

# Projeto de otimização de sistemas anaeróbios para tratamento de esgoto em escala unifamiliar

*Design optimization of a simple single family anaerobic sewage treatment system*

Silvânia Lucas dos Santos<sup>1\*</sup> , João Paulo de Oliveira Simões<sup>2</sup>,  
Francisco Vieira Paiva<sup>3</sup>, Adrianus van Haandel<sup>4</sup>

## RESUMO

O objetivo do presente trabalho é propor uma nova configuração de reatores *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) para utilização no tratamento unifamiliar, sendo menores e mais eficientes do que o tradicional tanque séptico. O sistema experimental foi projetado em escala piloto, constituindo-se de oito reatores UASB de 250 L cada. Seis dessas unidades são modificadas, mas mantêm o conceito e os princípios dos reatores UASB convencionais; no entanto, foram projetados com geometria diferenciada, alternando-se as zonas de sedimentação e digestão. Comparativamente a esses reatores, foram operados um reator UASB-Y e um UASB convencional. Todos os reatores foram capazes de digerir esgoto bruto de forma eficiente em tempos de detenção hidráulica de 12 e 6 horas. Foram obtidas eficiências de remoção do material orgânico de 67 a 74%. A análise de variância (ANOVA) mostrou que não houve diferença significativa entre as eficiências obtidas nos diferentes reatores. Uma elevada concentração de lodo foi retida na zona de digestão, obtendo-se, assim, elevada capacidade de tratamento. Os ensaios de sedimentação mostraram que as constantes de sedimentação obtidas para o lodo do reator são melhores que as obtidas para o lodo expulso juntamente com o efluente. Em contrapartida, as atividades metanogênicas dos lodos do reator e expulso não diferem significativamente.

**Palavras-chave:** tratamento descentralizado; sistema unifamiliar; sedimentabilidade do lodo.

## ABSTRACT

The aim of this work is to propose a new configuration UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) for use in single-family treatment, which is smaller and more efficient than the traditional septic tank (TS). The experimental system was designed on a pilot scale, consisting of eight reactors UASB 250 L each. Six of these units are modified, but keep the concept and principles of conventional UASB reactors; they were, however, designed with different geometry, alternating zones of sedimentation and digestion. Compared to these reactors, an UASB reactor-Y and a conventional UASB were operated. All reactors were able to digest raw sewage efficiently in hydraulic retention times (HRT) of 24:06 hours. Organic material removal efficiencies of 67–74% were obtained. Analysis of variance (ANOVA) showed no significant difference between the efficiencies obtained in the different reactors. A high sludge concentration was retained in the digestion zone, thus yielding, high capacity treatment. Sedimentation tests have shown that the constants obtained for the sedimentation sludge reactor are better than those obtained for the sludge which is expelled with the effluent. In contrast, sludge methanogenic activity of the reactor and expelled sludge is not significantly different.

**Keywords:** decentralized treatment; single-family system; sludge sedimentation.

## INTRODUÇÃO

Regiões onde não há sistemas de tratamento de esgoto necessitam da adoção de medidas alternativas para execução de tais tratamentos e, conseqüentemente, a destinação adequada dos efluentes tratados que forem gerados. Os objetivos do tratamento de esgoto são a proteção da saúde pública e do meio ambiente, especialmente dos recursos hídricos, embora a reutilização do efluente tratado e a reciclagem dos

nutrientes também tenham sua importância (USEPA, 2005; AIYUK *et al.*, 2006; LADU & LÜ, 2014).

Para alcançar tal feito, o tanque séptico (TS) tem sido o sistema de tratamento, em escala unifamiliar, mais largamente aplicado, há mais de um século, apesar de mostrar-se ineficiente na remoção de alguns constituintes, notadamente material orgânico e sólidos em suspensão, quando comparado às tecnologias de tratamento modernas (COELHO *et al.*, 2003;

<sup>1</sup>Universidade Federal do Rio Grande do Norte - Natal (RN), Brasil.

<sup>2</sup>Instituto Nacional do Semiárido - Campina Grande (PB), Brasil.

<sup>3</sup>Universidade de Fortaleza - Fortaleza (CE), Brasil.

<sup>4</sup>Universidade Federal de Campina Grande - Campina Grande (PB), Brasil.

\*Autor correspondente: silvania\_sls@hotmail.com

Recebido: 13/07/2016 - Aceito: 11/09/2017 - Reg. ABES: 166570

JORDÃO & PÊSSOA, 2014). Tal fato pode ser atribuído a falhas na concepção do TS, como pode ser visto na representação esquemática da Figura 1. Tais sistemas têm como característica manter pouco contato entre a biomassa e o esgoto afluente, uma vez que estes têm entrada do esgoto na parte superior, com fluxo horizontal, o que propicia pouco contato entre a biomassa e o esgoto (METCALF & EDDY, 2016). O desempenho do TS pode ser melhorado se dois aspectos fundamentais para o bom desempenho do sistema forem aperfeiçoados:

- assegurar um contato intenso entre a biomassa e o material orgânico afluente;
- maximizar a massa de lodo no sistema de tratamento por meio de mecanismos que retenham mais biomassa no sistema.

O reator UASB tem sido aplicado com sucesso para o tratamento de esgotos em regiões com temperatura média elevada, onde a digestão anaeróbia mesofílica pode se desenvolver adequadamente (LEW *et al.*, 2011). O reator UASB convencional, conforme apresentado na Figura 2, é dividido em três zonas: a parte inferior, que recebe o afluente, também conhecida como zona de digestão; a parte superior, que é destinada a sedimentação dos sólidos suspensos; e uma zona de transição, existente entre essas duas zonas. A característica mais marcante do reator UASB é o separador de fases, que garante o direcionamento e a coleta do biogás produzido no sistema, separando os sólidos do líquido na zona de sedimentação, de modo que um efluente substancialmente livre de sólidos possa ser descarregado na parte superior da unidade de tratamento. Assim, um bom contato entre a massa de lodo do reator com o material orgânico afluente é assegurado pelo escoamento do líquido em fluxo ascendente, na zona de digestão, e a

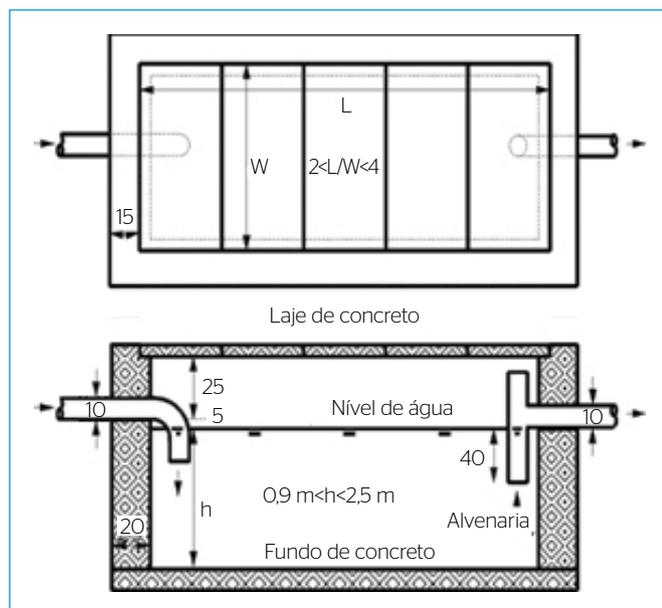


Figura 1 - Representação esquemática do tanque séptico.

boa retenção dos sólidos é garantida pela presença do decantador na parte superior (ABASSI & ABASSI, 2012; CHONG *et al.*, 2012; VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Coelho *et al.* (2003) propuseram a utilização de um reator UASB como uma unidade de tratamento unifamiliar (Figura 3). Essa concepção é caracterizada por dois separadores de duas fases, em vez

