

# Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator tipo UASB submetido à variação de carga hidráulica

*Dynamic and hydrodynamics behavior of a UASB-type reactor subjected to variation of hydraulic load*

- **Data de entrada:**  
12/10/2016
- **Data de aprovação:**  
21/03/2017

Jayson Pereira Godinho\*/ Eudes José Arantes/ Karina Querne de Carvalho/ Fernando Hermes Passig/  
Cristiane Kreutz/ André Nagalli/ Marion Scheffer de Andrade Silva

DOI: 10.4322/dae.2017.017

## Resumo

A hidrodinâmica dos reatores anaeróbios desempenha um papel importante porque pode influenciar a velocidade das reações biológicas. Neste estudo foram avaliadas a estabilidade e o comportamento hidrodinâmico de um reator tipo UASB (21 L) submetido a variação do TDH em 8 h (etapa I) e 4 h (etapa II). O comportamento hidrodinâmico foi avaliado por meio de ensaios de estímulo-resposta tipo pulso, utilizando o traçador eosina Y. A variação da concentração do traçador no efluente foi ajustada pelos modelos teóricos de dispersão de fluxo e de reatores em série. Nos ensaios hidrodinâmicos foram verificados adiantamento do pico de concentração do traçador e lento decaimento da concentração (fenômeno de cauda) em ambas as etapas de operação. O modelo de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) demonstrou o melhor ajuste matemático da curva DTR. Foi observada presença de curtos-circuitos hidráulicos e zonas mortas na etapa e caminhos preferenciais na etapa II.

**Palavras-chave:** Traçador. Fenômeno de Cauda. Modelos Uniparamétricos. Difusão. Anomalias.

## Abstract

*The hydrodynamics of anaerobic reactors plays an important role because it can influence the speed of biological reactions. In this study, the stability and hydrodynamic behavior of the UASB-type reactor (21 L) were*

**Jayson Pereira Godinho** – Engenheiro Ambiental pela Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Engenheiro de Segurança do Trabalho pela Universidade Estácio de Sá (UNESA). Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental pela UTFPR e Doutorando em Engenharia de Construção Civil pela Universidade Federal do Paraná (UFPR).

**Eudes José Arantes** – Engenheiro Civil pela Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Mestre e Doutor em Engenharia Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Docente do Departamento Acadêmico de Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Campo Mourão (DAAMB/UTFPR).

**Karina Querne de Carvalho** – Engenheira Civil pela Universidade Estadual de Maringá (UEM). Mestre e Doutora em Engenharia Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Docente do Departamento Acadêmico de Construção Civil da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Curitiba (DACOC/UTFPR).

**Fernando Hermes Passig** – Engenheiro Sanitarista pela Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Mestre e Doutor em Engenharia Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Docente do Departamento Acadêmico de Química e Biologia da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Curitiba (DAQBI/UTFPR).

**Cristiane Kreutz** – Tecnóloga Ambiental pela Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR). Mestre e Doutora em Engenharia Agrícola pela Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE). Docente do Departamento Acadêmico de Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (DAAMB/UTFPR).

**André Nagalli** – Engenheiro Civil pela Universidade Federal do Paraná (UFPR). Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental (UFPR). Doutor em Geologia (UFPR). Docente do Departamento Acadêmico de Construção Civil da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (DACOC/UTFPR).

**Marion Scheffer de Andrade Silva** – Engenharia Civil pela Universidade Estadual de Ponta Grossa (UEPG). Especialista em Patologia nas Obras Cíveis pelo Instituto IDD. Mestranda em Engenharia de Construção Civil pela Universidade Federal do Paraná (UFPR).

\***Endereço para correspondência:** Departamento de Construção Civil, Universidade Federal do Paraná (UFPR) – Av. Coronel Francisco Heráclito dos Santos, nº 210, CEP 81531-980, Jardim das Américas, Centro Politécnico, Curitiba – PR. E-mail: jayson.godinho.eng@gmail.com

evaluated submitted to the variation of HRT of 8 h (phase I) and 4 h (phase II). The hydrodynamic behavior was evaluated by stimulus-response assays pulse type using the tracer eosin Y. The variation of tracer concentration in the effluent was adjusted by the theoretical models of dispersion (low and high) and stirred tanks in series. In the hydrodynamic assays were observed an advance of the peak tracer concentration and slow decay of the concentration (tailing phenomena) in both phases of operation. The complete stirred tanks in series (N-CSTR) model demonstrated the best mathematical adjustment of the RTD. The presence of hydraulic short-circuiting and dead zones were noted in phase I and preferential pathways in phase II. **Keywords:** Tracer. Tailing phenomena. Uniparametric model. Diffusion, Anomalies.

## 1 INTRODUÇÃO

Desenvolvido na década de 1970 pelo professor Gatzte Lettinga na Holanda, o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - UASB), que inicialmente foi empregado para o tratamento de efluentes industriais com elevada carga orgânica, passou a ser amplamente utilizado no Brasil para o tratamento dos esgotos sanitários, devido às condições climáticas do país serem favoráveis e a diversas outras vantagens (KATO et al., 1999, AQUINO; CHERNICHARO, 2007).

As principais vantagens do reator UASB, se comparado aos reatores aeróbios convencionais, são: baixa geração de sólidos, baixos custos de implantação e operação, baixo consumo de energia; possibilidade de operação com baixos tempos de detenção hidráulica e elevados tempos de retenção celular, mas em contrapartida ocorre a produção de gás sulfídrico (geração de maus odores), baixas remoções de macronutrientes como nitrogênio e fósforo e longo intervalo de tempo necessário para partida (sem inóculo) (CHERNICHARO, 2007).

Esse tipo de reator também é capaz de absorver grandes variações de carga hidráulica e orgânica, porém essas variações causam redução da eficiência de remoção da matéria orgânica do reator (que, em condições normais de operação, ficam na faixa de 60% a 80% em termos de DBO), e por

isso devem ser avaliadas para que a estabilidade operacional do sistema seja mantida (CARVALHO et al. 2008; FORESTI et al., 2006).

Desse modo, é importante avaliar a estabilidade do reator frente a essas condições de sobrecarga hidráulica, não somente do ponto de vista da eficiência de remoção de matéria orgânica, mas também sendo necessário um melhor entendimento do comportamento hidrodinâmico do reator quando submetido a essas variações (ZAIAT; FORESTI, 1997, CARVALHO et al., 2008).

Os aspectos hidrodinâmicos influenciam diretamente 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, que são aspectos necessários ao bom desempenho da atividade microbiana no interior do reator (ZAIAT; FORESTI, 1997; LEVENSPIEL, 2000).

