



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA  
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

**BRUNO QUIRINO LEAL**

**AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO REATOR UASB COMPARTIMENTADO (RUC)  
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO DE ILHA SOLTEIRA COM DIFERENTES  
CARREGAMENTOS ORGÂNICOS**

**Ilha Solteira  
2015**



**BRUNO QUIRINO LEAL**

**AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO REATOR UASB COMPARTIMENTADO (RUC)  
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO DE ILHA SOLTEIRA COM DIFERENTES  
CARREGAMENTOS ORGÂNICOS**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Ilha Solteira – UNESP como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.

**Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO**

**Orientador**

**Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. LILIANE LAZZARI ALBERTIN**

**Co-orientadora**

**Ilha Solteira  
2015**

FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

L435a Leal, Bruno Quirino.  
Avaliação da eficiência do Reator UASB Compartimentado (RUC) tratando esgoto sanitário de Ilha Solteira com diferentes carregamentos orgânicos / Bruno Quirino Leal. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2015  
152 f. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2015

Orientador: Tsunao Matsumoto

Co-orientador: Liliane Lazzari Albertin

Inclui bibliografia

1. Reator UASB Compartimentado. 2. Esgoto sanitário. 3. Processo anaeróbio. 4. Variação de carga. 5. Carga orgânica volumétrica.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA

**CERTIFICADO DE APROVAÇÃO**

**TÍTULO:** AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO REATOR UASB COMPARTIMENTADO (RUC) NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO DE ILHA SOLTEIRA COM DIFERENTES CARREGAMENTOS ORGÂNICOS

**AUTOR:** BRUNO QUIRINO LEAL

**ORIENTADOR:** Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

**CO-ORIENTADORA:** Profa. Dra. LILIANE LAZZARI ALBERTIN

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE EM ENGENHARIA CIVIL, Área: RECURSOS HIDRÍCOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS, pela Comissão Examinadora:

Profa. Dra. LILIANE LAZZARI ALBERTIN

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. MILTON DALL AGLIO SOBRINHO

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Profa. Dra. KATIA SAKIHAMA VENTURA

Departamento de Engenharia Civil / Universidade Federal de São Carlos

Data da realização: 27 de fevereiro de 2015.

## **DEDICO**

Aos meus pais, irmãos e minha noiva que, com muito carinho e apoio, não mediram esforços para que eu chegasse até esta etapa de minha vida.

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiro agradeço a Deus que trilhou os meus caminhos para que eu chegasse até aqui e continuasse a minha jornada com saúde e dedicação.

Aos meus pais Gilmarez Leal e Helena Quirino de Melo Leal que nunca mediram esforços para me proporcionar as melhores oportunidades na minha vida.

A minha noiva Ritha de Kássia Martins da C. Carvalho, que sem dúvidas foi a pessoa mais paciente com a minha jornada. Por muitas vezes foi quem absorveu as minhas frustrações e dificuldades, sem me negar apoio, carinho e amor para que eu continuasse e chegasse até aqui.

Aos meus irmãos Júnior, Rodrigo, Helen e familiares que me ofereceram apoio em todos os momentos.

Ao meu orientador Prof. Dr. Tsunao Matsumoto pela oportunidade concedida, pela amizade e orientação para que fosse possível a execução do trabalho.

A minha co-orientadora Prof<sup>a</sup>. Dra. Liliane Lazzari Albertin que me acolheu e orientou na ausência do meu orientador.

Ao grande amigo Moacir Feba Tetila pelo companheirismo durante o mestrado e pelo auxílio em toda pesquisa.

Ao novo amigo Bruno César Melegati Gonçalves pela grande ajuda na execução das análises.

Aos professores do programa de Mestrado que não mediram esforços para compartilhar os seus conhecimentos.

Ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) pela concessão de bolsa de estudos durante o Mestrado.

## RESUMO

A aplicação de reatores anaeróbios, como é o caso dos reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), passou a ocupar uma posição de destaque, principalmente no Brasil, face às condições ambientais de temperatura favoráveis, baixo custo, simplicidade operacional e baixa produção de sólidos. Dentre os sistemas anaeróbios, tem-se também o Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC), um tipo de reator com configuração simples, com divisões internas que buscam separar os tipos de microrganismos da digestão anaeróbia. No presente trabalho estudou-se o comportamento do sistema Reator UASB Compartimentado (RUC), operando com carregamento orgânico volumétrico (COV) em diferentes variações. A melhor condição operacional, relativa à remoção de carga orgânica, foi conseguida quando o RUC foi operado com uma COV de  $1,30\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  (Fase IV), quando apresentou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de DQO de  $82,7\pm 7,7\%$  e de DBO de  $78,3\pm 3,5\%$ . Quando operando com a maior COV de todas as fases (fase III –  $2,17\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ ) apresentou a segunda melhor eficiência de remoção de carga orgânica, com uma média e desvio padrão da eficiência de remoção da DQO de  $74,2\pm 8,8\%$  e da DBO de  $76,9\pm 8,2\%$ . Com a COV de  $1,70\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  a média e desvio padrão da eficiência de remoção da DQO e DBO foram de  $74,2\pm 8,8\%$  e  $69,1\pm 6,8\%$ , respectivamente. E com a COV de  $0,78\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ , a média e o desvio padrão da eficiência de remoção de DQO e de DBO foram de  $68,9\pm 11\%$  e  $69,7\pm 15,7\%$ , respectivamente. Uma desvantagem verificada no RUC foi o arraste de lodo ocasionado pelo aumento da COV, que afetou as características finais do efluente, mas não alteraram significativamente a sua eficiência de remoção da carga orgânica.

**Palavras-chave:** Reator UASB Compartimentado, Esgoto sanitário, Processo anaeróbio, Variação de carga, Carga orgânica volumétrica.

## ABSTRACT

The application of anaerobic reactors, such as the UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), has come to occupy a prominent position, especially in Brazil, given the favorable environmental conditions such as temperature, low cost, operational simplicity and low production of sludge. Among the anaerobic systems, there is also the Anaerobic Baffled Reactor (ABR), a type of reactor with simple configuration, with internal divisions that seek to separate the types of microorganisms in anaerobic digestion. Thus, the present work studied the behavior of Compartmented UASB Reactor (CUR), operating with variable volumetric organic loading (VOL). The best operating condition on the removal of organic load was achieved when the CUR was operated with a VOL  $1.30\text{kgCOD/m}^3\cdot\text{day}$  (Phase IV), the CUR had  $82.7\pm 7.7\%$  of COD removal efficiency (average and standard deviation) and BOD were  $78.3\pm 3.5\%$ . When operating at higher VOL (Phase III –  $2.17\text{kgCOD/m}^3\cdot\text{day}$ ) showed the second best organic load removal efficiency with average and standard deviation of the COD removal efficiency of  $74.2\pm 8.8\%$  and  $76.9\pm 8.2\%$  BOD%. With the VOL  $1.70\text{kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$  average and standard deviation da the removal efficiency of COD and BOD were  $74.2\pm 8.8\%$  and  $69.1\pm 6.8\%$ , respectively. And the VOL  $0.78\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{day}$ , the average and standard deviation of the COD removal efficiency of BOD and were  $68.9\pm 11\%$  and  $69.7\pm 15.7\%$ , respectively. A disadvantage found in the CUR was drag sludge resulting from increased VOL, which affected the final characteristics of the effluent, but not significantly modified its removal efficiency of organic load.

**Key-words:** Compartmented UASB Reactor. Wastewater. Anaerobic treatment. Load variation. Volumetric organic load.

## LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

|                                 |                                                         |
|---------------------------------|---------------------------------------------------------|
| cm                              | - Centímetro                                            |
| CO <sub>2</sub>                 | - Dióxido de carbono.                                   |
| DBO                             | - Demanda bioquímica de oxigênio.                       |
| DBOf                            | - Demanda bioquímica de oxigênio filtrada.              |
| DQO                             | - Demanda química de oxigênio.                          |
| DQOf                            | - Demanda química de oxigênio filtrada                  |
| COV                             | - Carga orgânica volumétrica                            |
| CH <sub>4</sub>                 | - metano.                                               |
| g                               | - Gramas                                                |
| gSSV/gDQO                       | - Gramas de sólidos suspensos voláteis por grama de DQO |
| h                               | - Hora.                                                 |
| H <sub>2</sub> O                | - Água.                                                 |
| HP                              | - Horse Power.                                          |
| kgDQO/m <sup>3</sup> .d         | - quilograma de DQO por metro cúbico dia                |
| L                               | - Litro.                                                |
| m                               | - Metros                                                |
| mL                              | - Mililitro.                                            |
| m <sup>3</sup>                  | - Metro cúbico.                                         |
| m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> | - Metro cúbico por hora.                                |
| mg.L                            | - Miligrama por litro.                                  |
| NH <sub>3</sub>                 | - Amônia.                                               |
| N <sub>2</sub>                  | - Nitrogênio.                                           |
| O <sub>2</sub>                  | - Oxigênio.                                             |
| P1                              | - Ponto de amostragem 1                                 |
| P2                              | - Ponto de amostragem 2                                 |
| P3                              | - Ponto de amostragem 3                                 |
| pH                              | - Potencial hidrogeniônico.                             |
| RAC                             | - Reator anaeróbio compartimentado                      |
| RUC                             | - Reator UASB compartimentado                           |
| ST                              | - Sólidos totais                                        |
| SST                             | - Sólidos suspensos totais                              |
| SSV                             | - Sólidos suspensos voláteis                            |
| SSF                             | - Sólidos suspensos fixos                               |
| SSed.                           | - Sólidos sedimentáveis                                 |
| TDH                             | - Tempo de detenção hidráulico                          |
| UASB                            | - Upflow Anaerobic Sludge Blanket                       |
| %                               | - Por cento                                             |
| °C                              | - Graus celsius.                                        |
| μ                               | - Taxa de crescimento                                   |