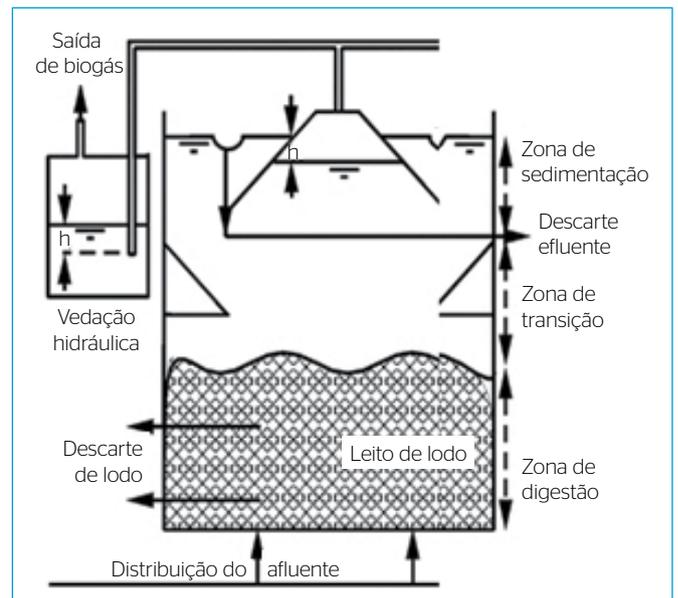
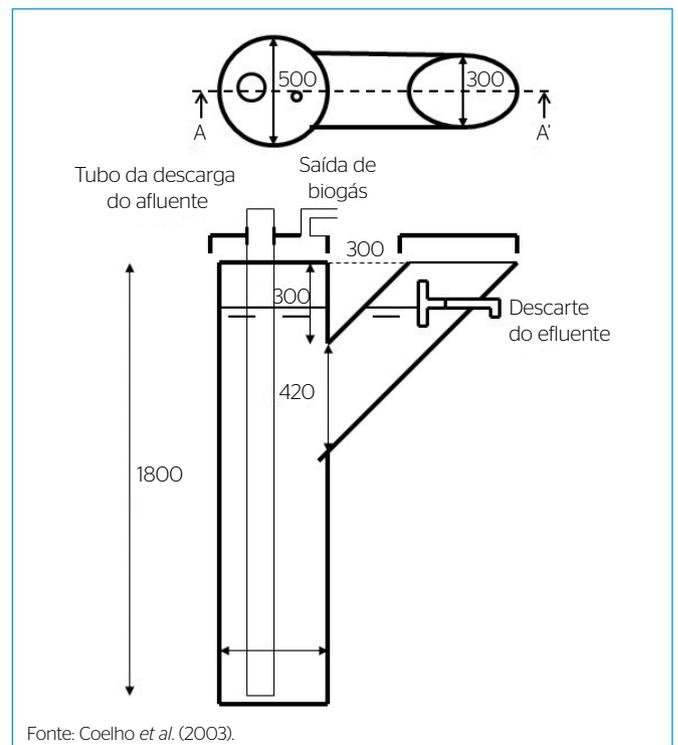


Figura 2 - Representação esquemática do reator UASB convencional.



Fonte: Coelho *et al.* (2003).

Figura 3 - Representação do reator UASB com dois separadores de duas fases.

de um separador de três fases, como no reator UASB convencional. O reator UASB utilizado por Coelho *et al.* (2003) tinha um braço lateral inclinado, através do qual flui o efluente. Antes que o efluente clarificado seja descarregado, há a separação sólido-líquido, o gás também é separado do líquido. Essa concepção mostrou ter um desempenho melhor que o reator UASB convencional, de modo que as partículas, com lenta sedimentação, podem se agregar formando flocos maiores e, portanto, retornando mais uma vez a compor o lodo biológico.

Van Haandel e Lettinga (1994) mostraram que outros sistemas anaeróbios tendem a ter um desempenho inferior ao do reator UASB. Parte dos sistemas de tratamento anaeróbios, construídos no Brasil nas últimas décadas, são reatores UASB ou suas variantes. No entanto, em unidades operando em pequena escala, os reatores UASB são menos predominantes, embora Coelho *et al.* (2003) tenham mostrado convincentemente que um reator UASB de 360 L (conforme apresentado na Figura 3) tem desempenho superior à combinação de um tanque séptico + filtro anaeróbio, amplamente aplicada no Brasil. Nesse caso, a robustez do TS é utilizada, principalmente, para reter os sólidos em suspensão, que, se não removidos, poderiam entupir o filtro anaeróbio. Esse filtro é então utilizado para remover eficientemente o material orgânico a partir do efluente pré-tratado do tanque séptico.

No presente trabalho, uma nova configuração de reator UASB é proposta como um substituto para o tradicional TS, como uma alternativa para o tratamento de esgoto descentralizado, em escala unifamiliar.

## MATERIAIS E MÉTODOS

O aparato experimental compreendia oito reatores UASB em escala piloto, com volume de 250 L, confeccionados em fibra de vidro e com formato cilíndrico (Figura 4). Seis dessas unidades apresentavam geometria diferenciada e foram denominadas:  $R_{0,3}^{0,8}$ ,  $R_{0,3}^{0,7}$ ,  $R_{0,3}^{0,6}$ ,  $R_{0,4}^{0,75}$ ,  $R_{0,4}^{0,7}$  e  $R_{0,4}^{0,65}$  (índice sobrescrito representa o diâmetro na zona de sedimentação e o subscrito o diâmetro na zona de digestão). Também foram operados um reator UASB-Y (RY) e um reator UASB convencional (RC). Todos os reatores foram alimentados com esgoto bruto proveniente da rede coletora de esgoto da cidade de Campina Grande (PB).

Os efluentes de origem doméstica eram encaminhados aos reatores UASB após passarem pelo tratamento preliminar. A Figura 5 mostra os reatores utilizados na pesquisa. Foram testadas as vazões de 500 e 1.000 L.d<sup>-1</sup>, o que representou um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 12 (Fase 1) e 6 horas (Fase 2), respectivamente. Essas vazões foram consideradas representativas da produção de esgoto de uma família constituída de cinco pessoas (120 L.hab.d<sup>-1</sup>). O monitoramento do sistema experimental foi realizado durante o período compreendido entre janeiro de 2014 e dezembro de 2015.

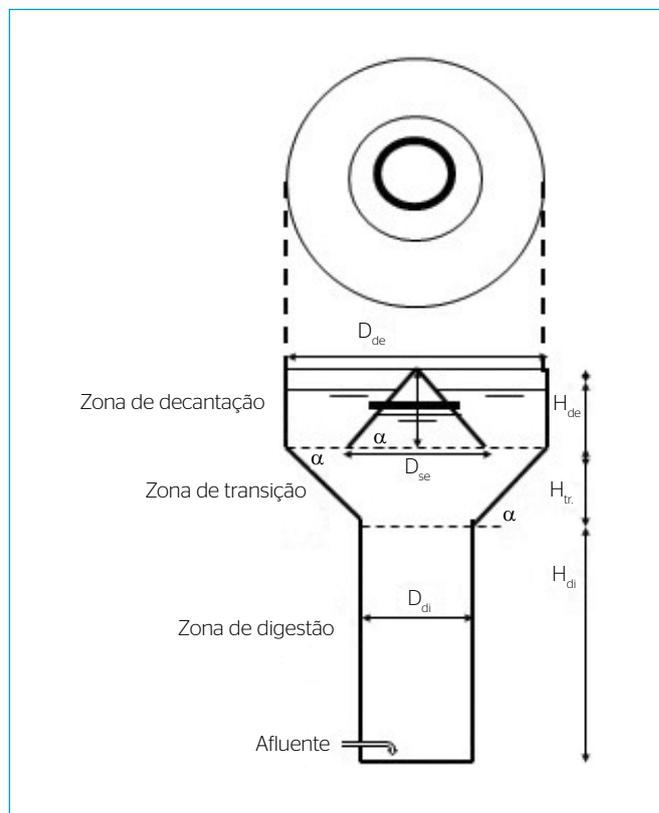


Figura 4 - Representação do reator UASB para o tratamento unifamiliar proposto neste trabalho.



Reatores UASB com diâmetro de 0,3 m na zona de digestão  $R_{0,3}^{0,8}$ ,  $R_{0,3}^{0,7}$  e  $R_{0,3}^{0,6}$  indicados pelos números 1, 2 e 3, respectivamente; Reatores UASB com diâmetro de 0,4 m da zona de digestão  $R_{0,4}^{0,75}$ ,  $R_{0,4}^{0,7}$  e  $R_{0,4}^{0,65}$ , indicados pelos números 4, 5 e 6, respectivamente; 7 - Reator UASB convencional; 8 - Reator UASB-Y; 9 - Tubo para distribuição do afluente; 10 - Casa das bombas de alimentação.

Figura 5 - Vista geral da planta piloto experimental.

## Amostragem e monitoramento dos sistemas

Foram realizadas 22 coletas pontuais do esgoto bruto e do efluente final para cada fase. O comportamento dos sistemas foi avaliado com base no monitoramento das concentrações de demanda química de oxigênio (DQO) (bruta e decantada nos efluentes), alcalinidade, pH, sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV). A vazão foi medida por hidrômetros instalados nas caixas de saída do efluente. As análises físico-químicas foram determinadas conforme instruções da APHA (2012).

A biomassa dos reatores foi monitorada por meio da coleta de amostras de lodo em diferentes pontos distribuídos ao longo da zona de digestão (perfil de lodo), conforme descrito na Tabela 1. O lodo coletado em cada ponto amostral foi utilizado para a determinação da concentração de sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sedimentabilidade e atividade metanogênica específica (AME). A AME foi determinada conforme metodologias descritas por Aquino *et al.* (2007) e Chernicharo (2007), com algumas adaptações. Esses mesmos parâmetros foram analisados para o lodo expulso. Foram realizados seis perfis de lodo, sendo três para cada fase. O cálculo para a determinação da concentração média de biomassa no reator foi realizado segundo o método descrito por van Haandel e Lettinga (1994).

Durante o monitoramento dos reatores, não havia a descarga intencional de lodo, assim, sua massa era mantida no reator até atingir um volume máximo. Após tal acúmulo, subentende-se que o lodo de excesso era descarregado juntamente com o efluente, a uma taxa igual à de produção de lodo no reator, mantendo-se espontaneamente uma massa constante (e máxima) na unidade. Assim, a produção da massa

de lodo pode ser determinada e a idade do lodo pode ser calculada para qualquer vazão afluente com o uso da Equação 1:

$$R_s = MX_v / (Q_a * X_{ve}) \quad (1)$$

Em que:

$R_s$  = idade de lodo ( $d^{-1}$ );

$MX_v$  = massa de lodo volátil no reator ( $gSVT.L^{-1}$ );

$Q_a$  = vazão afluente ( $L.d^{-1}$ );

$X_{ve}$  = concentração de lodo volátil no efluente ( $gSVL^{-1}$ ).