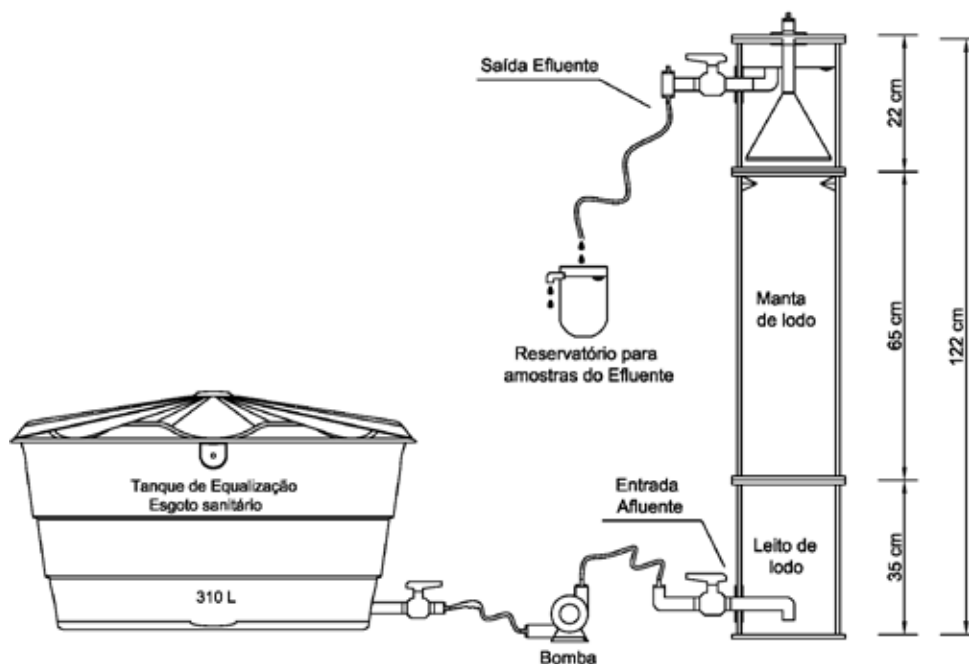
## 2 OBJETIVOS

Nesse contexto, o objetivo deste trabalho é avaliar o comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator UASB, submetido a variações de cargas hidráulicas no tratamento de esgotos sanitários de um campus universitário.

### 3 METODOLOGIA

O reator, com volume útil de 21 L, foi constituído de uma coluna cilíndrica de *plexiglass*, com diâmetro interno de 0,15 m e altura de 1,22 m. O separa-

dor trifásico (gás-sólido-líquido) com altura total de 0,25 m e diâmetro de 0,14 m, foi acoplado à coluna cilíndrica a uma distância de 0,95 m da base do reator (Figura 1).



**Figura 1** – Desenho esquemático do aparato experimental utilizado neste trabalho.

Os esgotos sanitários utilizados na alimentação contínua do reator UASB foram coletados de uma caixa de passagem existente na Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Campo Mourão, por meio de uma bomba dosadora, e armazenados em um tanque de equalização com capacidade de 500 L. O substrato armazenado nesse tanque de equalização foi conduzido para o reator por meio também de uma bomba dosadora, marca Provitec® modelo DM 5000 ABS.

O reator foi inoculado com 6 L de lodo anaeróbio floculento (aproximadamente 34% do volume do reator), proveniente de um reator anaeróbio de leito fluidizado (RALF) que trata os esgotos sa-

nitários do município de Campo Mourão, estado do Paraná.

O reator foi operado em duas etapas de operação, sendo: etapa I com vazão afiuente de  $2,63 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ , TDH de 8 h e velocidade ascensional de  $0,15 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  do início até o 50º dia de operação; e etapa II com vazão afiuente de  $5,25 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ , TDH de 4 h e velocidade ascensional de  $0,30 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  do 51º ao 90º dia de operação.

O monitoramento do comportamento do reator foi avaliado em cada etapa de operação por meio de determinação semanal dos parâmetros físico-químicos apresentados na Tabela 1, em amostras do afiuente e efluente, em triplicata.

**Tabela 1** - Parâmetros analisados e metodologia empregada na avaliação do desempenho do reator

| Parâmetros   | Método de Análise   | Nº do Método | Referência                 |
|--|---------------------|--------------|----------------------------|
| Temperatura (°C)   | Potenciométrico     | -            | -                          |
| pH   | Potenciométrico     | 4500_H*      | APHA (2012)                |
| AT (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )                           | Titulométrico       | -            | Ripley et al. (1986)       |
| AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )                           | Titulométrico       | -            | Ripley et al. (1986)       |
| AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )  | Titulométrico       | -            | Dillalo e Albertson (1961) |
| DQO (Amostras bruta e filtrada) (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) | Espectrofotométrico | 5220_D       | APHA (2012)                |
| DBO <sub>5,20</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )                            | Respirométrico      | 5210_D       | APHA (2012)                |
| ST (mg.L <sup>-1</sup> )   | Gravimétrico        | 2540_B       | APHA (2012)                |
| STF (mg.L <sup>-1</sup> )  | Gravimétrico        | 2540_E       | APHA (2012)                |
| STV (mg.L <sup>-1</sup> )  | Gravimétrico        | 2540_E       | APHA (2012)                |
| SST (mg.L <sup>-1</sup> )  | Gravimétrico        | 2540_G       | APHA (2012)                |
| SSF (mg.L <sup>-1</sup> )  | Gravimétrico        | 2540_G       | APHA (2012)                |
| SSV (mg.L <sup>-1</sup> )  | Gravimétrico        | 2540_G       | APHA (2012)                |

**Legenda:** AT - Alcalinidade Total; AB - Alcalinidade a Bicarbonato; AV - Ácidos Voláteis; DQO - Demanda Química de Oxigênio; DBO<sub>5,20</sub> - Demanda Bioquímica de Oxigênio; ST - Sólidos totais; STF - Sólidos Totais Fixos; STV - Sólidos Totais Voláteis; SST - Sólidos Suspensos Totais; SSF - Sólidos Suspensos Fixos; SSV - Sólidos Suspensos Voláteis.

Para avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator foram realizados, em cada etapa operacional, 3 ensaios de estímulo-resposta tipo pulso, utilizando solução de 0,20 g do traçador eosina Y em 10 mL de água, após o reator ter alcançado o estado de equilíbrio dinâmico aparente. Esse traçador foi escolhido devido à facilidade de detecção, elevada recuperação da massa injetada, estabilidade e segurança no manuseio, conforme já reportado por De Nardi et al. (1999) e Carvalho et al. (2008).

O volume de injeção do traçador foi de aproximadamente 10 mL em cada ensaio na entrada do reator com auxílio de uma seringa de 15 mL no tempo de aproximadamente 10 s para simular um pulso ideal. A coleta das amostras do efluente (20 mL) foi realizada em intervalos de 45 min, com um coletor automático da marca Isco, modelo 6700C, com duração total de 12 h e 24 h, ou seja, 3 vezes o TDH de 4 h e 8 h, respectivamente. As amostras coletadas foram centrifugadas por cerca de 5 min a 3500

rpm em uma centrífuga Sislab, modelo Twister 12, para evitar a interferência de sólidos na leitura das absorbâncias pelo método colorimétrico.

A determinação da concentração do traçador nas amostras do efluente foi realizada em espectrofotômetro HACH UV-VIS, modelo DR5000, com comprimento de onda de 516 nm. Após a leitura, os resultados foram plotados em planilha eletrônica e gráficos da variação da concentração do traçador pelo tempo foram gerados.

As curvas experimentais da variação de concentração do traçador ao longo do tempo (C(t)) foram normalizadas (área sobre a curva igual a 1) de acordo com Levenspiel (2000), resultando em curvas de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E_{\theta}$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ).

Na Tabela 2 são apresentadas as definições dos termos utilizados na análise dos dados experimentais de acordo com Levenspiel (2000).

**Tabela 2** - Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de

| Variável          | Equação   | Significado  |
|-------------------|---|--|
| $E_i$             | $C_i/S$   | $E_i$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador<br>$C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$<br>$S$ = 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<br>$C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$<br>$t_i$ = tempo $i$<br>= 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<br>$C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$<br>$t_i$ = tempo $i$<br>= variação do tempo  |
| $\theta$          | $t/t_R$   | $\theta$ = tempo adimensional<br>$t$ = tempo<br>$t_R$ = 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<br>$t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais<br>$E_i$ = 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<br>$t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais<br>$C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$<br>= variação do tempo                      |
| $\sigma_\theta^2$ | $\sigma^2/t_R^2$  | $\sigma^2$ = variância dos pontos experimentais<br>$t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais  |

Fonte: Adaptado de Levenspiel (2000).