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                               |    |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1 - Curva típica do crescimento bacteriano.....                                                        | 25 |
| Figura 3 - RAC.....                                                                                           | 48 |
| Figura 4 - Fotografia do RUC na estrutura de apoio .....                                                      | 52 |
| Figura 5 - Representação esquemática do RUC construído .....                                                  | 54 |
| Figura 6 - Ilustração do RUC.....                                                                             | 55 |
| Figura 7 - Fotografia da vista do fundo do RUC .....                                                          | 56 |
| Figura 8 - Fotografia da vista superior do RUC .....                                                          | 56 |
| Figura 9 - Fotografia do separador de gases .....                                                             | 57 |
| Figura 10 - Fotografia do defletor de gases.....                                                              | 58 |
| Figura 11 - Fotografia do defletor instalado no RUC .....                                                     | 58 |
| Figura 12 - Ilustração da parte superior do reator .....                                                      | 59 |
| Figura 13 - Fotografia da parte superior do RUC já instalado .....                                            | 59 |
| Figura 14 - Fotografia da peneira estática.....                                                               | 60 |
| Figura 15 - Fotografia do tanque de equalização .....                                                         | 61 |
| Figura 16 - Fotografia da bomba helicoidal .....                                                              | 61 |
| Figura 17 - Fotografia da caixa de nível .....                                                                | 62 |
| Figura 18 - Gráficos com valores da DQO na repartida .....                                                    | 68 |
| Figura 19 - Gráfico com os valores da temperatura na repartida .....                                          | 70 |
| Figura 20 - Gráfico com valores da alcalinidade na repartida. ....                                            | 71 |
| Figura 21 - Gráfico com valores do pH na repartida.....                                                       | 72 |
| Figura 22 - Gráfico de box plot da DQO na fase I .....                                                        | 73 |
| Figura 23 - Gráfico com valores da DQO na fase I. ....                                                        | 74 |
| Figura 24 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e eficiência de remoção da DQO.....                    | 75 |
| Figura 25 - Gráfico comparativo da DQO e $DQO_f$ na fase I .....                                              | 76 |
| Figura 26 - Gráfico do box plot da DBO na fase I.....                                                         | 77 |
| Figura 27 - Gráfico com valores da DBO na fase I.....                                                         | 78 |
| Figura 28 - Gráfico comparativo dos valores da DBO e $DBO_f$ .....                                            | 78 |
| Figura 29 - Gráfico com valores dos ST na fase I .....                                                        | 79 |
| Figura 30 - Gráfico com valores dos SST na fase I.....                                                        | 80 |
| Figura 31 - Gráfico com valores dos SSV na fase I.....                                                        | 80 |
| Figura 32 - Gráfico com valores da temperatura na fase I .....                                                | 82 |
| Figura 33 - Gráfico com valores do pH na fase I .....                                                         | 83 |
| Figura 34 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase I.....                                                | 84 |
| Figura 35 - Gráfico com valores de ácidos voláteis na fase I. ....                                            | 85 |
| Figura 36 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase I .....                                           | 86 |
| Figura 37 - Gráfico com valores do fósforo total na fase I.....                                               | 86 |
| Figura 38 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e o volume de lodo coletado no interior do reator..... | 87 |
| Figura 39 - Fotografia do lodo e ou espuma coletado no P2.....                                                | 88 |
| Figura 40 - Gráfico com valores da DQO na fase II. ....                                                       | 90 |
| Figura 41 - Gráfico de box plot da fase II. ....                                                              | 91 |
| Figura 42 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e a eficiência de remoção da DQO na fase II. ....      | 92 |
| Figura 43 - Gráfico comparativo entre a DQO e a $DQO_f$ na fase II .....                                      | 93 |
| Figura 44 - Gráfico de box plot da DBO na fase II.....                                                        | 94 |
| Figura 45 - Gráfico com valores da DBO na fase II.....                                                        | 95 |
| Figura 46 - Gráfico comparativo entre a DBO e a $DBO_f$ .....                                                 | 95 |

|                                                                                                           |     |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 47 - Gráfico com valores dos ST na fase II .....                                                   | 96  |
| Figura 48 - Gráfico com valores dos SST na fase II .....                                                  | 97  |
| Figura 49 - Gráfico com valores dos SSV na fase II .....                                                  | 98  |
| Figura 50 - Gráfico com valores da temperatura na fase II. ....                                           | 99  |
| Figura 51 - Gráfico com valores do pH na fase II .....                                                    | 100 |
| Figura 52 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase II .....                                          | 101 |
| Figura 53 - Gráfico com valores dos ácidos voláteis na fase II. ....                                      | 102 |
| Figura 54 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase II. ....                                      | 103 |
| Figura 55 - Gráfico com valores do fósforo total na fase II .....                                         | 104 |
| Figura 56 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e o volume de lodo coletado<br>.....               | 105 |
| Figura 57 - Gráfico com valores da DQO na fase III (interrompida) .....                                   | 107 |
| Figura 58 - Gráfico de box plot da DQO na fase III. ....                                                  | 109 |
| Figura 59 - Gráfico com valores da DQO e suas eficiências de remoção na fase III<br>.....                 | 110 |
| Figura 60 - Gráfico comparativo entre a vazão e a eficiência de remoção da DQO na<br>fase III .....       | 111 |
| Figura 61 - Gráfico comparativo entre a DQO e a $DQO_f$ na fase III. ....                                 | 112 |
| Figura 62 - Gráfico de box plot da DBO na fase III .....                                                  | 113 |
| Figura 63 - Gráfico com valores de concentração da DQO e eficiência de remoção<br>na fase III .....       | 114 |
| Figura 64 - Gráfico comparativo entre a DBO e a $DBO_f$ na fase III. ....                                 | 115 |
| Figura 65 - Gráfico com valores dos ST na fase III .....                                                  | 116 |
| Figura 66 - Gráfico com valores dos SST na fase III .....                                                 | 117 |
| Figura 67 - Gráfico com valores dos SSV na fase III .....                                                 | 117 |
| Figura 68 - Gráfico com valores da temperatura na fase III .....                                          | 119 |
| Figura 69 - Gráfico com valores do pH na fase III .....                                                   | 120 |
| Figura 70 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase III .....                                         | 121 |
| Figura 71 - Gráfico com valores dos ácidos voláteis na fase III. ....                                     | 121 |
| Figura 72 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase III. ....                                     | 122 |
| Figura 73 - Gráfico com valores do fósforo total na fase III .....                                        | 123 |
| Figura 74 - Gráfico comparativo entre a vazão e o volume de lodo coletado .....                           | 124 |
| Figura 75 - Gráfico de box plot da DQO na fase IV .....                                                   | 125 |
| Figura 76 - Gráfico com valores da DQO na fase IV .....                                                   | 126 |
| Figura 77 - Gráfico comparativo entre a vazão e a eficiência de remoção da DQO na<br>fase IV. Fonte ..... | 127 |
| Figura 78 - Gráfico comparativo entre a DQO e a $DQO_f$ na fase IV .....                                  | 128 |
| Figura 79 - Gráfico de box plot da DBO na fase IV .....                                                   | 129 |
| Figura 80 - Gráfico com valores da DBO na fase IV .....                                                   | 130 |
| Figura 81 - Gráfico comparativo entre a DBO e a $DBO_f$ na fase IV .....                                  | 130 |
| Figura 82 - Gráfico com valores dos DT na fase IV .....                                                   | 131 |
| Figura 83 - Gráfico com valores dos SST na fase IV .....                                                  | 132 |
| Figura 84 - Gráfico com valores dos SSV na fase IV .....                                                  | 133 |
| Figura 85 - Gráfico com valores da temperatura na fase IV .....                                           | 134 |
| Figura 86 - Gráfico com valores do pH na fase IV .....                                                    | 135 |
| Figura 87 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase IV .....                                          | 135 |
| Figura 88 - Gráfico com valores dos ácidos voláteis na fase IV .....                                      | 136 |
| Figura 89 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase IV .....                                      | 137 |
| Figura 90 - Gráfico com valores do fósforo total na fase IV .....                                         | 138 |
| Figura 91 - Gráfico comparativo entre a vazão e o lodo e espuma. ....                                     | 139 |

|                                                                            |     |
|----------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 92 - Gráfico com valores da DQO em todas as fases da pesquisa. .... | 140 |
| Figura 93 - Gráfico com valores da DBO em todas as fases da pesquisa. .... | 141 |