Santos, Chaves e Van Haandel (2016) mostraram que a idade de lodo é o parâmetro operacional fundamental para a determinação do desempenho do reator em termos de produção de lodo e biogás. Para qualquer idade de lodo, a DQO do afluente é dividida em três frações:

- fração afluente presente como material orgânico no efluente clarificado (após sedimentação);
- fração afluente transformada em lodo volátil;
- fração digerida no reator.

As frações da DQO afluente, presentes no lodo e no efluente, podem ser determinadas a partir de dados experimentais, utilizando-se as Equações 2 e 3, enquanto a terceira fração é estimada pela subtração das duas primeiras, conforme Equação 4:

$$f_s = S_{se} / S_{ta} \quad (2)$$

$$f_x = (S_{re} - S_{se}) / S_{ta} \quad (3)$$

$$f_d = 1 - f_s - f_x \quad (4)$$

Em que:

$f_s$  = fração de DQO solúvel no efluente;

$f_x$  = fração de DQO convertida em biomassa;

$f_d$  = fração de DQO digerida;

$S_{re}$  = concentração de DQO no efluente bruto;

$S_{se}$  = concentração de DQO no efluente decantado;

$S_{ta}$  = concentração de DQO no esgoto bruto.

## Concepção das unidades unifamiliares

Procurou-se desenvolver uma unidade de tratamento unifamiliar para favorecer um bom contato entre o material orgânico afluente e a massa de lodo, ter uma retenção eficiente desse lodo e ainda apresentar potencial para absorver as cargas hidráulicas súbitas que são características do funcionamento das unidades unifamiliares. Os sistemas de tratamento propostos são compactos, objetivando a fácil construção e operação (unidade modular) a um baixo custo e devem apresentar eficiência de remoção compatível ou superior aos reatores UASB convencionais. As especificações de cada reator são apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 1** - Altura dos pontos amostrais para coleta de lodo nos oito reatores.

| Ponto*            | Reatores                        |                                 |                                 |                                  |                                 |                                  |       |       |
|-------------------|---------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|-------|-------|
|                   | R <sup>0,8</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,6</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,75</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,65</sup> <sub>0,4</sub> | RY    | RC    |
| P1                | 0,20                            | 0,20                            | 0,20                            | 0,10                             | 0,10                            | 0,10                             | 0,20  | 0,20  |
| P2                | 0,40                            | 0,40                            | 0,40                            | 0,25                             | 0,25                            | 0,25                             | 0,40  | 0,40  |
| P3                | 0,60                            | 0,60                            | 0,60                            | 0,40                             | 0,40                            | 0,40                             | 0,60  | 0,60  |
| P4                | 1,0                             | 1,0                             | 1,0                             | 0,64                             | 0,60                            | 0,70                             | 1,0   | 0,8   |
| P5                | 1,36                            | 1,4                             | 1,4                             | -                                | 0,83                            | 0,98                             | 1,4   | 1,2   |
| P6                | 1,51                            | 1,8                             | 1,8                             | -                                | -                               | -                                | 1,8   | 1,6   |
| P7                | -                               | 2,14                            | 2,52                            | -                                | -                               | -                                | -     | 2,0   |
| P8                | -                               | -                               | -                               | -                                | -                               | -                                | -     | 2,4   |
| A <sub>T</sub>    | 2,15                            | 2,7                             | 3,0                             | 1,15                             | 1,35                            | 1,46                             | 2,82  | 3,5   |
| D <sub>zd</sub>   | 0,3                             | 0,3                             | 0,3                             | 0,4                              | 0,4                             | 0,4                              | 0,3   | 0,3   |
| Área <sup>1</sup> | 0,071                           | 0,071                           | 0,071                           | 0,126                            | 0,126                           | 0,126                            | 0,071 | 0,071 |

\*Alturas distribuídas do fundo para o topo dos reatores; A<sub>T</sub>: altura total; D<sub>zd</sub>: diâmetro da zona de digestão; <sup>1</sup>área da zona de digestão; RY: reator UASB-Y; RC: reator UASB convencional.

O dimensionamento dos reatores, conforme especificado na Tabela 2, foi dividido em duas etapas, os parâmetros básicos de projeto que, neste caso, incluem o TDH, os diâmetros das zonas de sedimentação e digestão e o ângulo de inclinação do separador de fases, que foram critérios adotados com base na teoria e em projetos já em operação, enquanto os parâmetros derivados foram calculados. O diâmetro do separador foi 0,05 m maior que o da zona de digestão, mantendo, portanto, uma sobreposição (*overlap*) com o diâmetro dessa zona que impedia que as bolhas de gás entrassem na zona de sedimentação.

Os parâmetros básicos apresentados na Tabela 2 devem ser definidos pelo projetista e influenciam diretamente os valores dos parâmetros

derivados (calculados), portanto devem ser escolhidos com base em critérios, para que, assim, se obtenham projetos aplicáveis. Os critérios mais importantes que devem ser avaliados são:

- a velocidade ascensional do líquido na zona de digestão e de sedimentação: a velocidade do líquido na zona de digestão deve permitir que uma grande quantidade de lodo seja mantida na zona de digestão, mas, em contrapartida, essa velocidade deve ser elevada para evitar que os sólidos inorgânicos se acumulem nela. Quanto menor for a velocidade do líquido na parte superior do reator (zona de sedimentação), maior será a eficiência de retenção do lodo, embora seja preciso analisar se o retorno de partículas,

**Tabela 2 - Parâmetros de projeto utilizados para a construção e operação dos reatores com geometria diferenciada.**

| Parâmetros básicos               | Símbolo          | R <sup>0,8</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,6</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,75</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,65</sup> <sub>0,4</sub> | Unid.                          |
|----------------------------------|------------------|---------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|--------------------------------|
| Vazão máx. a ser tratada         | Q                | 1                               | 1                               | 1                               | 1                                | 1                               | 1                                | m <sup>3</sup> .d <sup>1</sup> |
| Volume                           | V <sub>tot</sub> | 0,24                            | 0,24                            | 0,24                            | 0,24                             | 0,24                            | 0,24                             | m <sup>3</sup>                 |
| TDH                              | TDH              | 6                               | 6                               | 6                               | 6                                | 6                               | 6                                | h                              |
| Diâmetro da zona de digestão     | D <sub>di</sub>  | 0,30                            | 0,30                            | 0,30                            | 0,40                             | 0,40                            | 0,40                             | m                              |
| Diâmetro da zona de sedimentação | D <sub>de</sub>  | 0,80                            | 0,70                            | 0,60                            | 0,75                             | 0,70                            | 0,65                             | m                              |
| Inclinação                       | A                | 45°                             | 45°                             | 45°                             | 45°                              | 45°                             | 45°                              |                                |
| Tangente do ângulo               | tan $\alpha$     | 1,0                             | 1,0                             | 1,0                             | 1,0                              | 1,0                             | 1,0                              |                                |
| Diâmetro do separador            | D <sub>s</sub>   | 0,35                            | 0,35                            | 0,35                            | 0,45                             | 0,45                            | 0,45                             | m                              |
| Borda livre                      | H <sub>b</sub>   | 0,05                            | 0,05                            | 0,05                            | 0,05                             | 0,05                            | 0,05                             | m                              |
| Parâmetros derivados             | Símbolo          | R <sup>0,8</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,6</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,75</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,65</sup> <sub>0,4</sub> | Unid.                          |
| Área de digestão                 | A <sub>di</sub>  | 0,071                           | 0,071                           | 0,071                           | 0,126                            | 0,126                           | 0,126                            | m <sup>2</sup>                 |
| Área de sedimentação             | A <sub>de</sub>  | 0,502                           | 0,385                           | 0,283                           | 0,442                            | 0,385                           | 0,332                            | m <sup>2</sup>                 |
| Vel. zona de digestão            | v <sub>di</sub>  | 0,59                            | 0,59                            | 0,59                            | 0,33                             | 0,33                            | 0,33                             | m.h <sup>1</sup>               |
| Vel. zona de sedimentação        | V <sub>s</sub>   | 0,08                            | 0,11                            | 0,15                            | 0,09                             | 0,11                            | 0,13                             | m.h <sup>1</sup>               |
| <i>Overlap</i>                   | O                | 0,025                           | 0,025                           | 0,025                           | 0,025                            | 0,025                           | 0,025                            | m                              |
| Altura de transição              | H <sub>tr</sub>  | 0,250                           | 0,22                            | 0,190                           | 0,160                            | 0,160                           | 0,120                            | m                              |
| Altura do separador              | H <sub>se</sub>  | 0,175                           | 0,175                           | 0,175                           | 0,225                            | 0,225                           | 0,225                            | m                              |
| Vol. da zona de sedimentação     | V <sub>de</sub>  | 0,058                           | 0,046                           | 0,035                           | 0,072                            | 0,065                           | 0,055                            | m <sup>3</sup>                 |
| Vol. da zona de transição        | V <sub>tr</sub>  | 0,058                           | 0,038                           | 0,024                           | 0,043                            | 0,036                           | 0,026                            | m <sup>3</sup>                 |
| Vol. da zona de digestão         | V <sub>di</sub>  | 0,124                           | 0,144                           | 0,183                           | 0,120                            | 0,142                           | 0,158                            | m <sup>3</sup>                 |
| Fração zona de digestão          | f <sub>di</sub>  | 0,495                           | 0,643                           | 0,760                           | 0,504                            | 0,585                           | 0,658                            | -                              |
| Fração zona de transição         | f <sub>tr</sub>  | 0,254                           | 0,165                           | 0,099                           | 0,187                            | 0,146                           | 0,110                            | -                              |
| Fração zona de sedimentação      | f <sub>de</sub>  | 0,251                           | 0,192                           | 0,141                           | 0,309                            | 0,269                           | 0,232                            | -                              |
| Altura zona de digestão          | H <sub>di</sub>  | 1,70                            | 2,28                            | 2,61                            | 0,65                             | 0,84                            | 0,99                             | m                              |
| Altura total                     | H <sub>tot</sub> | 2,15                            | 2,28                            | 3,00                            | 1,15                             | 1,35                            | 1,46                             | m                              |
| Área mínima de decantação        | A <sub>min</sub> | 0,406                           | 0,288                           | 0,186                           | 0,283                            | 0,226                           | 0,173                            | m <sup>2</sup>                 |
| Área máxima de decantação        | A <sub>máx</sub> | 0,502                           | 0,385                           | 0,283                           | 0,442                            | 0,385                           | 0,332                            | m <sup>2</sup>                 |
| Vel. máx. de decantação          | v <sub>máx</sub> | 0,103                           | 0,144                           | 0,223                           | 0,147                            | 0,185                           | 0,241                            | m.h <sup>1</sup>               |
| Vel. mín. de decantação          | v <sub>mín</sub> | 0,083                           | 0,108                           | 0,147                           | 0,094                            | 0,108                           | 0,126                            | m.h <sup>1</sup>               |