Após a normalização, foi calculada a variância para cada ensaio ( $\sigma_\theta^2$ ). O ajuste das curvas experimentais de distribuição do tempo de detenção hidráulica em função do tempo adimensional foi

realizado com base nos modelos teóricos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD), de grande intensidade (GD) e de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) (Tabela 3).

**Tabela 3** - Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E_\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ).

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

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;  $\sigma_\theta^2$  - 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

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

Em que:  $C_i$  - concentração ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) do traçador no tempo  $t_i$  (h);  $Q_e$  vazão efluente ( $\text{m}^3.\text{L}^{-1}$ );  $M_0$  massa do traçador injetada nos reatores ( $\text{mg.L}^{-1}$ ); 0,01 - fator percentual.

As características hidráulicas calculadas foram a eficiência hidráulica e o número de Reynolds e as anomalias determinadas foram o volume de zonas mortas e a presença de curtos-circuitos hidráulicos.

O volume de zonas mortas foi calculado de acordo com metodologia descrita por Peña et al. (2006) e Sing et al. (2006) com base nos valores do TDH teórico e real (h) e dos valores do volume ativo e total do reator ( $\text{m}^3$ ).

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

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

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

As equações utilizadas para o cálculo de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica e número de Reynolds estão descritas na Tabela 4.

**Tabela 4** - Equações para determinação da presença de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, eficiência hidráulica e número de Reynolds.

| Características hidráulicas | Equações  | Significado   |
|-----------------------------|---|---|
| Zonas Mortas                | $\beta = \frac{\text{TDH}_r}{\text{TDH}_t}$ $V_a = V_t \cdot \beta$ $V_d = V_t - V_a$ | $\beta$ = razão entre TDH real e TDH teórico;<br>$V_a$ = volume ativo do reator ( $\text{m}^3$ )<br>$V_t$ = volume total do reator ( $\text{m}^3$ )<br>$V_d$ = volume de zonas mortas ( $\text{m}^3$ )                            |
| Curtos-Circuitos            | $\Psi = \frac{\tau_k}{\tau_r}$  | $\Psi$ = Presença de curtos-circuitos<br>$\tau_k$ = tempo em que ocorre pico da concentração (h)<br>$\tau_r$ = TDH real (h)   |
| Eficiência Hidráulica       | $\lambda = \beta \left( 1 - \frac{1}{N} \right)$                                      | $\lambda$ = eficiência hidráulica<br>$\beta$ = razão entre TDH real e TDH teórico<br>$N$ = número de tanques CSTR em série  |
| Número de Reynolds          | $Re = \left( \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \right)$                                | $\rho$ = Massa específica do fluido ( $\text{Kg.m}^{-3}$ )<br>$v$ = Velocidade média do fluido ( $\text{m.s}^{-1}$ )<br>$D$ = Diâmetro para o fluxo no tubo (m)<br>$\mu$ = Viscosidade dinâmica do fluido ( $\text{N.s.m}^{-2}$ ) |

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

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Caracterizações físico-químicas do esgoto sanitário

A caracterização físico-química dos esgotos sanitários gerados na Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Campo Mourão, pode ser observada na Tabela 5.

**Tabela 5** - Caracterização dos esgotos sanitários coletados no câmpus universitário.

| PARÂMETROS   | N  | X    | DVP | CV (%) | Mín. | Máx. |
|--|----|------|-----|--------|------|------|
| Temperatura (°C)   | 30 | 21,3 | 2,6 | 12     | 17   | 26,3 |
| Alcalinidade a bicarbonato (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) | 30 | 323  | 84  | 26     | 173  | 530  |
| Ácidos voláteis (mgHAc.L <sup>-1</sup> )                           | 30 | 98   | 50  | 51     | 24   | 250  |
| DQO (amostras brutas) (mg.L <sup>-1</sup> )                        | 60 | 826  | 147 | 18     | 471  | 1130 |
| DQO (amostras filtradas) (mg.L <sup>-1</sup> )                     | 60 | 416  | 133 | 32     | 201  | 660  |
| DBO <sub>5,20</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )                          | 12 | 429  | 20  | 5      | 397  | 468  |
| Relação DBO <sub>5,20</sub> /DQO                                   | -  | 0,5  | -   | -      | -    | -    |
| Sólidos Suspensos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )                     | 30 | 215  | 100 | 47     | 42   | 528  |
| Sólidos Suspensos Voláteis (mg.L <sup>-1</sup> )                   | 30 | 74   | 43  | 58     | 20   | 184  |
| Sólidos Suspensos Fixos (mg.L <sup>-1</sup> )                      | 30 | 141  | 95  | 67     | 13   | 508  |
| Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )                               | 30 | 684  | 196 | 29     | 256  | 1056 |
| Sólidos Totais Voláteis (mg.L <sup>-1</sup> )                      | 30 | 183  | 76  | 41     | 60   | 398  |
| Sólidos Totais Fixos (mg.L <sup>-1</sup> )                         | 30 | 501  | 189 | 38     | 154  | 962  |

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

A temperatura ficou dentro do nível mesofílico (20 a 50°C), como reporta Metcalf e Eddy (2016), para o desenvolvimento bacteriano, mantendo-se estável com média de 21,3 (2,6) °C e sem variações bruscas, o que de modo geral contribuiu para o sistema, pois segundo Gerardi (2006) o processo de digestão anaeróbica começa a perder significativa eficiência em temperaturas inferiores a 20°C e sob influência de variações bruscas de temperatura.

Em cerca de 30 amostras, o pH se manteve com valores dentro da faixa de 6,6 a 7,4, que de acordo com Lettinga (1996) é a ideal para o crescimento das arqueias metanogênicas. Em relação às bactérias acetogênicas, a faixa ideal de pH situa-se entre 5,0 e 6,0.

A alcalinidade a bicarbonato com média de 323 (84) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> ficou próxima do que outros autores reportaram na literatura, como Carvalho et al. (2008) e que observaram variações entre 137 e 152 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, Passig (2005), com média de 212 (75) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, e Igreja (2004), que observou variações entre 91 e 367 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>.

Os ácidos voláteis com média 98 (50) mgHAc.L<sup>-1</sup> foram superiores ao observado por Passig (2005), com média de 33 (13) mgHAc.L<sup>-1</sup>, e por Van Haandel et al. (2015), com média de 60 mgHAc.L<sup>-1</sup>, mas ficaram próximos ao observado por Carvalho et al. (2008), com média de 103 (9) mgHAc.L<sup>-1</sup>.

A carga orgânica imposta ao reator variou na faixa de 0,03 a 0,06 kgDQO.d<sup>-1</sup>, com média de aproximadamente 0,05 kgDQO.d<sup>-1</sup>. A taxa de carregamento orgânico resultou na faixa variável de 1,7 a 4,1 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, com valor médio de aproximadamente 3,0 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, ou seja, está de acordo com a faixa de 2,5 a 3,5 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> indicada por Chernicharo (2007) para tratamento de esgotos sanitários de origem doméstica.

A relação média DBO<sub>5,20</sub>/DQO foi de 0,5, indicando a fácil biodegradabilidade do substrato utilizado na alimentação do reator UASB de acordo com a faixa de 0,4 ≤ DBO/DQO ≤ 0,6 reportada por Metcalf; Eddy (2016). Valor semelhante a esse foi verificado por Silva et al. (2005); eles observaram valor similar para os esgotos sanitários tratados na ETEs das cidades de Franca e Barueri, no estado de São Paulo.