## LISTA DE QUADROS

|                                                                                                                                                   |    |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Quadro 1: Valores de $K_S$ e $\mu_{\max}$ para o tratamento anaeróbio. ....                                                                       | 26 |
| Quadro 2: Principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratamento de esgoto doméstico em temperaturas maiores que 20°C..... | 39 |
| Quadro 3: Aplicação de reatores UASB no tratamento de esgoto sanitários.....                                                                      | 40 |
| Quadro 4: Aplicação de tratamento anaeróbio com diferentes cargas orgânicas. ....                                                                 | 47 |
| Quadro 5: Resultados obtidos no tratamento de esgoto sanitário em RAC. ....                                                                       | 51 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                                                       |     |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabela 1: Relação da vazão e eficiência de remoção.....                                               | 69  |
| Tabela 2: Valores dos SSF e sólidos sedimentáveis na fase I. ....                                     | 81  |
| Tabela 3: Valores aplicados e obtidos na fase intermediária I.....                                    | 89  |
| Tabela 4: Valores dos SSF e Sólidos Sedimentáveis na fase II.....                                     | 99  |
| Tabela 5: Valores aplicados e obtidos na fase intermediária II.....                                   | 105 |
| Tabela 6: Valores da eficiência de remoção, média e desvio padrão da fase III<br>(interrompida). .... | 107 |
| Tabela 7: Valores dos SSF e Sólidos Sedimentáveis na fase III.....                                    | 118 |
| Tabela 8: Valores dos SSF e sólidos sedimentáveis na fase IV.....                                     | 133 |
| Tabela 9: Valores médios e desvio padrão dos parâmetros monitorados em todas as<br>fases. ....        | 143 |

## SUMÁRIO

|                |                                                                           |           |
|----------------|---------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1</b>       | <b>INTRODUÇÃO</b>                                                         | <b>16</b> |
| <b>2</b>       | <b>OBJETIVOS</b>                                                          | <b>18</b> |
| <b>2.1</b>     | <b>Objetivo Geral</b>                                                     | <b>18</b> |
| <b>2.2</b>     | <b>Objetivos Específicos</b>                                              | <b>18</b> |
| <b>3</b>       | <b>FUNDAMENTOS TEÓRICOS</b>                                               | <b>19</b> |
| <b>3.1</b>     | <b>Tratamento de esgoto</b>                                               | <b>19</b> |
| <b>3.2</b>     | <b>Processo de digestão anaeróbia</b>                                     | <b>19</b> |
| <b>3.2.1</b>   | <i>Hidrólise</i>                                                          | <b>20</b> |
| <b>3.2.2</b>   | <i>Acidogênese</i>                                                        | <b>21</b> |
| <b>3.2.3</b>   | <i>Acetogênese</i>                                                        | <b>21</b> |
| <b>3.2.4</b>   | <i>Metanogênese</i>                                                       | <b>22</b> |
| <b>3.2.5</b>   | <i>Outros processos</i>                                                   | <b>23</b> |
| <b>3.3</b>     | <b>Cinética da digestão anaeróbia</b>                                     | <b>24</b> |
| <b>3.3.1</b>   | <b><i>Cinética do crescimento bacteriano</i></b>                          | <b>25</b> |
| <b>3.3.1.1</b> | <i>Crescimento bruto específico</i>                                       | <b>25</b> |
| <b>3.3.1.2</b> | <i>Decaimento Bacteriano</i>                                              | <b>26</b> |
| <b>3.3.2</b>   | <b><i>Produção de sólidos</i></b>                                         | <b>27</b> |
| <b>3.3.2.1</b> | <i>Produção Bruta</i>                                                     | <b>27</b> |
| <b>3.3.2.2</b> | <i>Produção Líquida</i>                                                   | <b>28</b> |
| <b>3.4</b>     | <b>Parâmetros e critérios de dimensionamento reator anaeróbio</b>         | <b>28</b> |
| <b>3.4.1</b>   | <b><i>Carga Hidráulica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulico</i></b> | <b>29</b> |
| <b>3.4.2</b>   | <b><i>Velocidade Ascendente do Fluxo</i></b>                              | <b>29</b> |
| <b>3.5</b>     | <b>Fatores importantes na digestão anaeróbia</b>                          | <b>30</b> |
| <b>3.5.1</b>   | <b><i>Nutrientes</i></b>                                                  | <b>31</b> |
| <b>3.5.2</b>   | <b><i>Temperatura</i></b>                                                 | <b>32</b> |
| <b>3.5.3</b>   | <b><i>pH e Alcalinidade</i></b>                                           | <b>33</b> |
| <b>3.5.4</b>   | <b><i>Ácidos voláteis</i></b>                                             | <b>34</b> |
| <b>3.6</b>     | <b>Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente de Manta de Lodo – UASB</b>       | <b>36</b> |
| <b>3.6.1</b>   | <b><i>Variação do TDH para UASB</i></b>                                   | <b>41</b> |
| <b>3.6.2</b>   | <b><i>Variação da COV para UASB</i></b>                                   | <b>43</b> |
| <b>3.7</b>     | <b>Reator anaeróbio compartimentado</b>                                   | <b>48</b> |

|             |                                                    |            |
|-------------|----------------------------------------------------|------------|
| <b>4</b>    | <b>MATERIAIS E MÉTODOS</b>                         | <b>52</b>  |
| <b>4.1</b>  | <b>Unidade Experimental</b>                        | <b>52</b>  |
| <b>4.2</b>  | <b>Água residuária</b>                             | <b>60</b>  |
| <b>4.3</b>  | <b>Fases da pesquisa</b>                           | <b>62</b>  |
| <b>4.4</b>  | <b>Monitoramento</b>                               | <b>65</b>  |
| <b>5</b>    | <b>RESULTADOS E DISCUSSÕES</b>                     | <b>67</b>  |
| <b>5.1</b>  | <b>Preliminar</b>                                  | <b>67</b>  |
| <b>5.2</b>  | <b>Fase I</b>                                      | <b>72</b>  |
| <b>5.3</b>  | <b>Intermediária I</b>                             | <b>88</b>  |
| <b>5.4</b>  | <b>Fase II</b>                                     | <b>89</b>  |
| <b>5.5</b>  | <b>Intermediária II</b>                            | <b>105</b> |
| <b>5.6</b>  | <b>Fase III (interrompida)</b>                     | <b>106</b> |
| <b>5.7</b>  | <b>Intermediária III (Repartida)</b>               | <b>108</b> |
| <b>5.8</b>  | <b>Fase III</b>                                    | <b>108</b> |
| <b>5.9</b>  | <b>Intermediária IV</b>                            | <b>124</b> |
| <b>5.10</b> | <b>Fase IV</b>                                     | <b>124</b> |
| <b>5.11</b> | <b>Desempenho Total e resumo de todas as fases</b> | <b>139</b> |
| <b>6</b>    | <b>CONCLUSÃO</b>                                   | <b>144</b> |
|             | <b>REFERÊNCIAS</b>                                 | <b>146</b> |

## 1 INTRODUÇÃO

O uso de água pelo homem para a sua higiene pessoal e necessidades fisiológicas, gera um resíduo líquido mais conhecido como Esgoto Doméstico. Sua composição é basicamente água de banho, fezes humanas e urina, restos de comida, sabão, detergentes, água de lavagem.

O despejo de esgotos domésticos e industriais in natura em corpos d'água tem sido um dos fatores mais importantes e preocupantes de interferência antrópica no meio ambiente, causando impactos extremamente nocivos à saúde humana e aos ecossistemas, notadamente os aquáticos (ABREU, 2007). A grande quantidade de matéria orgânica nos esgotos pode diminuir o teor de oxigênio dissolvido na água, provocando mortandade de peixes e outros efeitos nocivos, ou seja, um grande desequilíbrio no ecossistema aquático. Além disso, o despejo de esgotos poderia contaminar os corpos d'água com bactérias patogênicas, trazendo à tona sérios riscos à saúde da população que se beneficiar do recurso hídrico (SILVA, 2001).