TDH: tempo de detenção hidráulica; vel.: velocidade; vol.: volume; máx.: máximo; mín.: mínimo; unid.: unidade.

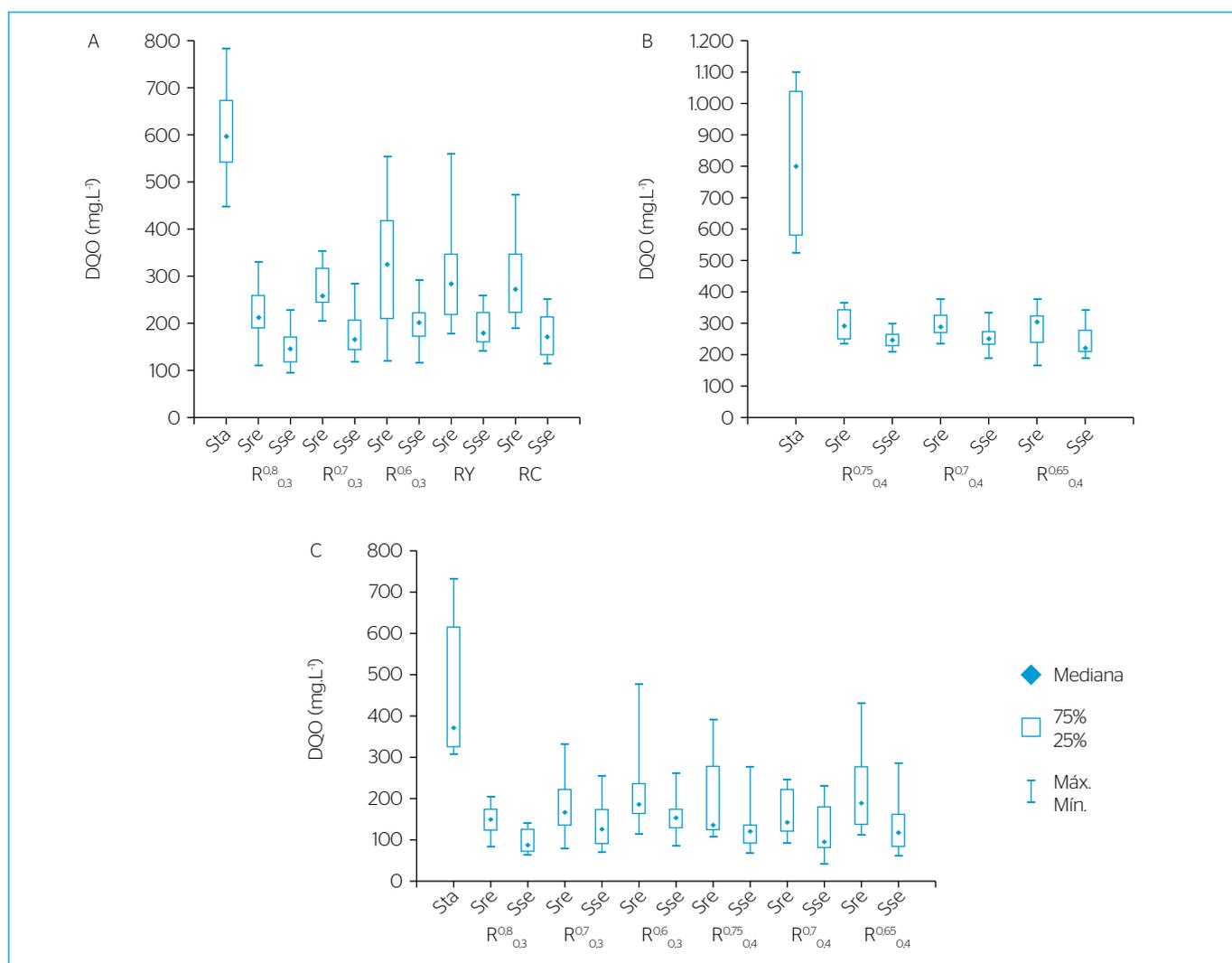
- de má sedimentação, à zona de digestão é desejável, uma vez que pode afetar negativamente a sedimentabilidade do lodo. A velocidade máxima é obtida pela diferença entre os diâmetros da zona de sedimentação e do separador de fases;
- volume das diferentes zonas: a eficiência do reator depende principalmente da massa de lodo que é mantida na zona de digestão, contudo é importante avaliar se uma fração maior dessa zona é de fato preponderante para manter uma elevada massa de lodo. Um volume maior do decantador pode ser uma alternativa para melhorar a retenção de lodo no sistema e, assim, manter uma elevada concentração de sólidos na zona de digestão, embora, nesse caso, a área, ao invés do volume do decantador, seja o fator decisivo para melhorar a retenção das partículas;
  - a altura do reator: embora os reatores UASB projetados para operação em escala plena sejam, em geral, dimensionados com alturas entre 4 e 5 m, quando se conjectura um projeto para unidades

unifamiliares, um reator com altura reduzida e que atinja percentuais de remoção compatíveis aos de maior altura na zona de digestão pode ser uma excelente alternativa, pois a unidade tende a tornar-se mais compacta e evita possíveis problemas com a instalação. Contudo, deve-se optar por uma altura não muito reduzida para evitar problemas com perda de lodo para o efluente, por falta de capacidade de armazenamento no reator, decorrente da menor altura do compartimento de digestão.

## RESULTADOS E DISCUSSÃO

### Avaliação do desempenho quanto à remoção de material orgânico

As Figuras 6A, 6B e 6C apresentam as concentrações de DQO bruta e decantada dos 6 reatores monitorados nas fases 1 (TDH de 12 horas)



**Figura 6** - Gráficos *boxplot* das concentrações do esgoto bruto (Sta) e a DQO bruta (Sre) e decantada (Sse) no efluente.. (a) Reatores R<sup>0.8</sup>, R<sup>0.7</sup>, R<sup>0.6</sup>, RY e RC, fase 1. (b) Reatores R<sup>0.75</sup>, R<sup>0.7</sup> e R<sup>0.65</sup>, fase 1. (c) Fase 2 para todos os reatores modificados.

e 2 (TDH de 6 horas). Os reatores UASB apresentaram elevadas concentrações de DQO bruta na fase 1 para os reatores com diâmetro de 0,3 m, provavelmente porque estes encontravam-se com elevada concentração de sólidos, uma vez que foram completamente cheios de lodo na partida (inoculação). Na fase 2, as concentrações para esse parâmetro também foram elevadas, mas, nesse caso, foi o aumento da vazão que favoreceu maior velocidade ascensional do líquido e maior arraste de sólidos para o efluente.

Há tendência clara do aumento da concentração de DQO bruta em todos os reatores que têm menor zona de sedimentação, em todas as fases, sendo ainda mais expressiva para aqueles reatores que, além do menor diâmetro na zona de sedimentação, também têm menor diâmetro na zona de digestão. Essa maior concentração de DQO bruta no efluente deve-se à maior concentração de sólidos também presentes no efluente. A razão para essa tendência de maior concentração de DQO bruta nos reatores com menor zona de sedimentação deve-se, provavelmente, ao aumento da velocidade ascensional do líquido nessa zona, que acaba proporcionando maior arraste de sólidos para o efluente.