É possível classificar o esgoto sanitário do câmpus como “forte” em termos de DQO (amostras brutas e filtradas) e de DBO<sub>5,20</sub> de acordo com Metcalf; Eddy (2016).



## 4.2 Influência da variação da carga hidráulica no desempenho do reator tipo UASB

Os valores médios obtidos para temperatura nas amostras do afluente e do efluente do reator foram de 19,8 (1,8) °C e 19,5 (1,5) °C na etapa I e de 20,6 (2,1) °C e 20 (1,7) °C na etapa II, respectivamente. Foresti et al. (2006) indicam a faixa de temperatura de 25°C a 35°C como ótima para a atividade bacteriana no processo de digestão anaeróbia. Neste trabalho, as temperaturas médias resultaram abaixo dessa faixa indicada e podem ter contribuído para a redução da eficiência do reator quanto à remoção da matéria orgânica.

Não foi possível verificar diferenças significativas nos valores de pH quando o reator foi submetido à variação da carga hidráulica. Os valores de pH ficaram dentro das faixas reportadas na literatura, pois Chernicharo (2007) indica valores de pH entre 6,0 e 8,0, e para Speece (1996) o pH entre 6,5 e 7,5 é adequado para o bom desempenho do processo de digestão anaeróbia.

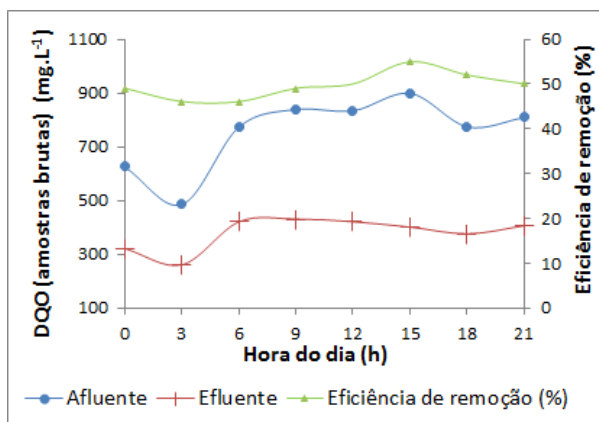
Não foram observados aumentos significativos nos valores da alcalinidade total nas amostras do efluente em relação às do afluente, sendo de 366 (38) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 372 (46) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> na etapa I e de 387 (38) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 357 (48) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> na etapa II,

respectivamente. Desse modo, não foi possível verificar a capacidade de tamponamento do reator.

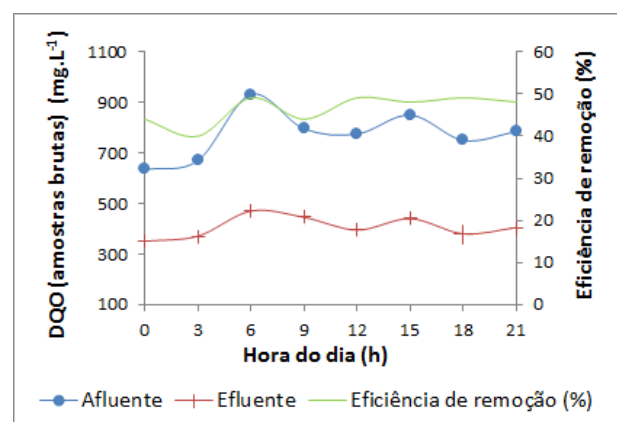
As concentrações médias de ácidos voláteis, porém, resultaram de 82 (12) mgHAc.L<sup>-1</sup> e 90 (9) mgHAc.L<sup>-1</sup> nas amostras do efluente nas etapas I e II, respectivamente, ou seja, inferiores a 200 mgHAc.L<sup>-1</sup> indicado como valor máximo por Chernicharo (2007).

Esses parâmetros estão de acordo com as faixas descritas por Iglesia (2004), de 275 (54) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 56 (39) mgHAc.L<sup>-1</sup>, Carvalho et al. (2008) de 254 (21) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 30 (4) mgHAc.L<sup>-1</sup> e Lima et al. (2016) de 400 (30) mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> em amostras do efluente de reatores tipo UASB operados com TDH de 8 h no tratamento de esgotos sanitários. A produção de alcalinidade e as menores concentrações de ácidos nas amostras do efluente não foram verificadas em ambas as etapas, o que pode indicar um desequilíbrio no sistema entre as bactérias acetogênicas e as arqueias metanogênicas, influenciando negativamente a remoção da matéria orgânica (FORESTI et al., 2006).

Na Figura 2 é possível observar a variação horária da concentração da matéria orgânica em termos de DQO (amostras brutas) para o afluente e o efluente nas duas etapas avaliadas.



(a)



(b)

Figura 2 – Variação da DQO (amostras brutas) em amostras do reator tipo UASB operado com TDH de: a) 8 h; b) 4 h.



Na etapa I, os valores médios da DQO (amostras brutas) do afluente foram de 756 (127) mg.L<sup>-1</sup>, e os do efluente foram de 379 (56) mg.L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema variou de 46 a 55% em termos de DQO (amostras brutas), obtendo-se valor médio de aproximadamente 50 (3)%. Esses valores foram semelhantes aos reportados por Iglesia (2004) e Lima et al. (2016) de, em média 50% e 52%, respectivamente, mas inferiores aos reportados por Araújo (2014) e Castro (2010) de 61% e 65,7%, respectivamente.

Como pode ser observado na etapa I, a eficiência de remoção da DQO (amostras brutas) foi inferior a 65%, indicado como eficiente por Chernicharo (2007) para sistema de tratamento anaeróbio de águas residuárias.

Na etapa II, os valores médios da DQO (amostras brutas) do afluente foram de 774 (88) mg.L<sup>-1</sup>, e os do efluente, de 407 (39) mg.L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de DQO (amostras brutas) variou de 40 a 49%, obtendo-se valor médio de aproximadamente 46 (3)%, ou seja, 8% menor que o observado na operação do reator com TDH de 8 h. Esse comportamento pode ser justificado pela maior concentração de sólidos no efluente, causada pela maior velocidade ascensional do fluido no interior do reator.

Na etapa I, a média de DQO filtrada de afluente e efluente foi de 377 (83) mg.L<sup>-1</sup> e 205 (39) mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente, com eficiência de remoção variando de 42% a 52%, com valor médio de 45 (3)%. Esse valor foi inferior aos verificados por Araujo (2014) e Pereira (2012), de 56% e 50%, respectivamente. Na etapa II, a média de DQO (amostras filtradas) do afluente e efluente foi de 390 (35) mg.L<sup>-1</sup> e 226 (28) mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. A eficiência de remoção de DQO (amostras filtradas) variou de 40% a 44%, obtendo valor médio de 42 (1)%, sendo esse valor aproximadamente de 7% menor que o observado com TDH de 8 h.

Van Haandel et al. (2015) notaram redução de 14% na eficiência de remoção de DQO (amostras brutas) em um reator tipo UASB (1,2 m<sup>3</sup>) submetido à redução do TDH de 8 h para 4 h no tratamento de esgoto sanitário de Campina Grande (PB). Os autores obtiveram

eficiência de 66% (DQO afluente de 554 mg.L<sup>-1</sup>) e de 52% (DQO afluente de 526 mg.L<sup>-1</sup>) nessas etapas.