Tecnologias avançadas de tratamento têm sido pesquisadas, principalmente nos países desenvolvidos, com o intuito de minimizar os impactos do lançamento de esgoto nos recursos hídricos. Nos países em desenvolvimento como o Brasil, tais pesquisas são essenciais para mudanças do quadro sanitário crítico (ABREU, 2007). Apesar do conhecimento das autoridades ambientais brasileiras sobre o problema, apenas 55,2% dos esgotos sanitários brasileiros são coletados em redes públicas, destes, somente 28,5% são tratados, o que não indica o atendimento às exigências da legislação para lançamento de efluentes em corpos hídricos (INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA - IBGE, 2012). Assim tem-se o desafio de buscar novas técnicas de tratamento com baixo custo de implantação e operação.

Nas pesquisas no âmbito do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico – PROSAB, houve abordagem especial para os reatores Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB), os quais tiveram o seu uso crescente, podendo afirmar que em termos de conhecimento e domínio operacional tenham atingido sua maturidade. Por este motivo tem passado a ocupar uma posição de destaque, principalmente no Brasil, face às condições ambientais e climáticas favoráveis, baixo custo,

simplicidade operacional, baixa produção de sólidos e produção de energia (CHERNICHARO, 2007; VON SPERLING, 2005).

Existem várias configurações de reatores com parâmetros e modelos bem definidos, além de experiências bem-sucedidas em escala real, piloto e de bancada. Contudo, algumas configurações inovadoras, que ainda não possuem parâmetros e critérios claramente definidos, visam ampliar o conhecimento e a aplicabilidade dos processos anaeróbios, como é o caso dos reatores anaeróbios compartimentados (RAC) (GROBICKI; STUCKEY, 1991 apud AVELAR, 2008).

Neste contexto, com o intuito de aliar as características hidrodinâmicas, construtivas e operacionais dos reatores UASB juntamente com as vantagens proporcionadas pelos RACs, foi construído um reator UASB compartimentado, ou seja, um reator contendo tubos concêntricos em seu interior, que visa à separação das etapas acidogênica e metanogênica.

A fundamentação conceitual deste reator baseia-se na cinética de crescimento dos microrganismos presentes na digestão anaeróbia, onde o coeficiente de produção de biomassa das bactérias acidogênicas é cerca de cinco vezes maior que das metanogênicas. A modificação proposta se faz com a redução da câmara onde ocorre a primeira etapa, e o aumento na dimensão da terceira câmara, onde sucede a etapa metanogênica. Com isso, espera-se que haja um melhor desempenho no tratamento.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo Geral**

Estudar o comportamento da eficiência de remoção de carga orgânica do Reator USAB Compartimentado (RUC), operando em carregamento orgânico volumétrico variável e sendo abastecido por esgoto doméstico da cidade de Ilha Solteira – SP.

### **2.2 Objetivos Específicos**

- Avaliar o desempenho do reator quando submetido a diferentes variações do Carregamento Orgânico Volumétrico (COV) de 0,78, 1,7, 2,17 e 1,3kgDQO/m<sup>3</sup>.d no RUC para TDH de 12, 08, 06 e 12 horas respectivamente.
- Monitorar as variações dos diversos parâmetros físico-químicos, tais como: pH, alcalinidade, ácidos voláteis, DQO (Demanda Química de Oxigênio), DBO (Demanda Biológica de Oxigênio), série de sólidos, nitrogênio e fósforo;
- Avaliar a capacidade do RUC em operar com cargas orgânicas superiores por períodos prolongados e posteriormente retornar a uma menor carga e o reator manter a sua eficiência de remoção;
- Avaliar a influência da variação diária da vazão na eficiência de remoção da carga orgânica;
- Avaliar a influência da vazão no volume de lodo e/ou espuma coletados no topo do primeiro compartimento.

### **3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS**

#### **3.1 Tratamento de esgoto**

O tratamento dos esgotos é essencial devido ao seu potencial poluidor. Caso não seja dada destinação adequada aos esgotos, estes acabam poluindo o solo, contaminando águas superficiais e subterrâneas e passam a escoar a céu aberto, constituindo-se em perigosos focos de disseminação de doenças. Além disso, existe o risco do impacto ecológico ao serem lançados nos corpos receptores. Em alguns casos, o meio aquático demonstra ter condições de receber e decompor os contaminantes até um nível que não cause problemas ou alterações acentuadas que prejudiquem o ecossistema. Entretanto, nos casos de sobrecarga orgânica, os esgotos provocam total degradação do ambiente em decorrência do consumo excessivo do oxigênio dissolvido por microrganismos heterótrofos aeróbios (bactérias principalmente). A depleção do oxigênio resulta na morte dos organismos aquáticos (ABREU, 2007).

Reatores de fluxo ascendente e manta de lodo, tipicamente conhecidos como UASB, foram um dos avanços mais importantes na tecnologia de digestão anaeróbia. Desenvolvidos por Lettinga et al. (1980), foram primeiramente empregados no tratamento de resíduos agroindustriais. Logo seu potencial para o tratamento de esgotos tornou-se aparente, especialmente em regiões de clima quente (ABREU, 2007).

A configuração deste reator tem sido aplicada com sucesso em estações de tratamento de esgoto – ETE, em escala plena em muitos países em desenvolvimento, tais como Brasil, Colômbia, México, Egito e Índia (VAN HAANDEL et al., 2006). Segundo Sanz et al. (2005), reatores UASB e configurações baseadas em seus principais aspectos constituem cerca de 2000 (75%) sistemas de tratamento anaeróbio no mundo.

#### **3.2 Processo de digestão anaeróbia**

A degradação de cadeias moleculares mais complexas presente nos efluentes líquidos pode ocorrer com a presença de oxigênio dissolvido. Esse é utilizado no

metabolismo dos microrganismos, no processo de digestão aeróbica. Quando não há oxigênio dissolvido na fase livre, os microrganismos utilizam sais inorgânicos como aceptores de elétrons. Eles devem conter oxigênio em sua estrutura molecular, como o nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ), sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) e fosfato ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) (BARNES et al., 1981).

A digestão anaeróbia pode ser considerada um dos processos mais antigos usados para estabilização do lodo e de águas residuárias, no qual envolve a decomposição da matéria orgânica através do metabolismo dos microrganismos na ausência de oxigênio. Neste processo, a matéria orgânica complexa presente nas águas residuárias é convertida, pela ação bioquímica dos microrganismos, em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas (METCALF & EDDY, 1991; CHERNICHARO, 2007).

A eficiência global de conversão de matéria orgânica depende da eficiência de cada reação e do equilíbrio entre as diversas espécies de microrganismos presentes. A velocidade de cada reação influi na velocidade do processo e as reações mais lentas, denominadas etapas limitantes, irão determinar a velocidade da reação global (PAVLOSTAHIS; GIRALDO-GOMEZ, 1991 apud RIVELINO, 2004).

O processo de digestão anaeróbia é complexo e composto por uma sequência de reações que são divididas em quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, podendo ainda ocorrer a sulfetogênese. Cada etapa possui uma população bacteriana específica, na qual se dividem em três grupos principais: bactérias fermentativas, bactérias sintróficas e arqueas metanogênicas (COSTA, 2009).

### **3.2.1 Hidrólise**

A primeira fase no processo de degradação anaeróbia consiste na conversão de materiais particulados complexos (polímeros) em compostos solúveis mais simples (moléculas menores), os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas (TEIXEIRA, 2007). Este processo é realizado pelas exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas através de (poli) peptídeos para formar aminoácidos, os carboidratos são transformados em

açúcares solúveis (mono e dissacarídeo) e os lipídeos são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa e glicerina (CERVANTES *et al.*, 2006).

Por ser a etapa inicial do processo, pode-se considerar a hidrólise como etapa limitante para a digestão anaeróbia, na qual vários fatores podem afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado: temperatura operacional do reator; tempo de residência do substrato no reator; composição do substrato (ex.: teores de lignina, carboidrato, proteína e gordura); tamanho das partículas; pH do meio; concentração de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ; e concentração de produto da hidrólise (exemplo: ácidos orgânicos voláteis) (LETTINGA *et al.*, 1996 *apud* CHERNICHARO, 2007).

### **3.2.2 Acidogênese**

Os compostos dissolvidos, gerados na fase de hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas, onde são convertidos em substâncias orgânicas simples e excretados pelas células. Os compostos produzidos incluem ácidos orgânicos (principalmente acético, propiônico e butírico), alcoóis, cetonas, dióxido de carbono e hidrogênio, além de novas células bacterianas; os quais derivam da fermentação de açúcares, aminoácidos e ácidos graxos. Dos compostos produzidos pelos organismos fermentativos, os ácidos orgânicos são os principais produtos, sendo usualmente designados de bactérias fermentativas acidogênicas (FORESTI *et al.*, 1999; CHERNICHARO, 2007).