As eficiências médias de remoção de DQO obtidas para as duas fases experimentais são apresentadas na Tabela 3. Para avaliar a eficiência do tratamento, foram levadas em consideração apenas as concentrações de DQO decantada, uma vez que não foi feito descarte de lodo nos reatores. A eficiência de digestão também é apresentada nessa mesma tabela, cujos dados apresentados revelam aspectos importantes:

- a eficiência de remoção de DQO (DQO transformada em metano ou lodo) foi pouco influenciada pela configuração dos reatores utilizados no experimento. Da mesma forma, a eficiência da digestão anaeróbia também foi pouco afetada pela configuração ou pelo TDH. Em geral, os reatores alcançaram eficiências semelhantes ao se compararem os reatores com geometria diferenciada com o RY e com o RC para os TDH de 12 e 6 horas;
- a fração de DQO convertida em lodo foi cerca de metade da DQO referente à fração do lodo sedimentado;

**Tabela 3** - Eficiência média de remoção de demanda química de oxigênio decantada e digerida, fases 1 e 2.

| Fase | Reatores          | $R^{0,8}_{0,3}$ | $R^{0,7}_{0,3}$ | $R^{0,6}_{0,3}$ | $R^{0,75}_{0,4}$ | $R^{0,7}_{0,4}$ | $R^{0,65}_{0,4}$ | RY       | RC       |
|------|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|------------------|-----------------|------------------|----------|----------|
|      |                   | $S_{se}$        | $S_{se}$        | $S_{se}$        | $S_{se}$         | $S_{se}$        | $S_{se}$         | $S_{se}$ | $S_{se}$ |
| 1    | Eficiência (E%)   | 74              | 71              | 67              | 69               | 69              | 70               | 68       | 70       |
|      | E. Digestão (ED%) | 57              | 50              | 31              | 61               | 63              | 61               | 47       | 44       |
| 2    | Eficiência (E%)   | 70              | 72              | 67              | 70               | 70              | 69               | -        | -        |
|      | E. Digestão (ED%) | 52              | 59              | 48              | 45               | 61              | 49               | -        | -        |

E%: percentual de remoção de demanda química de oxigênio decantada; ED%: percentual de eficiência de digestão; RY: reator UASB-Y; RC: reator UASB convencional.

- a DQO solúvel foi constituída, em grande parte, pelo material orgânico não biodegradável, uma vez que foi constatada a baixa DBO. A relação DBO/DQO foi menor que 0,25 em todos os ensaios realizados, atingindo a média de 0,12. A concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) também foi baixa, menor que 0,5 mmol.L<sup>-1</sup>, indicando que, em todos os reatores, a metanogênese era eficiente.

Para verificar se houve diferença estatística entre os valores de eficiência para os diferentes reatores, uma vez que os valores obtidos para todos eles foram próximos, foi aplicada a ANOVA de fator único, a um nível de significância de 5%. Os testes foram aplicados tanto para analisar a diferença entre o grupo de reatores (mesmo diâmetro da zona de digestão), quanto para todos os reatores, para os dois TDH aplicados. Os resultados dos testes estatísticos mostraram que não existe diferença significativa para as eficiências de remoção de DQO alcançada pelos diferentes reatores quando operados a um mesmo TDH nas condições aplicadas na pesquisa.

Considerando que os resultados obtidos para distintos reatores em termos de remoção de material orgânico são equivalentes, independentemente da geometria, outros aspectos devem ser levados em consideração para a adoção de uma ou outra unidade de tratamento. Para a aplicação em sistemas unifamiliares, a altura do reator pode ser considerada fator relevante, pois existem situações nas quais é preferível optar por uma unidade de menor altura, mais compacta, que irá tanto facilitar a instalação quanto a operação, reduzindo, assim, os custos do sistema.

Apesar de as eficiências obtidas em todas as fases terem sido superiores a 65%, as concentrações finais não atendem aos padrões de lançamento, de modo que se faz necessária a adoção de sistemas para o tratamento complementar. A escolha de uma unidade de pós-tratamento deve ser adotada de acordo com o uso final do efluente.

### Caracterização do lodo nos reatores

Nas Figuras 7A e 7b), são apresentados os dados das massas de lodo total e volátil, determinadas para cada reator. Também se exibem, nas Figuras 7C e 7D, as médias diárias dos lodos expulsos (total e volátil) dos reatores.

Os resultados apresentados mostram que houve uma redução considerável da massa de lodo presente no sistema quando a vazão do esgoto aumentou de 500 para 1.000 L.d<sup>-1</sup>. Os reatores  $R^{0,8}_{0,3}$ ,  $R^{0,7}_{0,3}$  e  $R^{0,6}_{0,3}$  perderam cerca de 10, 40 e 70%, respectivamente, da massa de lodo inicialmente presente, o que pode ser atribuído ao arraste de lodo de menor sedimentabilidade quando do aumento da vazão.

A idade de lodo (Tabela 4) foi calculada com a aplicação da Equação 1, para o lodo presente no reator e o dele expulso. Percebe-se que os reatores com zonas de sedimentação maiores apresentam maior massa de lodo dentro do digestor. Segundo van Haandel e Lettinga (1994), em

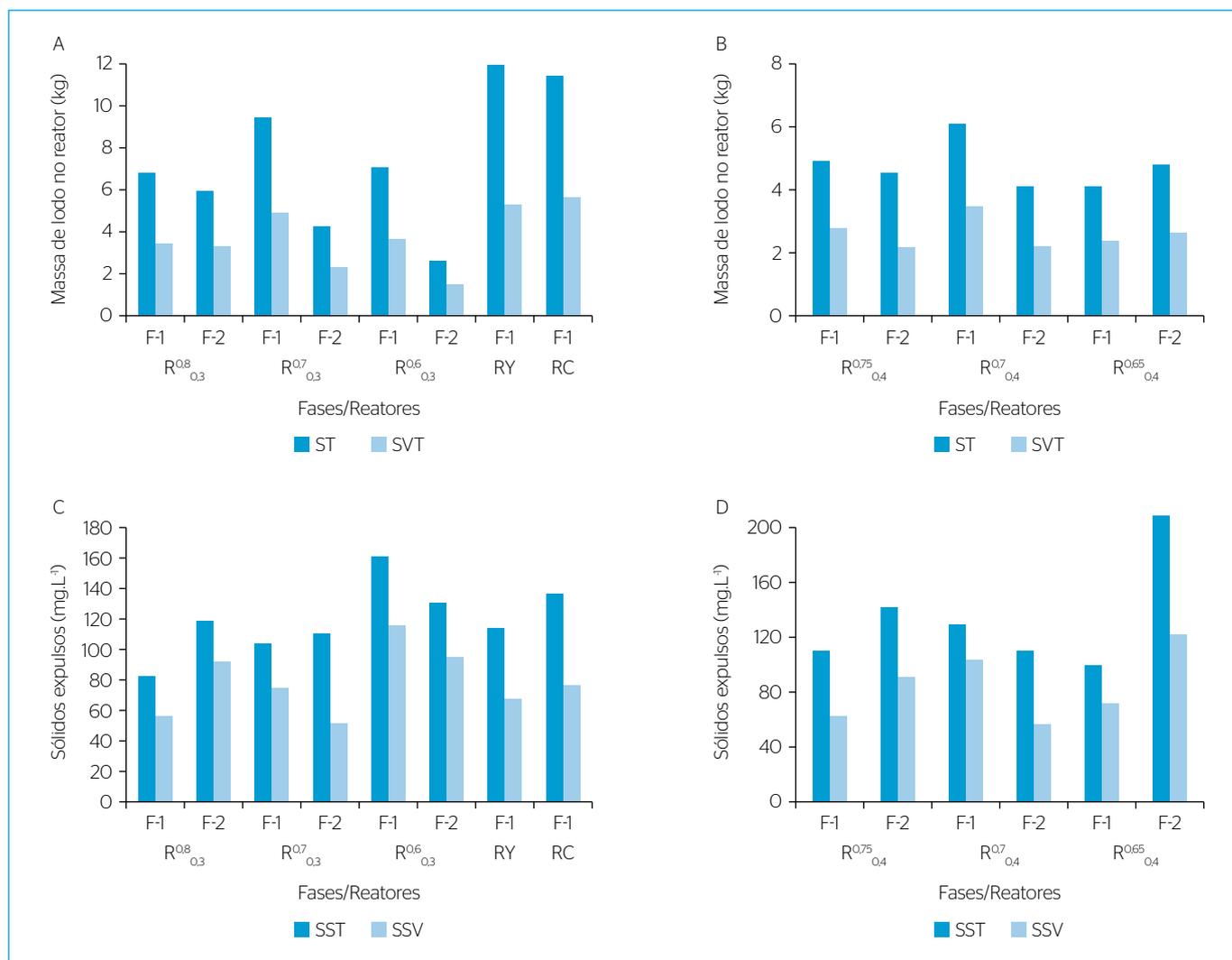
um reator UASB convencional tratando esgoto à temperatura de 25°C, normalmente o TDH é na faixa de 4 a 8 horas e a idade de lodo entre 30 e 100 dias, tempo suficiente para o desenvolvimento dos microrganismos metanogênicos.