A redução da eficiência de remoção da matéria orgânica em reatores tipo UASB submetidos a variações de cargas hidráulicas e orgânicas foi justificada pelo arraste de sólidos no efluente do reator em virtude do aumento da velocidade ascendente do sistema por conta da diminuição do TDH por Peláez et al. (2012) e Carvalho et al. (2008).

A concentração média de matéria orgânica em termos de DBO<sub>5,20</sub> do afluente e efluente foi de 416 (16) mg.L<sup>-1</sup> e 201 (8) mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente, com eficiência de remoção média de 52% na etapa I, inferior ao obtido por Pereira (2012) e Iglesia (2004) de 65 e 60%, respectivamente. Na etapa II, a eficiência de remoção média foi de 46%, ou seja, 11% inferior àquela observada com TDH de 8 h (DBO<sub>5,20</sub> de 438 (10) mg.L<sup>-1</sup> no afluente).

Silva e Leite (2014), na operação de um reator tipo UASB com volume útil de 45 L para o tratamento de esgoto doméstico com 1% de lixiviado de aterro sanitário (percentagem em relação ao volume total), observou valores médios de 265 mg.L<sup>-1</sup> e 221 mg.L<sup>-1</sup>, para a DBO<sub>5,20</sub> do afluente nas etapas I e II, respectivamente. Já os valores médios de DBO<sub>5,20</sub> do efluente do reator UASB foram de 137 mg.L<sup>-1</sup> e 81 mg.L<sup>-1</sup> nas etapas I e II, respectivamente, tendo o reator UASB eficiência média de remoção de 48% na etapa I e 63% na etapa II.

Para o presente trabalho foi também verificado acúmulo de espuma na superfície do separador trifásico, que era descartada com o efluente do reator, acarretando no aumento da concentração de sólidos e de matéria orgânica. Foresti et al. (2006) citaram que esse arraste de sólidos e o acúmulo de espuma são limitações comuns na maioria dos reatores tipo UASB.

Na etapa I, as concentrações de ST variaram de 340 a 1022 mg.L<sup>-1</sup> no afluente, com média de 657 (187) mg.L<sup>-1</sup> e de 174 a 350 mg.L<sup>-1</sup> no efluente do reator, com média de 289 (56) mg.L<sup>-1</sup>. Na etapa II, as concentrações de ST variaram de 600 a 1056 mg.L<sup>-1</sup> no afluente, com média de 748 (137) mg.L<sup>-1</sup> e de 300 a 572 mg.L<sup>-1</sup> no efluente

do reator, com valor médio de 383 (82) mg.L<sup>-1</sup>, ou seja, foi verificado aumento de 12% e 25% nas amostras do afluente e efluente, respectivamente, quando comparadas aos valores obtidos com TDH de 8 h.

Na etapa I, os valores obtidos para as concentrações de STV variaram de 60 a 232 mg.L<sup>-1</sup> e de 76 a 162 mg.L<sup>-1</sup>, com valores médios de 144 (52) mg.L<sup>-1</sup> e 112 (24) mg.L<sup>-1</sup> para o afluente e efluente do reator, respectivamente. A eficiência média de remoção do STV foi de 54 (10)%, semelhante ao reportado por Araújo (2014) que obteve 60 (23)%. Na etapa II, as concentrações de STV variaram de 100 a 294 mg.L<sup>-1</sup> e de 110 a 198 mg.L<sup>-1</sup>, com valores médios de 169 (57) mg.L<sup>-1</sup> e 139 (32) mg.L<sup>-1</sup> no afluente e efluente do reator, respectivamente. A eficiência de remoção de STV foi em média de 49 (3)%, ou seja, 9% menor quando comparada àquela verificada com TDH de 8 h.

Na etapa I as concentrações de SST variaram de 82 mg.L<sup>-1</sup> a 420 mg.L<sup>-1</sup> no afluente e de 60 mg.L<sup>-1</sup> a 170 mg.L<sup>-1</sup> no efluente do reator, respectivamente. A eficiência média de remoção de SSV foi de 49 (16) %.

Na etapa II, os resultados das concentrações de SST variaram de 204 mg.L<sup>-1</sup> a 308 mg.L<sup>-1</sup> para o afluente e de 104 mg.L<sup>-1</sup> a 166 mg.L<sup>-1</sup> para o efluente, com valor médio de 253 (30) mg.L<sup>-1</sup> e 131 (17) mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. As concentrações médias de SSV foram de 91 (23) mg.L<sup>-1</sup> para o afluente e de 77 (16) mg.L<sup>-1</sup> para o efluente do reator, com eficiência de remoção média de 48 (3)%, similar ao observado para o TDH de 8 h de 49 (19)%.

Na Tabela 6 é apresentado um resumo dos resultados físico-químicos nos perfis de 24 h de operação para TDH de 8 h e 4 h.

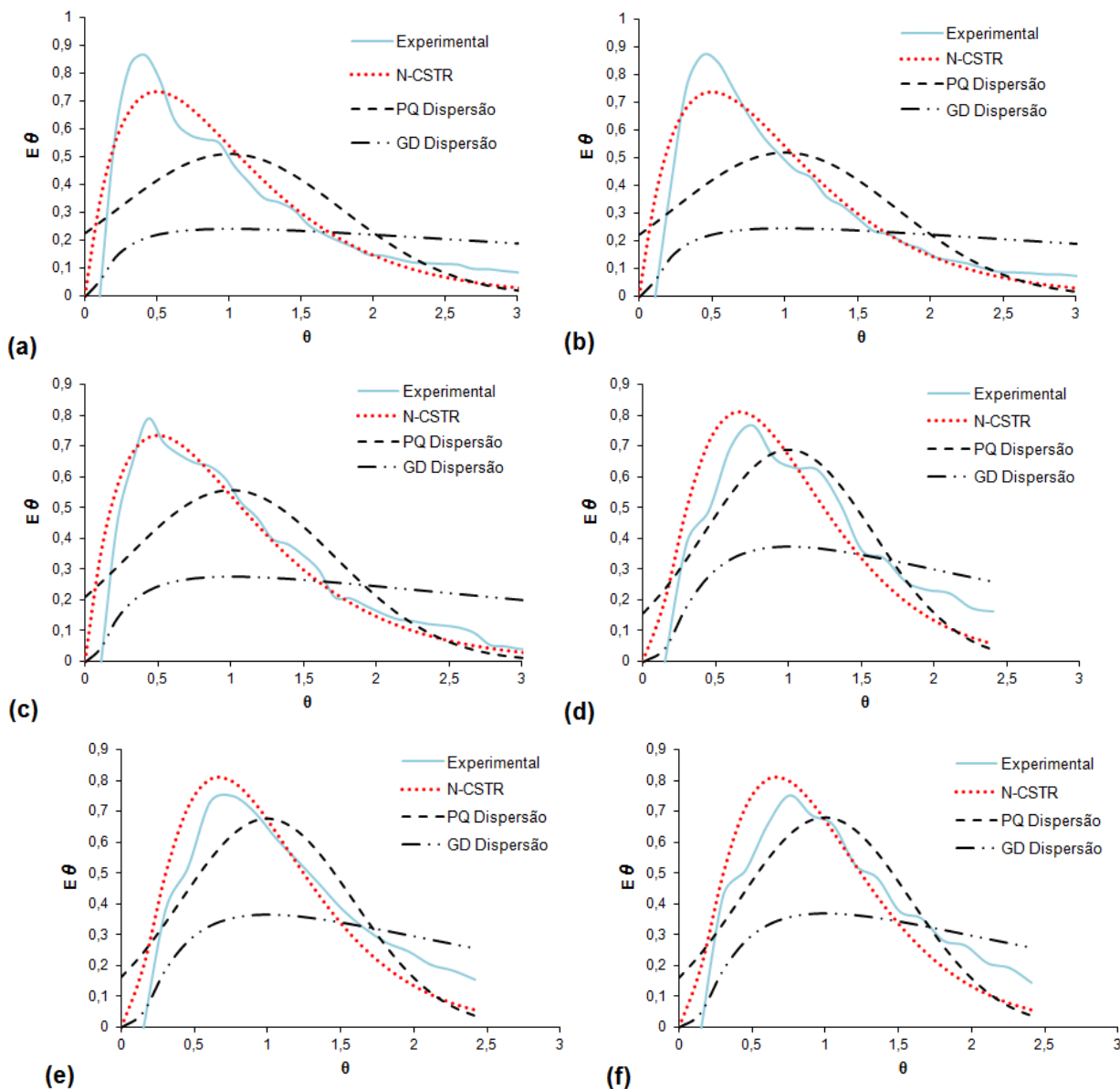
**Tabela 6** - Resumo dos resultados obtidos nos perfis de amostragem temporal de 24 h para reator operado com TDH de 8 h e 4 h.