### **3.2.3 Acetogênese**

As bactérias sintróficas acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos produtos gerados na acidogênese, em compostos apropriados para a produção de metano, como o acetato, hidrogênio e dióxido de carbono (FORESTI *et al.*, 1999). O acetato é o principal precursor direto da metanogênese em sistemas de tratamento de esgotos, pois em condições mesofílicas e termofílicas, contabilizam aproximadamente 70 a 80% do metano produzido (VAN LIER, 1995 *apud* TEIXEIRA, 2007).

Durante a formação dos ácidos acético e butílico, uma grande quantidade de hidrogênio é formada, causando uma redução do pH do meio. Contudo, existem dois

modos pelos quais o hidrogênio é consumido no meio: por meio de microrganismos metanogênicos, os quais utilizam o hidrogênio e o dióxido de carbono para produzir o metano, ou por meio da formação de ácidos orgânicos, como o ácido propiônico que é formado por meio da reação entre o hidrogênio e ácido pirúvico (MOSEY, 1983).

### **3.2.4 Metanogênese**

A última etapa da digestão anaeróbia ocorre com a conversão do hidrogênio e ácido acético em metano e dióxido de carbono pelos microrganismos metanogênicos, atualmente classificados dentro do domínio *Archaea*, um grupo reconhecido como distinto das bactérias típicas, uma vez que possuem vários atributos bioquímicos e estruturais únicos (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 2007).

As arqueas metanogênicas podem ser divididas em dois grupos fisiológicos para a produção de metano, onde as metanogênicas hidrogenotróficas (maioria das espécies) utilizam o gás carbônico e hidrogênio; e as metanogênicas acetotróficas ou acetoclásticas utilizam o acetato (ABREU, 2007; CHERNICHARO, 2007), assim sendo:

- Metanogênicas acetoclásticas: microrganismos predominantes na digestão anaeróbia e responsáveis por cerca de 60 a 70% de toda a produção de metano, utilizando acetato como fonte de carbono e energia.
- Metanogênicas hidrogenotróficas: realizam a conversão do hidrogênio e do gás carbônico em metano, onde o hidrogênio é utilizado como fonte de carbono e acceptor final de elétrons, e o gás carbônico como fonte de energia.

Os microrganismos metanogênicos desempenham um papel fundamental na posição final no ambiente anaeróbio, durante a degradação de compostos orgânicos e a sua baixa taxa de crescimento normalmente representa um fator limitante no processo de digestão como um todo. Dessa forma, a avaliação da atividade microbiana anaeróbia, a partir da caracterização da Atividade Metanogênica Específica – AME, tem se mostrado importante no sentido de classificar o potencial

da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano ( $\text{CH}_4$ ) e gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ) (CHERNICHARO, 2007).

### **3.2.5 Outros processos**

Além dos processos descritos, que levam à produção de biogás, outros podem ocorrer nos reatores anaeróbios. Oxidantes alternativos ao  $\text{O}_2$ , como nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) e sulfato ( $\text{SO}_4^-$ ), podem permitir o desenvolvimento de outras bactérias que usam catabolismo oxidativo. O nitrato pode ser reduzido a nitrogênio molecular ( $\text{N}_2$ ) por bactérias desnitrificantes, enquanto que o sulfato pode ser reduzido a sulfeto ( $\text{H}_2\text{S}$ ) por bactérias redutoras de sulfato (BRS). O último processo é mais importante, na prática, pelo fato do sulfato estar presente em concentrações consideráveis nos esgotos sanitários. No entanto, a redução de sulfato pode ser um processo indesejável, caso o objetivo seja a otimização da produção de metano, pois as BRS competem com as arqueas metanogênicas pelo consumo de acetato,  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}_2$ , e o sulfeto formado, além de ser corrosivo, confere odor muito desagradável tanto à fase líquida quanto ao biogás, podendo ser tóxico para a metanogênese (FORESTI et al., 1999).

Existe ainda um 4º grupo das bactérias redutoras de sulfato, responsável pela concentração de sulfato no processo de digestão. São bactérias estritamente anaeróbias por utilizarem o sulfato como aceptor de elétron, produzindo como resultado final o gás sulfídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ). No esgoto doméstico as bactérias redutoras de sulfato não fazem parte significativa da população (McKINNEY, 1962).

### **3.3 Cinética da digestão anaeróbia**

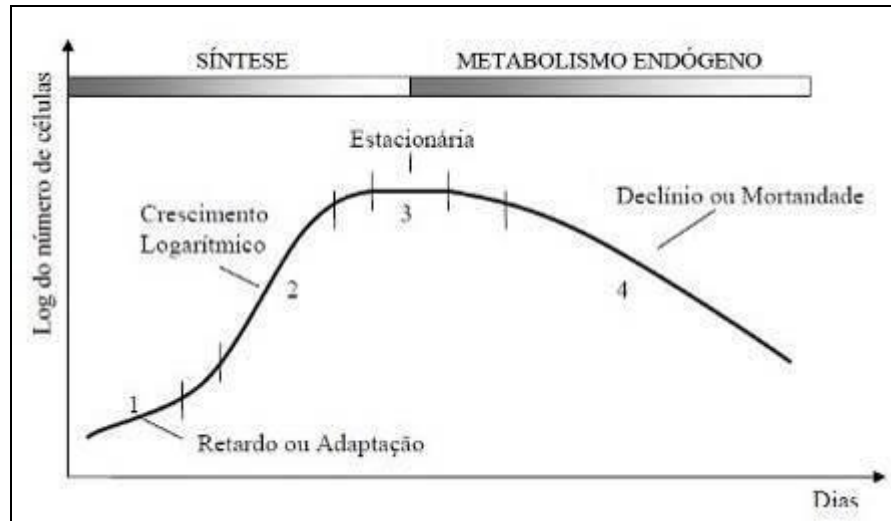
A cinética bioquímica estuda as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo dos substratos e de formação de produtos, sendo que essas velocidades podem ser expressas por modelos matemáticos. Alguns fatores podem influenciar a cinética das populações microbianas, tais como o pH, a temperatura, a adaptabilidade ao meio, a transferência de nutrientes entre a massa celular e o meio, dentre outras (FORESTI et al., 1999).

Conforme Von Sperling (1996), o principal modo de reprodução das bactérias é por fissão binária, ou seja, quando a célula atinge um determinado tamanho, divide-se em duas novas células, as quais posteriormente gerarão novas quatro células, e assim por diante. Contudo, o crescimento é restringido pela exaustão do nutriente no meio. Assim, ao se inocular um volume de líquido em função de um único substrato e com uma população única de microrganismo, o número viável de indivíduos é alcançado em função do tempo, até que ocorre o esgotamento do substrato e com isso o decremento da população, representado na Figura 1.

O crescimento padrão possui quatro fases bem distintas (MCKINNEY, 1962; METCALF; EDDY, 1995 apud MEYESTRE, 2007):

- Fase 1: retardo ou adaptação – período de adaptação enzimática das bactérias ao novo substrato fornecido, para que possa iniciar o processo de divisão.
- Fase 2: crescimento logarítmico - ocorre a divisão das células a uma taxa determinada pelo seu tempo de geração e sua habilidade ao processo de digestão do substrato.
- Fase 3: estacionária – a população permanece inalterada, uma vez que há o esgotamento do substrato, e a taxa de crescimento é igual a taxa de mortandade.
- Fase 4: declínio ou mortandade – a disponibilidade de substrato no meio é escassa. A taxa de morte bacteriana excede a produção de novas células. Prevalcem as características da respiração endógena, situação em que as bactérias são forçadas a utilizar o seu próprio protoplasma celular como fonte de alimento. Em alguns casos essa fase pode se comportar como o inverso da fase de crescimento logarítmico.

**Figura 1 - Curva típica do crescimento bacteriano.**



Fonte: Adaptado de Von Sperling (1996).

A realidade de um reator biológico para o tratamento de efluente doméstico é bem diferente da curva demonstrada pela Figura 1, uma vez que existe uma multiplicidade de espécies de microrganismos metabolizando uma infinidade de compostos. Dessa maneira haverá uma variação do tipo e forma das curvas com superposição, desenvolvendo-se em tempos diferentes, agravando a dificuldade em descrever matematicamente essas cinéticas de conversão (VON SPERLING, 1996).