Os parâmetros operacionais TDH e idade de lodo podem variar quanto mais eficientes forem os mecanismos para a remoção de sólidos (separador de fases) no reator. No caso dos reatores analisados neste estudo, aqueles com menor zona de sedimentação, especificamente os reatores  $R_{0,3}^{0,6}$  e  $R_{0,4}^{0,65}$ , apresentaram maior perda de sólidos e, por conseguinte, menor idade de lodo.

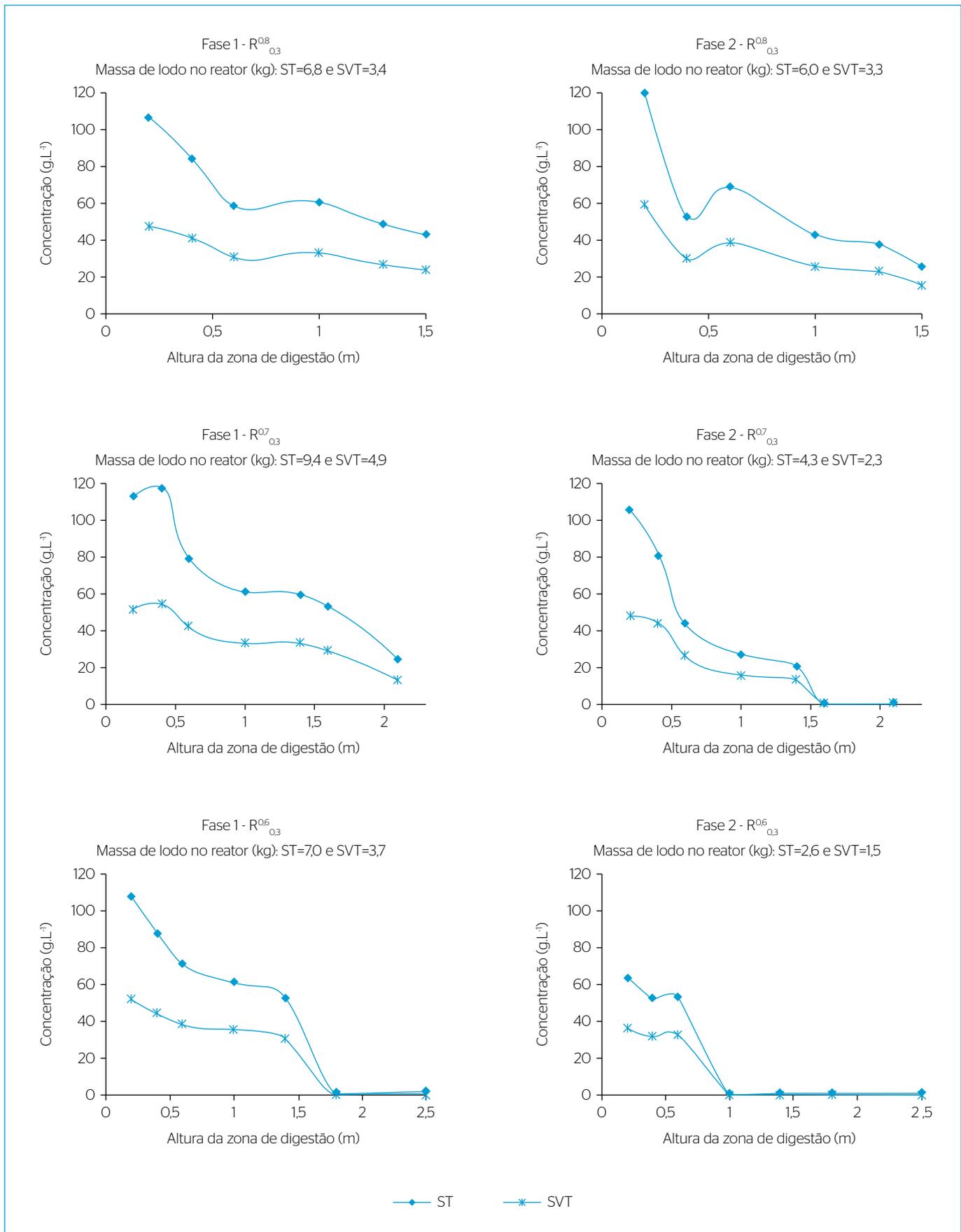
O perfil dos sólidos ao longo dos reatores foi monitorado continuamente para avaliar as respostas da biomassa às diferentes condições operacionais aplicadas. Os valores das concentrações dos sólidos totais e voláteis obtidos para os oito reatores, coletados nos pontos amostrais do perfil (Tabela 1), são representados graficamente nas Figuras 8, 9 e 10, para os TDH de 12 e 6 horas (fases 1 e 2). Os resultados mostraram

que a massa de lodo nos reatores foi afetada pela configuração do reator e pelas cargas hidráulicas e orgânicas aplicadas.

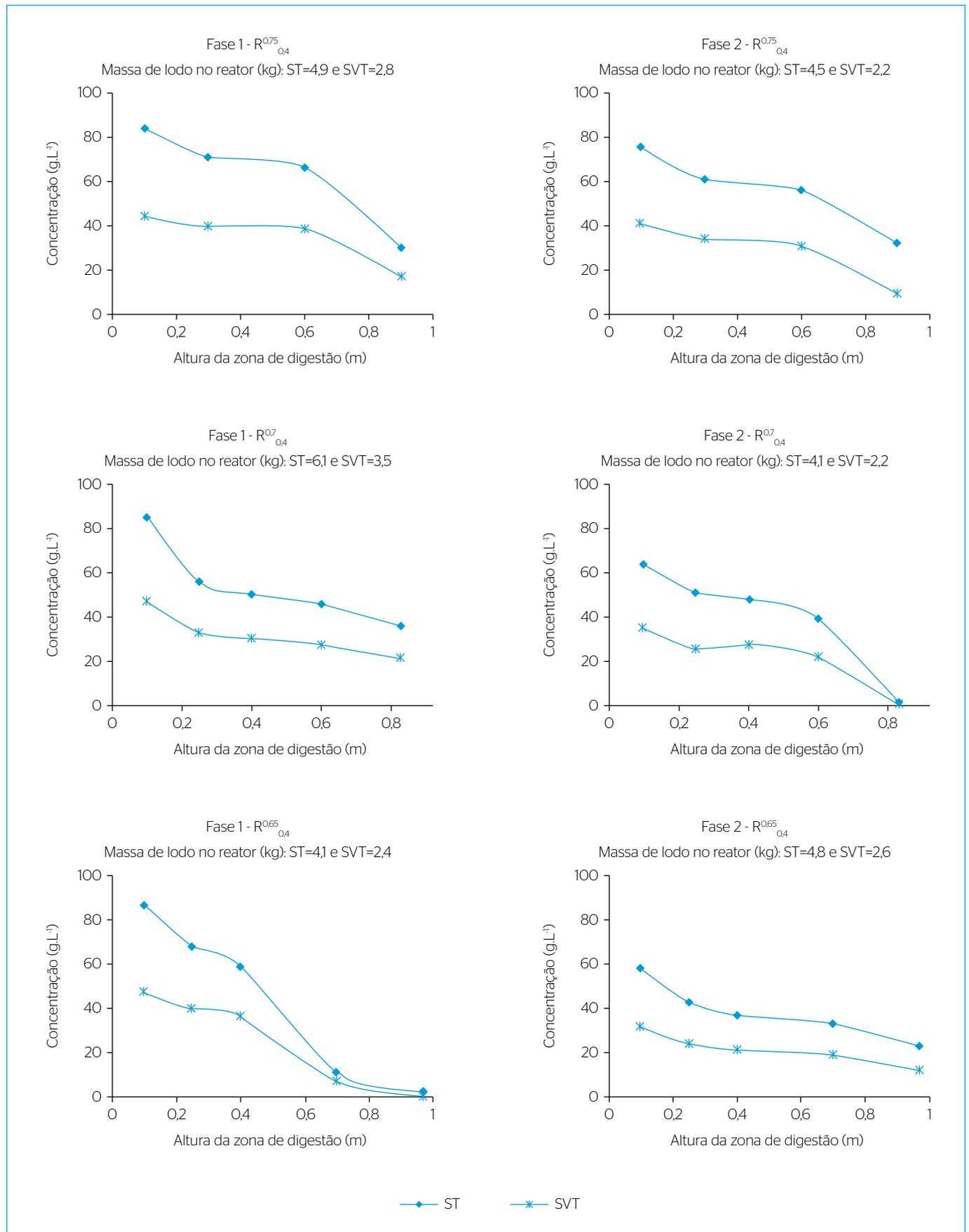
As Figuras 8, 9 e 10 mostram que existe estratificação da concentração de sólidos: a concentração no fundo dos reatores é maior que na parte superior. Tal fato deve ser atribuído à variação da sedimentabilidade do lodo ao longo da altura do reator. A sedimentação, provavelmente, não foi influenciada pela subida de bolhas de biogás, cuja energia ( $<1 \text{ W.m}^{-3}$ ) foi insuficiente para induzir a turbulência que poderia criar uma estratificação significativa. A fração volátil foi afetada pela altura e também pela área da zona de digestão, pois a fração volátil diminuiu à medida que o diâmetro da zona de digestão e a velocidade do líquido diminuíram. Isso foi mais evidente quando a vazão aplicada foi baixa. É possível que a fração inorgânica mais elevada tenha sido a causa da melhor sedimentabilidade. A tendência da retenção seletiva do lodo é também refletida no cálculo da idade de lodo. Na Tabela 4, essa idade calculada com a massa de lodo total dividida pela massa de



**Figura 7** - Massa de lodo total e volátil nas fases 1 e 2: (A) reatores  $R_{0,3}^{0,8}$ ,  $R_{0,3}^{0,7}$ ,  $R_{0,3}^{0,6}$ , RY e RC; (B) reatores  $R_{0,4}^{0,75}$ ,  $R_{0,4}^{0,7}$ ; e (c e d)  $R_{0,4}^{0,65}$  - média diária do lodo expulso dos reatores.



