewater treatment and biogas production. **Journal of Environmental Sciences**. vol. 22, nº. 12, p. 1883 – 1890. 2010.

WARIKOO, V.; MEINERNEY, M. J.; ROBINSON, J. A.; SUFLITA, J. M. Interspecies acetate transfer influences the extent of anaerobic benzoate degradation. **Applied and Environmental Microbiology**. vol. 62, p. 26 – 32, 1996.

WEILAND, P. Biogas production: current state and perspectives. **Applied Microbiology and Biotechnology**. vol. 85, Issue 4, p 849 – 860, 2010.

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

ZIEMINSKI, K.; FRAC, M. Methane fermentation process as anaerobic digestion of biomass: Transformations, stages and microorganisms. **African Journal of Biotechnology**, vol. 11, n°. 18, p. 4127 - 4139, 2012.

ZINDER, S.H.; KOCH, M. Non-aceticlastic methanogenesis from acetate: acetate oxidation by a thermophilic syntrophic coculture. **Archives of Microbiology**. vol. 138, Issue 3, p 263 – 272, 1984.