### **3.3.1 Cinética do crescimento bacteriano**

#### **3.3.1.1 Crescimento bruto específico**

Segundo Von Sperling (1996), a taxa de crescimento bruto de uma população bacteriana, sem limitação de substrato, é função do seu número, massa ou concentração em um dado instante, podendo ser expresso pela Equação 1:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (1)$$

Na qual:

X: concentração de microrganismo no reator, SS ou SSV (g/m<sup>3</sup>)

μ: taxa de crescimento específico (d<sup>-1</sup>)

t: tempo (d)

O crescimento de microrganismos tem como fator limitante a disponibilidade de substrato no meio. Assim, a taxa de crescimento em função da concentração de substrato pode ser expressa através da equação de Monod (Equação 2):

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (2)$$

Na qual:

$\mu_{\text{máx}}$ : taxa de crescimento específico máximo ( $\text{d}^{-1}$ )

S: concentração do substrato ou nutriente limitante ( $\text{g/m}^3$ )

$K_S$ : constante de saturação ou concentração de substrato ( $\text{g/m}^3$ )

De acordo com a concentração do nutriente limitante (S), a taxa de crescimento populacional poderá aumentar ou diminuir. Contudo, caso a quantidade de nutriente continue a crescer, chegará um ponto em que ele saturará o meio, não sendo mais fator limitante para o crescimento. Assim,  $\mu$  tende a um valor máximo ( $\mu_{\text{máx}}$ ), pois neste momento, mesmo que se aumente a concentração de nutriente, a taxa de crescimento não aumentará, por não estar mais limitada por ele. Quanto ao coeficiente de saturação  $K_S$ , o seu valor indica a não afinidade dos microrganismos por cada substrato, quando comparados, ou seja, quanto maior o seu valor, menor será a taxa de crescimento ( $\mu$ ).

Para o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos, tem se encontrado os valores de  $K_S$  e  $\mu_{\text{máx}}$  nas faixas de acordo com o Quadro 1 (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994 apud VON SPERLING, 1996):

**Quadro 1 - Valores de  $K_S$  e  $\mu_{\text{máx}}$  para o tratamento anaeróbio.**

| Etapa        | $\mu_{\text{máx}}$ ( $\text{d}^{-1}$ ) | $K_S$ ( $\text{mgDQO.L}^{-1}$ ) |
|--------------|----------------------------------------|---------------------------------|
| Acidogênica  | 2                                      | 200                             |
| Metanogênica | 0,4                                    | 50                              |

Fonte: Adaptado de Van Haandel, Lettinga (1994).

### 3.3.1.2 Decaimento Bacteriano

Para a obtenção da massa líquida de crescimento, deve-se descontar a perda dos microrganismos, que ocorre devido ao metabolismo endógeno. Além de outros fatores, como morte e predação, também contribuirão para o decréscimo da massa

de microrganismos. Assim, a taxa desse decréscimo pode ser expressa pela Equação 3:

$$\frac{dX}{dt} = -K_d \cdot X \quad (3)$$

Na qual:

$K_d$ : coeficiente de respiração endógena ( $d^{-1}$ )

### 3.3.1.3 Crescimento líquido

A taxa de crescimento líquido é obtida ao incluir a taxa de decaimento à taxa do crescimento bacteriano relacionado à utilização do substrato dada pela Equação 4:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot X - K_d \cdot X \quad (4)$$

### 3.3.2 Produção de sólidos

O coeficiente de produção de biomassa é um fator importante, porém de difícil determinação na prática, pois em diversas situações, além do lodo bacteriano ativo presente na biomassa dos reatores, há também a presença de material insolúvel. Deste modo, o valor de  $Y$  é influenciado pela quantidade e natureza do material suspenso trazido juntamente com o esgoto afluente (CHERNICHARO, 2007).

#### 3.3.2.1 Produção Bruta

O crescimento bacteriano, ou seja, a produção de biomassa decorrente do substrato utilizado pode ser expressa pela Equação 5, como:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} \quad (5)$$

Na qual:

$X$ : concentração de microrganismos, SS ou SSV ( $g/m^3$ )

$Y$ : coeficiente de produção de biomassa ( $mg_{SSV}/mg_{DQO_{remov}}$ )

$S$ : concentração de  $DBO_5$  ou  $DQO$  no reator ( $g/m^3$ )

$t$  : tempo (d)

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994), há uma relação linear entre a taxa de crescimento bacteriano e a taxa de utilização de substrato, sendo que quanto mais substrato for assimilado, maior será a taxa de crescimento. Para o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos, o valor de  $Y$  para as bactérias heterótrofas responsáveis pela remoção de matéria carbonácea pode ser:

- $Y \approx 0,15$  mgSSV/mgDQO para bactérias acidogênicas
- $Y \approx 0,03$  mgSSV/mgDQO para bactérias metanogênicas

### 3.3.2.2 Produção Líquida

Para se levar em consideração a redução da biomassa devido à respiração endógena, basta incluí-la a Equação 5, o que resulta na Equação 6:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} - K_d \cdot X \quad (6)$$

## 3.4 Parâmetros e critérios de dimensionamento reator anaeróbio

### 3.4.1 Carga Orgânica Volumétrica

De acordo com Foresti et al. (1999), carga orgânica volumétrica pode ser definida como a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator por unidade de volume dada pela Equação 7:

$$COV = \frac{Q \cdot S}{V} \quad (7)$$

Na qual:

COV: carga orgânica volumétrica (kgDQO/m<sup>3</sup>.d)

Q: vazão (m<sup>3</sup>/d)

S: concentração do substrato afluente (kgDQO/m<sup>3</sup>)

V: volume total do reator (m<sup>3</sup>)

Tratando-se de esgoto doméstico, como geralmente não ultrapassa a faixa de 1.000mgDQO/L, a carga orgânica aplicada ao reator é cerca de 2,5 a 3,5kgDQO/m<sup>3</sup>.d.

### 3.4.2 Carga Hidráulica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulico

Segundo Chernicharo (2007), a carga hidráulica volumétrica é definida como a quantidade de esgoto aplicado diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo. O tempo de detenção hidráulica é o inverso da carga hidráulica aplicada, conforme as Equações 8 e 9.

$$CHV = \frac{Q}{V} \quad (8)$$

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (9)$$

Nas quais:

CHV: carga hidráulica volumétrica (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.d)

Q: vazão (m<sup>3</sup>/d)

V: volume total do reator (m<sup>3</sup>)

TDH: tempo de detenção hidráulica (h)

Ainda de acordo com o autor, a CHV não deve ultrapassar o valor de 5,0m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.d, que corresponde a um TDH de 4,8 horas. Valores superiores de CHV ou valores menores de TDH podem prejudicar o funcionamento do sistema em relação aos seguintes aspectos: perda excessiva de biomassa; redução do tempo de residência celular, diminuindo o grau de estabilização dos sólidos; e possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa pode ser inferior ao seu tempo de crescimento (CHERNICHARO, 2007).

### 3.4.3 Velocidade Ascendente do Fluxo

A velocidade ascensional relaciona-se com a vazão, o TDH e a geometria do reator (volume, área e altura). Para reatores operando com lodo tipo floculento e com cargas orgânicas entre 5,0 a 6,0kgDQO/m<sup>3</sup>.d, as velocidades ascendentes médias devem ser em torno de 0,5 a 0,7m/h, sendo tolerado picos temporários,

durante 2 a 4 horas, de até 1,5 a 2,0m/h (CHERNICHARO, 2007; FORESTI et al., 1999).

$$v = \frac{Q}{A} \cdot \frac{Q \cdot H}{V} = \frac{V}{TDH \cdot A} = \frac{H}{TDH} \quad (10)$$

Onde:

v: velocidade ascendente do fluxo, ou velocidade ascensional (m/h)

Q: vazão (m³/h)

A: área da seção transversal do reator (m²)

TDH: tempo de detenção hidráulica (d)

V: volume total do reator (m³)

H: altura do reator (m)

Conforme Lettinga e Hulshoff Pol (1991) *apud* Meystre, (2007), para lodos com volume floculento a máxima velocidade ascensional admissível é de 0,5m/h, com picos temporários de até 4,0m/h. Os esgotos domésticos são da categoria de efluente de baixa carga orgânica, e a aplicação do TDH para esse tipo de efluente, depende da temperatura.

### 3.5 Fatores importantes na digestão anaeróbia

Os aspectos termodinâmicos e cinéticos são cruciais na compreensão ecológica da complexa comunidade microbiana envolvida no processo de degradação anaeróbia. Os microrganismos envolvidos na acidogênese crescem rapidamente pelo fato das reações de fermentação terem rendimentos energéticos superiores aos das reações de formação do metano (ABREU, 2007).

Valores de constantes de cinéticas de Monod, com culturas anaeróbias, obtidos por Henze e Harremões em 1983, mostraram que a taxa máxima de crescimento ( $\mu_{max}$ ) de bactérias acidogênicas é  $2,0d^{-1}$ , enquanto que a das arqueias metanogênicas é em torno de  $0,4d^{-1}$ . Pelo fato da taxa média de crescimento das arqueias ser muito mais baixa que a de bactérias, a taxa global do processo é controlada pela metanogênese (FORESTI et al., 1999). Respostas instáveis do sistema anaeróbio podem ser decorrentes de uma baixa atividade metanogênica em relação à de bactérias fermentativas, com reduzido uso de acetato,  $H_2$  e  $CO_2$ ,

causando acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) e acentuada diminuição do pH (CASSERLY et al., 2003).