**Figura 8 -** Concentração de sólidos totais e sólidos voláteis totais em função da altura da zona de digestão dos reatores  $R_{0,3}^{0,8}$ ,  $R_{0,3}^{0,7}$ ,  $R_{0,3}^{0,6}$ , fases 1 e 2.



**Figura 9** - Concentração de sólidos totais e sólidos voláteis totais em função da altura da zona de digestão dos reatores  $R_{0,4}^{0,75}$ ,  $R_{0,4}^{0,7}$  e  $R_{0,4}^{0,65}$ , fases 1 e 2.

lodo expulsa diariamente é sistematicamente superior aos dados da idade de lodo calculada com base nos sólidos voláteis.

As Figuras 8, 9 e 10 apontam outro aspecto importante da massa do lodo nos reatores: a altura da camada de lodo, na maioria dos reatores, não se estende a toda a altura da zona de digestão. Tal fato revela que não foi possível manter uma massa de lodo em toda a zona de digestão, mesmo se as condições hidrodinâmicas para retenção e sedimentação fossem adequadas. Assim, o mecanismo de retenção do lodo por gravidade foi contrabalanceado por um mecanismo de quebra dos flocos que foram arrastados para fora do reator. No decantador, esses pequenos flocos expulsos podem flocular e formar partículas maiores, com melhor sedimentabilidade, que podem retornar à zona de digestão.

### Atividade metanogênica específica do lodo

As Tabelas 5 e 6 apresentam os resultados da AME para as fases experimentais 1 e 2 (TDH 12 e 6 horas), respectivamente. Em ambas as fases, foram realizados testes de AME para o lodo do reator e o expulso.

Os dados apresentados indicam que os valores da AME obtidos para o lodo no interior dos reatores e o lodo expulso são semelhantes, sendo observado um sutil aumento para os valores da AME do de dentro dos reatores, na maioria dos casos.

A carga aplicada nos reatores afeta o valor da AME, pois os valores obtidos para um TDH mais longo tendem a ser maiores. Quanto maior for a carga aplicada, maior será a fração volátil, composta de partículas de material orgânico presente no afluente e da redução da fração de lodo volátil microbiano (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

**Tabela 4 - Idades de lodo calculadas com os dados da massa de lodo do reator e do lodo expulso para as fases 1 (500 L.d<sup>-1</sup>) e 2 (1000 L.d<sup>-1</sup>).**

| Fases               | R <sup>0,8</sup> <sub>0,3</sub> |     | R <sup>0,7</sup> <sub>0,3</sub> |    | R <sup>0,6</sup> <sub>0,3</sub> |    | R <sup>0,75</sup> <sub>0,4</sub> |    | R <sup>0,7</sup> <sub>0,4</sub> |    | R <sup>0,65</sup> <sub>0,4</sub> |    | R <sub>Y</sub> | R <sub>C</sub> |
|---------------------|---------------------------------|-----|---------------------------------|----|---------------------------------|----|----------------------------------|----|---------------------------------|----|----------------------------------|----|----------------|----------------|
|                     | 1                               | 2   | 1                               | 2  | 1                               | 2  | 1                                | 2  | 1                               | 2  | 1                                | 2  | 1              | 1              |
| <sup>1</sup> Rs (d) | 380                             | 111 | 308                             | 62 | 129                             | 28 | 216                              | 77 | 176                             | 70 | 136                              | 37 | 333            | 208            |
| <sup>2</sup> Rs (d) | 284                             | 87  | 221                             | 75 | 96                              | 23 | 217                              | 59 | 127                             | 73 | 107                              | 36 | 258            | 182            |

<sup>1</sup>Idade de lodo calculada com a massa de sólidos totais expulsa do reator.

<sup>2</sup>Idade de lodo calculada com a massa de sólidos voláteis presente no reator.

**Tabela 5 - Valores médios da atividade metanogênica específica expressos em gDQO.gX<sub>v</sub>.d<sup>-1</sup>, para o lodo dos reatores e para o lodo expulso, fase 1.**

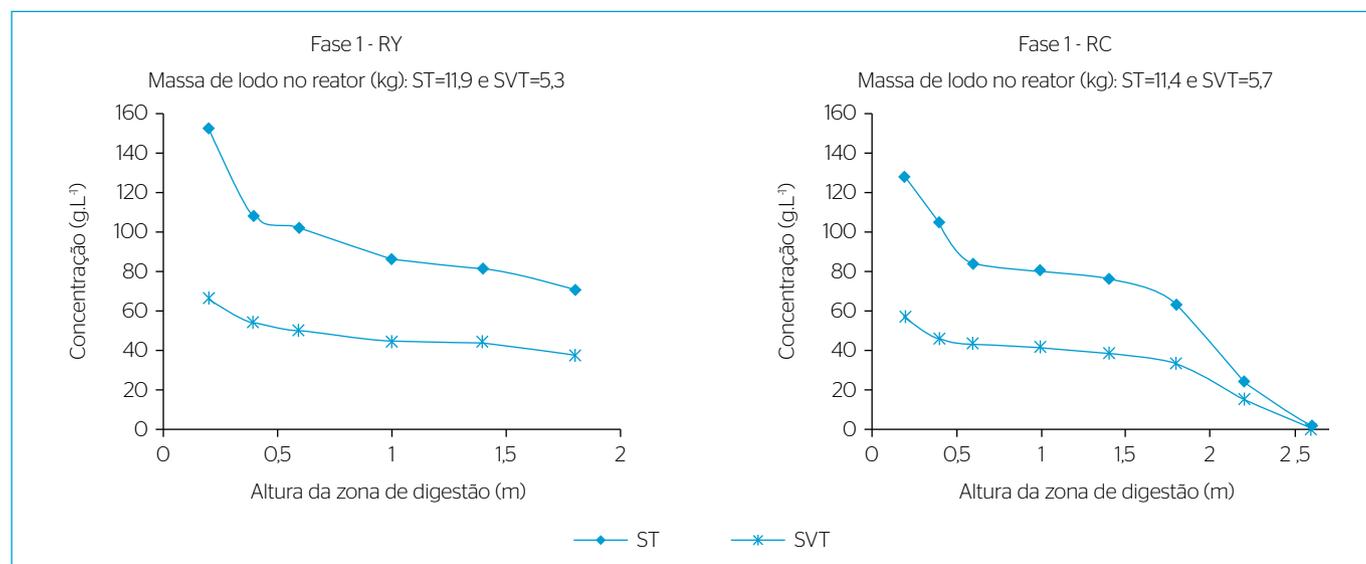
|                | AME (gDQO.gX <sub>v</sub> .d <sup>-1</sup> ) - fase 1 |                                 |                                 |                                  |                                 |                                  |      |      |
|----------------|---|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|------|------|
|                | R <sup>0,8</sup> <sub>0,3</sub>                       | R <sup>0,7</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,6</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,75</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,65</sup> <sub>0,4</sub> | RY   | RC   |
| Lodo no reator | 0,17  | 0,14                            | 0,14                            | 0,13                             | 0,13                            | 0,16                             | 0,10 | 0,11 |
| Lodo expulso   | 0,13  | 0,13                            | 0,15                            | 0,10                             | 0,09                            | 0,10                             | 0,10 | 0,11 |

AME: atividade metanogênica específica; RY: reator UASB-Y; RC: reator UASB convencional.

**Tabela 6 - Valores médios da atividade metanogênica específica expressos em gDQO.gX<sub>v</sub>.d<sup>-1</sup>, para o lodo dos reatores e para o lodo expulso, fase 2.**

|                | AME (gDQO.gX <sub>v</sub> .d <sup>-1</sup> ) - Fase 2 |                                 |                                 |                                  |                                 |                                  |    |    |
|----------------|---|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|----|----|
|                | R <sup>0,8</sup> <sub>0,3</sub>                       | R <sup>0,7</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,6</sup> <sub>0,3</sub> | R <sup>0,75</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,7</sup> <sub>0,4</sub> | R <sup>0,65</sup> <sub>0,4</sub> | RY | RC |
| Lodo no reator | 0,18  | 0,14                            | 0,17                            | 0,13                             | 0,15                            | 0,15                             | -  | -  |
| Lodo expulso   | 0,17  | 0,12                            | 0,13                            | 0,13                             | 0,10                            | 0,11                             | -  | -  |

AME: atividade metanogênica específica; RY: reator UASB-Y; RC: reator UASB convencional.