| Parâmetros   | Ponto de coleta | TDH de 8 h |           |           |           |     |      | TDH de 4 h |           |          |          |     |      |
|--|-----------------|------------|-----------|-----------|-----------|-----|------|------------|-----------|----------|----------|-----|------|
|  |                 | N          | X         | DP        | CV(%)     | Mín | Máx  | N          | X         | DP       | CV (%)   | Mín | Máx  |
| Temperatura (°C)   | A               | 8          | 19,8      | 1,8       | 9         | 17  | 23   | 8          | 20,6      | 2,1      | 10       | 18  | 24   |
|  | E               | 8          | 19,5      | 1,5       | 8         | 17  | 22   | 8          | 20        | 1,7      | 8        | 18  | 23   |
| Alc. total (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )         | A               | 8          | 366       | 38        | 11        | 310 | 430  | 8          | 387       | 38       | 10       | 322 | 442  |
|  | E               | 8          | 372       | 46        | 12        | 311 | 466  | 8          | 357       | 48       | 13       | 299 | 430  |
| Alc. a bicarbonato (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) | A               | 8          | 308       | 41        | 13        | 260 | 376  | 8          | 339       | 35       | 10       | 278 | 385  |
|  | E               | 8          | 313       | 49        | 16        | 248 | 409  | 8          | 292       | 54       | 18       | 225 | 369  |
| Ácidos voláteis (mgHAc.L <sup>-1</sup> )                   | A               | 8          | 81        | 12        | 15        | 63  | 105  | 8          | 86        | 8        | 9        | 76  | 97   |
|  | E               | 8          | 82        | 12        | 14        | 55  | 97   | 8          | 90        | 9        | 10       | 80  | 105  |
| DQO (amostras brutas) (mg.L <sup>-1</sup> )                | A               | 16         | 756       | 127       | 17        | 486 | 900  | 16         | 774       | 88       | 11       | 636 | 931  |
|  | E               | 16         | 379       | 56        | 14        | 260 | 431  | 16         | 407       | 39       | 10       | 351 | 471  |
| % remoção  | -               | -          | <b>50</b> | <b>3</b>  | <b>6</b>  | -   | -    | -          | <b>46</b> | <b>3</b> | <b>7</b> | -   | -    |
| DQO (amostras filtradas) (mg.L <sup>-1</sup> )             | A               | 16         | 377       | 83        | 22        | 260 | 496  | 16         | 390       | 35       | 9        | 351 | 450  |
|  | E               | 16         | 205       | 39        | 18        | 145 | 270  | 16         | 226       | 28       | 13       | 201 | 270  |
| % remoção  | -               | -          | <b>45</b> | <b>3</b>  | <b>7</b>  | -   | -    | -          | <b>42</b> | <b>1</b> | <b>4</b> | -   | -    |
| ST (mg.L <sup>-1</sup> )                                   | A               | 8          | 657       | 187       | 29        | 340 | 1022 | 8          | 748       | 137      | 18       | 600 | 1056 |
|  | E               | 8          | 289       | 56        | 19        | 174 | 350  | 8          | 383       | 82       | 21       | 300 | 577  |
| STF (mg.L <sup>-1</sup> )                                  | A               | 8          | 513       | 218       | 43        | 198 | 962  | 8          | 549       | 167      | 29       | 306 | 906  |
|  | E               | 8          | 177       | 63        | 36        | 42  | 268  | 8          | 244       | 96       | 40       | 102 | 456  |
| STV (mg.L <sup>-1</sup> )                                  | A               | 8          | 144       | 52        | 36        | 60  | 232  | 8          | 169       | 57       | 34       | 100 | 294  |
|  | E               | 8          | 112       | 24        | 21        | 76  | 162  | 8          | 139       | 32       | 23       | 110 | 198  |
| % de remoção STV   | -               | -          | <b>54</b> | <b>10</b> | <b>19</b> | -   | -    | -          | <b>49</b> | <b>3</b> | <b>6</b> | -   | -    |
| SST (mg.L <sup>-1</sup> )                                  | A               | 8          | 242       | 103       | 43        | 82  | 420  | 8          | 253       | 30       | 12       | 204 | 308  |
|  | E               | 8          | 114       | 42        | 37        | 60  | 170  | 8          | 131       | 17       | 13       | 104 | 166  |
| SSF (mg.L <sup>-1</sup> )                                  | A               | 8          | 153       | 82        | 53        | 16  | 256  | 8          | 162       | 41       | 26       | 78  | 228  |
|  | E               | 8          | 70        | 38        | 55        | 10  | 128  | 8          | 54        | 16       | 29       | 28  | 84   |
| SSV (mg.L <sup>-1</sup> )                                  | A               | 8          | 89        | 62        | 70        | 36  | 184  | 8          | 91        | 23       | 25       | 50  | 126  |
|  | E               | 8          | 41        | 16        | 39        | 18  | 72   | 8          | 77        | 16       | 20       | 52  | 102  |
| % de remoção SSV   | -               | -          | <b>49</b> | <b>16</b> | <b>32</b> | -   | -    | -          | <b>48</b> | <b>3</b> | <b>6</b> | -   | -    |

**Legenda:** Número de amostras (N); Média (X); Desvio padrão (DVP); Valor mínimo (Mín); Valor máximo (Max); Coeficiente de variação (CV); Afluente (A); Efluente (E).

### 4.3 Influência da variação da carga hidráulica no comportamento hidrodinâmico do reator tipo UASB

Por meio do ajuste dos dados experimentais dos ensaios hidrodinâmicos, foram obtidas as curvas de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) em função do tempo adimensional para as diferentes condições de operação do reator (Figura 3).



**Figura 3** - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador para o reator tipo UASB - TDH de 8 h: (a) Ensaio 1; (b) Ensaio 2; (c) Ensaio 3; - TDH de 4 h: (d) Ensaio 1; (e) Ensaio 2; (f) Ensaio 3.

Na Figura 3 (a, b e c), é possível observar o adiantamento dos picos de concentração da eosina Y no tempo de 2,25 h (concentração média de 0,67 mg.L<sup>-1</sup>) e 3 h (concentração média de 0,59 mg.L<sup>-1</sup>), o que pode indicar presença de caminhos preferenciais no interior do reator operado com TDH de 8 h e 4 h, respectivamente.