A digestão anaeróbia pode ser considerada um sistema sensível às mudanças devido a complexidade e interação entre as bactérias fermentativas e metanogênicas, sendo as últimas mais vulneráveis ao descontrole do processo (CHERNICHARO, 2007). Assim, alguns fatores são extremamente relevantes ao desempenho do processo e necessitam de um controle mais rigoroso.

### **3.5.1 Nutrientes**

O nitrogênio (N) e o fósforo (P) são os dois nutrientes na composição da biomassa microbiana e deles dependem a eficiência dos microrganismos para obtenção de energia para síntese (CHERNICHARO, 2007; FORESTI et al., 1999). Além destes, o enxofre (S) também pode ser considerado um dos nutrientes essenciais a metanogênese, uma vez que é utilizado para a síntese de proteínas.

Os nutrientes que se encontram presentes nos esgotos domésticos geralmente possuem concentrações adequadas, permitindo o crescimento dos microrganismos. Segundo Lettinga, *et al.* (1996), a proporção de nutrientes é realizada com base nos valores expressos em DQO do afluente, em que as seguintes relações podem ser utilizadas:

- Biomassa com baixo coeficiente de produção celular ( $Y \sim 0,05\text{gSSV/gDQO}$ )  
 $\text{DQO} : \text{N} : \text{P} = 1000 : 5 : 1$   
 $\text{C} : \text{N} : \text{P} = 330 : 5 : 1$
- Biomassa com elevado coeficiente de produção celular ( $Y \sim 0,15\text{gSSV} / \text{gDQO}$ )  
 $\text{DQO} : \text{N} : \text{P} = 350 : 5 : 1$   
 $\text{C} : \text{N} : \text{P} = 130 : 5 : 1$

A quantidade requerida de cada nutriente é variável e se este não atingir a concentração mínima necessária, pode limitar o crescimento dos microrganismos, por outro lado, se a concentração do nutriente exceder a um determinado valor, ela pode se tornar tóxica, inibindo a atividade e o crescimento bacteriano (RAMOS, 2008).

### 3.5.2 Temperatura

Um dos fatores mais importantes para todo o processo é a temperatura, sendo seus principais efeitos as alterações no equilíbrio iônico, na solubilidade dos substratos e na velocidade do metabolismo bacteriano, podendo inibir ou favorecer o seu crescimento (CARRASCO, 1992 *apud* PIEROTTI, 2007; FORESTI et al., 1999).

A temperatura pode ser descrita em três faixas associadas ao processo anaeróbio: faixa psicrófila com valores variando de 4° a 15°C; a faixa mesófila de 20° a 40°C e a faixa termófila entre 45° e 75°C (BATISTONE *et al.*, 2002 *apud* CHERNICHARO, 2007). A temperatura ótima para reatores anaeróbios se encontra entre 30° e 35°C (faixa mesófila), pois favorece o crescimento bacteriano e torna os sistemas mais estáveis. Assim, em países de clima tropical e subtropical, como o Brasil, o tratamento anaeróbio torna-se muito atrativo.

O efeito da temperatura no desempenho geral do reator depende não só do seu valor absoluto, mas também da duração do choque, ou seja, no tempo em que o reator será operado fora da faixa de temperatura ideal. Além disso, o efeito causado pela mudança na temperatura de operação dependerá das características do lodo bem como da dinâmica de população que pode suceder àquela mudança ambiental. Em temperaturas que excedam a taxa máxima de crescimento microbiano, a taxa de decaimento celular excederá a taxa de crescimento e consequentemente, ocorrerá um decréscimo na atividade específica do lodo e na eficiência do reator (VAN LIER et al., 1990).

Geralmente o efeito de um choque de temperatura gera um desequilíbrio na digestão anaeróbia devido a diferentes respostas dos vários grupos metabólicos de microrganismos. Um exemplo direto do efeito da temperatura na estrutura da comunidade microbiana é com relação às bactérias oxidantes de propionato, que geralmente são os microrganismos mais sensíveis ao aumento da temperatura, resulta na diminuição de sua atividade metabólica podendo levar a um acúmulo de propionato no sistema. Dessa forma a mudança de temperatura pode comprometer a eficiência do sistema de tratamento pelo aumento indireto na pressão de hidrogênio no reator (VAN LIER et al., 1990).

As bactérias anaeróbias são muito sensíveis às variações de temperatura, como não podem controlar sua temperatura, dependem exclusivamente da temperatura do

meio onde estão. Uma pequena variação da temperatura pode interromper a produção de metano e consequentemente acumular-se-iam ácidos voláteis no interior do reator (CHERNICHARO, 1997).

As temperaturas abaixo do ótimo têm uma maior influência na taxa de crescimento microbiano do que as temperaturas acima do ótimo. A maioria dos microrganismos em baixa temperatura, tem limitação no seu crescimento devido a sua composição celular (80% de água). O microrganismo perde temperatura para o ambiente e consequentemente, diminui a velocidade das reações intracelulares. Alguns poucos microrganismos com menor quantidade de água em seu corpo celular têm a habilidade de resistir a baixas temperaturas. A taxa de crescimento e de reação metabólica nesses microrganismos é muito baixa. (McKINNEY, 1962).

### **3.5.3 pH e Alcalinidade**

A alcalinidade tem a capacidade de neutralizar os ácidos gerados na digestão anaeróbia e em tamponar o pH quando ocorre o acúmulo desses ácidos. A alcalinidade, o pH e os ácidos voláteis devem ser monitorados a fim de garantir um controle adequado dos processos anaeróbios (COSTA, 2009).

O efeito do pH pode interferir de duas diferentes formas: diretamente, afetando a atividade das enzimas, como é o caso da alteração de suas estruturas proteicas; e indiretamente, provocando a alteração de substâncias e afetando a toxicidade do meio (LETTINGA et al., 1996).

As bactérias metanogênicas possuem crescimento ótimo na faixa de pH 6,6 e 7,4, embora também consigam estabilidade numa faixa mais ampla, entre 6,0 e 8,0; enquanto bactérias acidogênicas tem crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0, possuindo tolerância maior em valores de pH mais baixos. Valores de pH constantemente abaixo de 6,5 ou acima de 8,0 devem ser evitados, devido a possibilidade de ocorrer uma diminuição significativa da taxa de produção de metano (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Ribas, Moraes e Foresti (2007), a instabilidade do processo pode ocorrer quando a velocidade de produção de ácidos for maior que seu consumo, acarretando queda do pH e inibição das atividades de arqueias metanogênicas sensíveis a mudanças nas condições ambientais.

O pH no interior de reator deve estar na faixa de 6,6 e 7,8. A formação de ácidos tende a baixar o pH e afetar as bactérias formadoras de metano. Caso o pH fique abaixo de 6,2 a formação de metano é cessada e mais ácido é acumulado, causando uma paralisação na operação do digestor (QASIM, 1999).

A produção do metano é o gargalo na operação de reatores anaeróbios e deve-se adotar a faixa operacional da digestão entre 6,8 e 7,2, controlada pelo valor da alcalinidade, que atua neutralizando os ácidos graxos voláteis produzidos nas etapas acidogênicas e acetogênicas (NOUR, 1996).

#### **3.5.4 Ácidos voláteis**

Os parâmetros alcalinidade e ácidos voláteis estão intimamente relacionados, sendo importantes para o controle e operação adequada do reator anaeróbio. Durante o processo de fermentação há uma diminuição do pH no meio, devido à produção de compostos ácidos. Essa variação do valor de pH no interior do reator é indesejada, uma vez que as bactérias mais sensíveis teriam sua dinâmica comprometida (MEYSTRE, 2007).

A influência da alcalinidade com os ácidos voláteis durante o processo da digestão anaeróbia, fundamenta-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo e, também, em tamponar o pH caso ocorra uma acumulação de ácidos voláteis (BAIRD, 2002).

Na partida e operação de um reator UASB piloto de 0,4m<sup>3</sup>, a alcalinidade do sistema foi capaz de neutralizar os ácidos formados no processo de digestão e eventuais acúmulos de ácidos voláteis. O sistema tem a propriedade de gerar alcalinidade, pois os ácidos voláteis são neutralizados transformando-se em bicarbonato, como por exemplo, o acetato de sódio é transformado em bicarbonato de sódio e a combinação de amônia com ácido carbônico leva a formação de bicarbonato de amônia. A faixa de variação da alcalinidade analisada ficou entre 100 e 300mg.L<sup>-1</sup> (CASSEB, 1996).

Caso ocorra uma elevada concentração de ácidos voláteis, devido à variação das características hidráulicas ou problemas com as bactérias produtoras de metano, as substâncias que exercem um poder de tamponamento impedirão a queda do pH.

Portanto, somente quando toda a alcalinidade do meio for neutralizada pelos ácidos voláteis é que ocorrerá a queda do pH (MEYSTRE, 2007).