**Figura 10 - Concentração de sólidos totais e sólidos voláteis totais em função da altura da zona de digestão do reator UASBY e do reator UASB convencional, fase 1.**

## Sedimentabilidade

Os testes de sedimentabilidade confirmaram que, em todos os casos, a sedimentação pode ser descrita com o uso da equação de Vesilind (1967) (Equação 5). A Tabela 7 mostra os resultados das constantes e da velocidade de sedimentação obtidas para o lodo nos reatores e o lodo expulso.

$$v = v_0 \exp(-kX_t) \quad (5)$$

Em que:

$v$  = velocidade de sedimentação do lodo ( $\text{m.h}^{-1}$ );

$X_t$  = concentração de lodo ( $\text{g.L}^{-1}$ );

$v_0$ ,  $k$  = constantes de sedimentação de Vesilind (1967).

Nesse caso, as constantes de sedimentabilidade indicam que todos os reatores têm lodo com excelentes características de sedimentação e baixos valores da constante de compressibilidade. Não foram observadas grandes diferenças entre as constantes de sedimentação determinadas para os diferentes reatores. No entanto, houve uma clara diferença entre os valores obtidos para o lodo expulso, especialmente para a constante de compressibilidade ( $k$ ), que é, em média, maior que os valores encontrados para o lodo dentro dos reatores, indicando que o lodo que era expulso tinha sedimentabilidade inferior à do que se mantinha nos reatores.

**Tabela 7** - Constantes de sedimentabilidade determinadas para os reatores nas fases 1 e 2.

| Reator                         | FASE | Lodo no reator            |                             | Lodo expulso              |                             |
|--------------------------------|------|---------------------------|-----------------------------|---------------------------|-----------------------------|
|                                |      | $k$ ( $\text{L.g}^{-1}$ ) | $v_0$ ( $\text{m.h}^{-1}$ ) | $k$ ( $\text{L.g}^{-1}$ ) | $v_0$ ( $\text{m.h}^{-1}$ ) |
| R <sup>08</sup> <sub>03</sub>  | 1    | 0,07                      | 10                          | 0,13                      | 16                          |
|                                | 2    | 0,08                      | 15                          | 0,10                      | 17                          |
| R <sup>07</sup> <sub>03</sub>  | 1    | 0,08                      | 15                          | 0,10                      | 10                          |
|                                | 2    | 0,08                      | 11                          | 0,11                      | 10                          |
| R <sup>06</sup> <sub>03</sub>  | 1    | 0,10                      | 10                          | 0,14                      | 18                          |
|                                | 2    | 0,11                      | 10                          | 0,12                      | 16                          |
| R <sup>075</sup> <sub>04</sub> | 1    | 0,08                      | 10                          | 0,11                      | 15                          |
|                                | 2    | 0,10                      | 10                          | 0,12                      | 13                          |
| R <sup>07</sup> <sub>04</sub>  | 1    | 0,07                      | 9                           | 0,09                      | 12                          |
|                                | 2    | 0,08                      | 9                           | 0,11                      | 14                          |
| R <sup>065</sup> <sub>04</sub> | 1    | 0,14                      | 17                          | 0,18                      | 17                          |
|                                | 2    | 0,09                      | 7                           | 0,12                      | 9                           |
| RY                             | 1    | 0,10                      | 18                          | 0,16                      | 15                          |
| RC                             | 1    | 0,09                      | 14                          | 0,12                      | 13                          |

$k$ : constante de compressibilidade;  $v_0$ : velocidade de sedimentação.

Tendo determinado as constantes de sedimentabilidade, o valor teórico da concentração de lodo que poderia ser mantido no reator pode agora ser estimado pelo uso da Equação 6, que pode ser utilizada para qualquer velocidade ascendente do líquido no reator UASB.

$$X_t = (\ln v_0 / v_{up}) / k \quad (6)$$

Em que:

$\ln v_0$  = logaritmo natural da velocidade de sedimentação;

$v_{up}$  = velocidade ascendente do líquido ( $\text{m.h}^{-1}$ ).

Se as constantes de Vesilind (1967), para lodo expulso, são usadas na Equação (6), chega-se à conclusão de que, em todos os casos, a concentração de lodo que teoricamente poderia ser mantida no reator é maior que a concentração real apresentada nos gráficos das Figuras 8, 9 e 10. Assim, as partículas de lodo que têm baixas características de sedimentação são expulsas da zona de digestão, mas, na zona de sedimentação e no tanque de acumulação do efluente, tendem a flocular e apresentar melhor sedimentação. Com base nessa observação, conjectura-se que, se os sólidos expulsos passassem por um decantador e retornassem ao reator UASB, boa parte desses sólidos poderiam realmente ficar retidos no reator, de modo que uma massa de lodo mais concentrada poderia ser mantida e o reator poderia ser operado a uma idade de lodo maior e, portanto, com maior eficiência e menor produção de lodo efluente.

## CONCLUSÕES

- Os 8 reatores com volume de 250 L cada, mas de diferentes geometrias, foram capazes de digerir o esgoto bruto de forma eficiente em tempos de detenção hidráulica de 12 e 6 horas, tendo sido obtidas eficiências de remoção de DQO decantada de 67 a 74%. A análise estatística (ANOVA) mostrou que não há diferença significativa entre as eficiências de remoção alcançadas pelos diferentes reatores;
- A idade de lodo foi confirmada como sendo o parâmetro operacional fundamental que determina o desempenho do reator UASB para o tratamento das águas residuárias e, em particular, a divisão das três frações da DQO;
- A AME, em todos os lodos analisados, estava dentro da faixa comumente encontrada para o lodo de sistemas de tratamento com esgoto bruto, que é de 0,10 a 0,15  $\text{gDQO.gX}_v\text{.d}^{-1}$ . Os valores de AME obtidos para o lodo expulso não diferem dos valores obtidos para o lodo no reator;
- A sedimentação do lodo nos reatores, em todos os casos, foi superior à sedimentação do lodo expulso dos reatores, embora sua retenção não seja o mecanismo que determina a massa de lodo que pode ser

retida no sistema. Em praticamente todos os reatores, observa-se que a zona de digestão não foi completamente cheia com o lodo, indicando que existe um mecanismo de ruptura do floco e a produção de pequenas partículas que sedimentam lentamente e tendem a sair do reator.

## AGRADECIMENTOS

A investigação experimental foi realizada com o apoio financeiro das agências de fomento Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) e Financiadora de Inovação e Pesquisa (Finep) no âmbito do Projeto BIOGÁS.

## REFERÊNCIAS

- ABASSI, T.; ABASSI, S.A. (2012) Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, n. 3, p. 1696-1708. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.11.017>
- AIYUK, S.; FORREZ, I.; LIEVEN K.; VAN HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. (2006) Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates e a review. *Bioresource Technology*, v. 97, n. 17, p. 2225-2241. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2005.05.015>
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA); AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA); WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). (2012) *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 22. ed. Washington, DC.: APHA.
- AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; FORESTI, E.; SANTOS, M.L.F.; MONTEGGIA, L.O. (2007) Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 12, p. 192-201. <http://dx.doi.org/10.1590/S1413-41522007000200010>
- CHERNICHARO, C.A.L. (2007) *Reatores Anaeróbios*. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias). 496 p.
- CHONG, S.; SEN, T.K.; KAYAALP, A.; ANG, H.M. (2012) The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment e a state-of-the-art review. *Water Research*, v. 11, n. 46, p. 3434-3470. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.066>
- COELHO, A.L.S.S.; NASCIMENTO, M.B.H.; CAVALCANTI, P.F.F.; HAANDEL, A.C. (2003) The UASB reactor as an alternative for the septic tank for on-site sewage treatment accepted for publication. *Water Science Technology*, n. 48, v. 11-12, p. 221-226.
- JORDÃO, E.P.; PESSOA, C.A. (2014) *Tratamento de esgotos domésticos*. 7. ed. Rio de Janeiro: ABES.
- LADU, J.L.C.; LÜ, X. (2014) Effects of hydraulic retention time, temperature, and effluent recycling on efficiency of anaerobic filter in treating rural domestic wastewater. *Water Science and Engineering*, n. 7, v. 2, p. 168-182. <https://doi.org/10.3882/j.issn.1674-2370.2014.02.005>
- LEW, B.; LUSTIG, I.; BELIAVSKI, M.; TARRE, S.; GREEN, M. (2011) An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates. *Bioresource Technology*, n. 102, v. 7, p. 4921-4924. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.01.030>
- METCALF; EDDY. (2016). *Tratamento de efluentes e recuperação de recursos*. Tradução: Ivanildo Hespagnol e José Carlos Mierzwa. 5ed. Porto Alegre: AMGH.
- SANTOS, S.L.; CHAVES, S.R.M.; VAN HAANDEL, A. (2016) Influence of phase separator design on the performance of UASB reactors treating municipal wastewater. *Water SA*, v. 42, n. 2, p. 176-182. <http://dx.doi.org/10.4314/wsa.v42i2.01>
- UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (USEPA). (2005) *Handbook for Managing Onsite and Clustered (Decentralized) Wastewater Treatment Systems*: EPA/832-B-05-001. Washington, D.C.: USEPA.
- VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. (1994) *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. Nova York: John Wiley and Sons.
- VESILIND, P.A. (1967) Theoretical considerations: design of prototype thickeners from batch settling tests. *Water and Sewages Works*, v. 115, n. 7.