Foi observado lento decaimento na concentração do traçador ao longo do tempo nos ensaios, o que pode indicar o fenômeno de “cauda longa” pela presença de curtos-circuitos hidráulicos, difusão

dos traçadores em zonas mortas do reator ou adsorção dos traçadores na biomassa do reator (lodo flocculento) segundo Levenspiel (2000). O mesmo efeito foi observado por Passig (2005), Peña et al. (2006), Carvalho et al. (2008) e Castro (2010).

Na Tabela 7, é possível observar os resultados obtidos do TDH real, porcentagem de recuperação da massa do traçador, o número de reatores de mistura completa em série, número de dispersão e coeficiente de correlação obtidos por meio dos ajustes dos dados experimentais dos ensaios hidrodinâmicos.

**Tabela 7** - Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais do TDH de 8 h e 4 h para o reator tipo UASB.

| Ensaio | TDH <sub>teórico</sub> (h) | TDH <sub>real</sub> (h) | Recuperação de Massa (%) | N-CSTR | D $\mu$ .L <sup>-1</sup> |       | Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> ) |      |      |
|--------|----------------------------|-------------------------|--------------------------|--------|--------------------------|-------|---|------|------|
|        |                            |                         |                          |        | PD                       | GD    | N-CSTR                                      | PD   | GD   |
| 1      | 8                          | 7,3                     | 62                       | 2      | 0,615                    | 1,372 | 0,93  | 0,65 | 0,06 |
| 2      |                            | 7,0                     | 62                       | 2      | 0,594                    | 1,301 | 0,96  | 0,70 | 0,17 |
| 3      |                            | 7,0                     | 62                       | 2      | 0,514                    | 1,041 | 0,96  | 0,79 | 0,24 |
| 1      | 4                          | 5,0                     | 85                       | 3      | 0,348                    | 0,590 | 0,97  | 0,79 | 0,42 |
| 2      |                            | 5,0                     | 85                       | 3      | 0,343                    | 0,579 | 0,97  | 0,81 | 0,42 |
| 3      |                            | 5,0                     | 85                       | 3      | 0,337                    | 0,565 | 0,97  | 0,81 | 0,44 |

**Legenda:** Número de reatores de mistura completa em série (N-CSTR); Número de dispersão (D $\mu$ .L<sup>-1</sup>); Pequena dispersão (PD); Grande dispersão (GD).

Os valores obtidos para recuperação da massa do traçador injetada no reator resultaram em 65% e 85% para o TDH de 8 h e 4 h, respectivamente, com aumento de 23% na recuperação de massa em função da redução do TDH em 50%. Os resultados obtidos neste trabalho estão de acordo com os valores reportados por Carvalho et al. (2008) de 86%, Jiménez et al. (1988) de 41 a 51% e Passig (2005) de 42% a 89% de recuperação de eosina Y em reatores tipo UASB.

Em relação à etapa I de operação (TDH de 8 h), foi verificado que o TDH real variou de 7,0 a 7,3 h, com diferença média de 10,6% em relação ao TDH teórico. Com a diminuição do TDH para 4 h, foi verificado TDH real médio de 5,0 h, com diferença de 25% em relação ao TDH teórico.

O ajuste dos dados pelos modelos de Pequena dispersão (PD) e de reatores de mistura completa em série (N-CSTR) resultou em boa correlação com valores dos coeficientes acima de 70%, o que não

foi observado para o modelo de Grande dispersão com valores inferiores a 43%.

O modelo N-CSTR indicou 2 e 3 reatores para o reator operado com TDH de 8 h e 4 h, respectivamente. Esses valores são semelhantes aos reportados por Passig (2005) e Carvalho et al. (2008) de 2 a 5 reatores N-CSTR na operação de reatores tipo UASB.

Os valores médios dos números de dispersão dos modelos de pequena e grande dispersão foram de 0,574 e 1,238, respectivamente, para reator operado com TDH de 8 h e de 0,342 e 0,578 para TDH de 4 h. Pode-se notar a diminuição dos valores dos números de dispersão com a diminuição do TDH e aumento do número de reatores de mistura completa em série (N-CSTR) de 2 reatores para 3.

O aumento do número de reatores na etapa II (TDH de 4 h) pode estar relacionado à maior mistura do líquido no interior do reator causada pelo aumento da carga hidráulica. Esse efeito também foi observado por Car-

valho et al. (2008), na qual os autores justificaram o aumento do número de N-CSTR devido ao aumento da amplitude da variação da vazão afluyente.

Os coeficientes de correlação analisados com os gráficos de distribuição do tempo de residência permitiram indicar que o modelo teórico N-CSTR melhor se ajustou aos dados experimentais, com coeficiente de correlação médio de 0,957 para TDH de 8 h e de 0,970 para TDH de 4 h.

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

O valor observado para o número de Reynolds foi de 0,77 para reator operado com TDH de 8 h, e de 1,5 quando operado com TDH de 4 h, indicando escoamento laminar, pois o número de Reynolds para as duas etapas foi inferior a 2000 (STREETER; WYLIE, 1982). Bernardez et al. (2008) e Passig (2005) obtiveram número de Reynolds de 1,26 para vazão afluyente de 2,07 L.h<sup>-1</sup> e 64 para vazão afluyente de 3.130 L.h<sup>-1</sup>, respectivamente.

Na Tabela 8 são apresentados os resultados obtidos para análise de curto-circuito hidráulico.

**Tabela 8** – Valores obtidos para análise de curtos-circuitos hidráulicos.

| TDHt     | 8 h  |      |      | 4 h |     |     |
|----------|------|------|------|-----|-----|-----|
| Ensaio   | 1    | 2    | 3    | 1   | 2   | 3   |
| Pico (h) | 2,25 | 2,25 | 2,25 | 3,0 | 3,0 | 3,0 |
| TDHr (h) | 7,3  | 7,0  | 7,0  | 5,0 | 5,0 | 5,0 |
| $\Psi$   | 0,31 | 0,36 | 0,36 | 0,6 | 0,6 | 0,6 |

**Legenda:** Tempo de detenção hidráulico teórico (TDHt); Tempo de detenção hidráulico real (TDHr); Curto-circuito hidráulico ( $\Psi$ ).

Os valores obtidos para curto-circuito foram de 0,34 e 0,6 para o TDH de 8 h e 4 h, respectivamente, indicando a presença desta anomalia apenas nos ensaios com TDH de 8 h. De acordo com Sarathai et al. (2010), a presença de curtos-circuitos ocorre quando o valor da razão do tempo em que ocorre o pico da concentração do traçador no efluente com o TDH real ( $\Psi$ ) for menor ou igual a 0,3.

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

Os resultados obtidos para determinação do volume de zonas mortas são observados na Tabela 9.

**Tabela 9** – Valores obtidos para análise de zonas mortas.

| Operação (TDHt)      | 8 h     |        |        | 4 h      |          |          |
|----------------------|---------|--------|--------|----------|----------|----------|
| Ensaio               | 1       | 2      | 3      | 1        | 2        | 3        |
| TDHr (h)             | 7,3     | 7,0    | 7,0    | 5,0      | 5,0      | 5,0      |
| $\beta$              | 0,9125  | 0,875  | 0,875  | 1,25     | 1,25     | 1,25     |
| Vt (m <sup>3</sup> ) | 0,021   | 0,021  | 0,021  | 0,021    | 0,021    | 0,021    |
| Va (m <sup>3</sup> ) | 0,01916 | 0,0184 | 0,0184 | 0,02625  | 0,02625  | 0,02625  |
| Vd (m <sup>3</sup> ) | 0,00184 | 0,003  | 0,003  | -0,00525 | -0,00525 | -0,00525 |
| Vd (%)               | 9       | 14,3   | 14,3   | -25      | -25      | -25      |

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

O volume médio de zonas mortas foi de 12,5% e -25% para o reator operado com TDH de 8 h e 4 h. Valores similares foram reportados por Sarathai et al. (2010), que obtiveram 16% para TDH de 24 h, 15% para TDH de 36 h e 12% para TDH de 48 h em um reator anaeróbio compartimentado (92,4 L), e por Singh et al. (2006), que notaram de 10 a 11% em reatores tipo UASB (8 L). Assim como observado neste trabalho, Peña et al. (2006) observaram valores negativos (-9,9%) de volumes de zonas mortas e atribuíram esses valores à presença de caminhos preferenciais no interior de um reator tipo UASB (296 m<sup>3</sup>) operado com TDH de 5 a 10 h no tratamento de esgotos sanitários.

Os valores da análise da eficiência hidráulica são apresentados na Tabela 10.

**Tabela 10** – Valores obtidos para análise de eficiência hidráulica.

| TDHt      | 8 h    |       |       | 4 h  |      |      |
|-----------|--------|-------|-------|------|------|------|
| Ensaio    | 1      | 2     | 3     | 1    | 2    | 3    |
| $\beta$   | 0,9125 | 0,875 | 0,875 | 1,25 | 1,25 | 1,25 |
| N         | 2      | 2     | 2     | 3    | 3    | 3    |
| $\lambda$ | 0,46   | 0,44  | 0,44  | 0,83 | 0,83 | 0,83 |

**Legenda:** Relação entre o TDH real e o TDH teórico ( $\beta$ ); Número de reatores em série (N); Eficiência hidráulica ( $\lambda$ ).

Com valores médio da relação  $\lambda$  de 0,45 e 0,83 para reator operado com TDH de 8 h e 4 h, a eficiência hidráulica pode ser classificada como insatisfatória e boa, respectivamente, de acordo com Persson et al. (1999) e Sarathai et al. (2010). Segundo esses autores, a eficiência hidráulica, que está relacionada ao volume real do reator e à condição de reatores de mistura completa em série, 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 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos no desenvolvimento deste trabalho, foi possível concluir que os esgotos sanitários do campus podem ser classificados como esgoto “forte” de acordo com Metcalf e Eddy (2016) em termos de Sólidos Totais e DQO (amostras brutas). A temperatura média foi de 21,3 (2,57), ficando abaixo da faixa indicada para o bom desenvolvimento das bactérias anaeróbias.

Os resultados obtidos com a operação do reator UASB com vazão afluyente média de 2,625 L.h<sup>-1</sup> e TDH de 8 h mostraram que a eficiência média de remoção de DQO (amostras brutas) de 50 (3)%, foi prejudicada pela elevada concentração de sólidos (totais e suspensos) no efluente, proveniente do lodo floculento utilizado como inóculo e da espuma formada na superfície do separador trifásico do reator.

Em relação à operação do reator UASB com TDH de 4 h, os valores dos parâmetros temperatura e pH se

mantiveram semelhantes aos observados para o TDH de 8 h. No entanto, ocorreu redução da eficiência de remoção de DQO (amostras brutas e filtradas), DBO<sub>5,20</sub> e Sólidos Totais Voláteis de 8%, 7%, 11% e 9%, respectivamente, provavelmente decorrente do aumento da velocidade ascensional que acarretou no menor tempo de contato entre o substrato e a biomassa.

Foi possível concluir que o UASB apresentou comportamento similar ao de 2 e 3 reatores de mistura completa em série. Foi verificado adiantamento do pico de concentração do traçador com a redução do TDH de 8 h para 4 h, assim como o lento decaimento desta concentração ao longo do tempo, caracterizado pelo fenômeno de cauda longa.

O regime de escoamento verificado pelo número de Reynolds foi o laminar com aumento de 0,77 para 1,5 com a diminuição do TDH de 8 h para 4 h.

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

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

## 6 AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem as agências brasileiras CNPq, Capes e Fundação Araucária pelas bolsas e apoio financeiro, bem como a Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR) campus Campo Mourão e ao Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental (PPGCTA) da UTFPR campus Curitiba pelo apoio, espaço cedido, equipamentos e materiais utilizados.



## REFERÊNCIAS

APHA - American Public Health Association. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22nd ed. Washington, DC: American Water Works Association; Water Environment Federation. 2012.

AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C.A.L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis em reatores anaeróbicos sob estresse, com causas e estratégias de controle. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 2, p. 152-161, 2005.

CARVALHO, K.Q.; SALGADO, M.T.; PASSIG, F.H.; PIRES, E.C. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 13, n. 2, p. 226-235, 2008.

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

CHERNICHARO, C. A. L. **Anaerobic reactors: Biological wastewater treatment Series (volume 4)**. 1st ed. London: IWA Publishing, v. 1. 184p. 2007.

DILLALO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 33, n. 4, p. 356-365, 1961.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environ. Sci. and Bio/Technol.**, v. 5, n. 1, p. 3-19, 2006.

IGLESIA, M. R. de L. **Avaliação de um sistema piloto composto de reator UASB seguido de lagoa aerada aeróbia e lagoa de decantação no tratamento de esgotos sanitários com elevada contribuição de despejos industriais**. Dissertação (Mestrado em Hidráulica) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

JIMÉNEZ, B.; NOYOLA, A.; CAPDEVILLE, B. Selected dyes for residence time distribution in bioreactors. **Biotechnology Techniques**, v. 2, n. 2, p. 77-82, 1988.

KATO, M.T. et al. Configurações de reatores anaeróbicos. In: Campos, J. R (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro, Brasil: PROSAB/ABES, 1999, Cap. 2, 1999.

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**, v. 14, n. 1, p.129-138, 2009.

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

LETTINGA, G. Sustainable integrated biological wastewater treatment. **Water Science and Technology**, v. 33, n. 3, p. 85 - 98, 1996.

LIMA, D.A. et al.. Controle e remoção de sulfetos em reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário. **Revista DAE**, v. 64, p. 65-75, 2016.

METCALF, L.; EDDY, H. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. 5ª ed. Porto Alegre: McGraw-Hill Brazil, 2008. P. 2016.

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

PEREIRA, J. de O. **Desenvolvimento de reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás (DECB), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, objetivando o controle da espuma e a granulação do lodo**. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2012.

PERSOON J.; SOMES N.L.G.; WONG, T.H.F. Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. **Water Science and Technology**, v. 40, n. 3, p. 291 - 300, 1999.

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

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

ROMA, W.N.L. (2006). **Fenômenos de Transporte para Engenharia**. 2a ed. São Carlos, SP, RIMA. 2006.

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

SILVA, R.B. da; LEITE, V.D. Tratamento conjugado de lixiviado de aterro sanitário e esgoto doméstico por processo anaeróbio seguido de aeróbio. **Revista DAE**, v. 63, p. 18-26, 2014.

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

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

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

THACKSTON, E. L.; SHIELDS Jr. F. D.; SCHROEDER P. R. Residence time distributions of shallow basins. **Journal of Environmental Engineering**, v. 113, n. 6, p. 1319-1332, 1987.

VAN HAANDEL, A.; SANTOS, S. L. dos; CHAVES, S. R. M.; COSTA, J. W. N. da. Influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB no tratamento de águas residuárias municipais. **Revista DAE**, v. 63, p. 65-75, 2015.

ZAIAT, M.; FORESTI, E. Method for estimating the kinetics of substrate degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactors. **Biotechnology Techniques**, v. 11, n.5, p. 315-318, 1997.