Os produtos finais produzidos pelas bactérias acidogênicas são utilizados quando existe uma população suficiente de bactérias produtoras de metano e as condições ambientais são favoráveis. Como resultado, os ácidos não são acumulados e a alcalinidade do sistema permanece favorável. Nestas condições a concentração de ácidos voláteis no sistema de tratamento anaeróbio de efluente doméstico está em torno de 50 a 250mg L<sup>-1</sup>, expressos em ácido acético (SAWYER, 1994).

Hwu et al. (1998) avaliaram o efeito da adsorção de ácidos graxos de cadeia longa em lodo granular de reatores UASB, como uma premissa para sua degradação. Os autores observaram que, de fato, ocorre uma maior flotação do lodo, para maiores concentrações ácidos graxos de cadeia longa aplicados. Ademais, nestas condições, segundo os autores, a completa flotação do lodo pode ocorrer antes mesmo da inibição da atividade metanogênica específica pelo acúmulo dos ácidos de cadeia longa. No estudo foi verificada uma remoção excepcional dos ácidos, sem o correspondente aumento na produção de metano, num primeiro momento, seguido de aumento nas concentrações dos ácidos de cadeia longa no efluente, devido ao mecanismo de dessorção e a perda de sólidos por flotação.

Os ácidos graxos voláteis (AGV) de cadeia curta são importantes intermediários no processo de degradação anaeróbia. A oxidação de propionato e butirato a acetato, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e formiato são energeticamente desfavoráveis, sendo necessária a interação sintrófica entre arqueas metanogênicas e BRS (ou outros microrganismos consumidores de acetato e H<sub>2</sub>). As BRS constituem um grupo polifilético de bactérias fisiologicamente versáteis, não restritas à redução de sulfato. A degradação de propionato e butirato pelas bactérias acetogênicas, por sua vez, é fortemente influenciada pela presença ou ausência de sulfato. Na ausência de sulfato, a conversão destes compostos é termodinamicamente possível somente sob baixa pressão parcial de hidrogênio e concentração de formiato, características de consórcio sintrófico. Na presença de sulfato, propionato e butirato podem ser convertidos à CO<sub>2</sub> pelas BRS sem a participação de metanogênicas (ROEST et al., 2005).

Desequilíbrios podem levar ao acúmulo de AGV, com reduzida produção de metano no biogás, levando a uma redução na eficiência dos reatores, causando

colapso no processo ou, pelo menos, longos períodos para sua recuperação (DELBÈS et al., 2001; AQUINO e CHERNICHARO, 2005; HORI et al., 2006,).

Em particular, a inibição por AGV ocorre por questões termodinâmicas, pela consequente redução do pH do meio, e também pela toxicidade direta dos ácidos, que na forma protonada (não ionizada) tem maior facilidade de atravessar a membrana plasmática das células (HAJARNIS e RANADE, 1994).

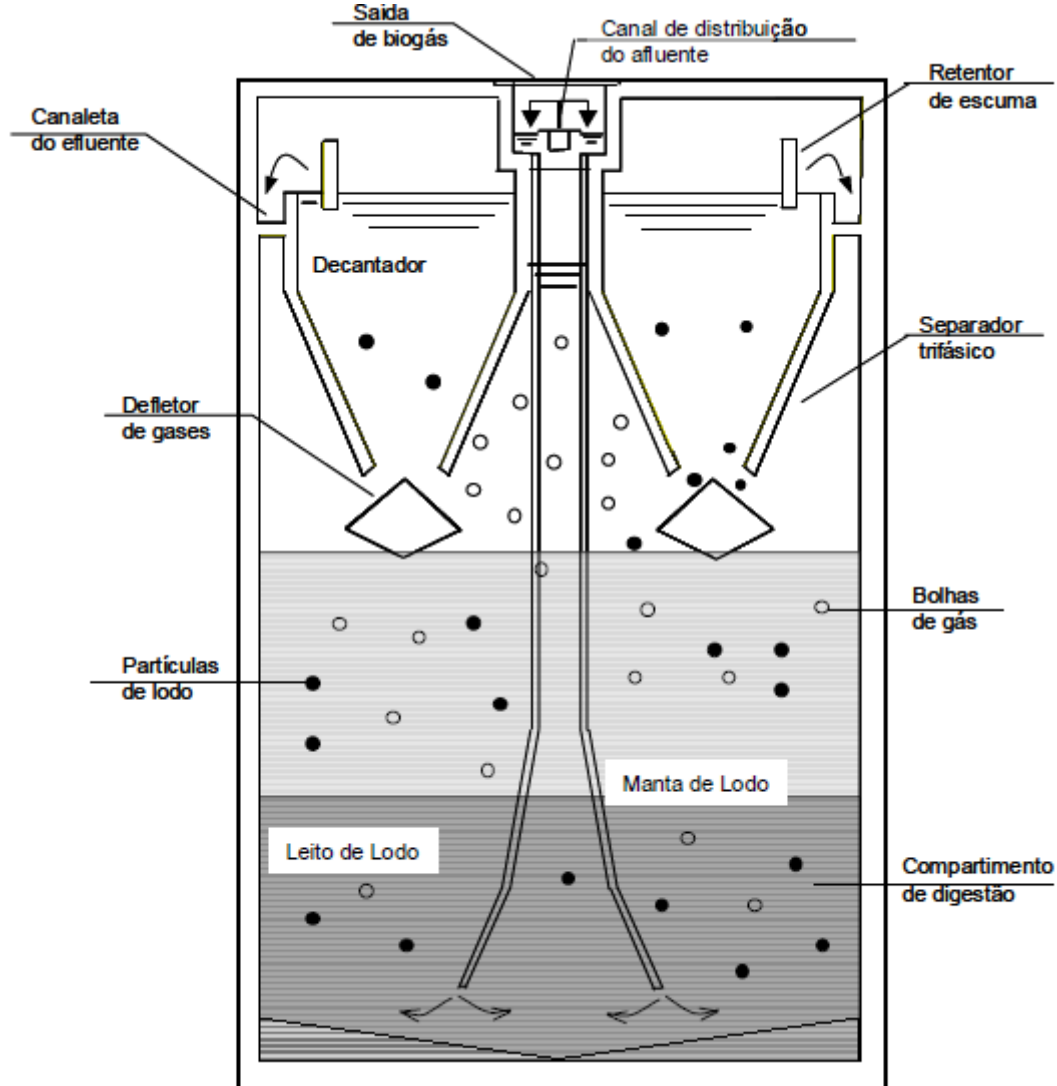
O processo de digestão anaeróbia pode ser seriamente afetado por diversos fatores que estão relacionados com o substrato, com as características do digestor ou com as condições de operação. Assim, se um determinado fator provoca um desequilíbrio no processo, este se deve principalmente a uma maior sensibilidade das bactérias metanogênicas, que deixam de produzir metano, ocasionando o aumento na concentração dos ácidos orgânicos voláteis e outros produtos intermediários, que continuam sendo produzidos, causando a queda do pH, e inibindo ainda mais a produção de biogás (MEYSTRE, 2007).

### **3.6 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente de Manta de Lodo – UASB**

O reator anaeróbio teve sua origem no início do século XX, contendo lodo ativo sobre a fase líquida, com biomassa não aderida e leito pouco expandido, sendo conhecido como tanque Biolítico de Phelps. Na década de 70, o pesquisador Gatzke Lettinga e seus colaboradores da Universidade de Wageningen, na Holanda, desenvolveram uma versão mais moderna do reator, o reator UASB, com a entrada do esgoto em vários pontos ao fundo do reator, além do separador de fases na parte superior, composto pelo decantador e defletor de gases (ANDRADE NETO, 1997 *apud* MEYSTRE, 2007). Um esquema do reator UASB é apresentado na Figura 2.

No Brasil, os reatores UASB ocupam uma posição de destaque para o tratamento de esgoto doméstico, devido às condições ambientais de temperatura favoráveis e contando com experiências bem-sucedidas.

**Figura 2 - Esquema de um reator UASB**



Fonte: Versani (2005).

O tratamento por meio desses reatores oferece muitas vantagens, tais como: taxas de carregamento maiores que aquelas admitidas pelos sistemas de mistura completa, implicando em sistemas compactos; baixos custos de implantação e operação; e baixa produção de lodo. Enquanto as desvantagens: emissão de maus odores; baixa tolerância a cargas tóxicas; demora na partida do sistema e necessidade de um pós-tratamento (LETTINGA et al. 1980 apud RIVELINO, 2004; CHERNICHARO, 2007).

O processo consiste na mistura do sistema através do fluxo ascendente e das bolhas de gás, que são resultantes da atividade anaeróbia. A entrada do esgoto ocorre pelo fundo do reator, e sua saída, por um decantador interno, instalado na parte superior do reator.

A estabilização da matéria orgânica ocorre pela passagem do afluente na biomassa que cresce dispersa no meio, podendo formar pequenos grânulos, correspondente a aglutinação de diversas bactérias. Estes grânulos podem servir de meio suporte para outras bactérias, aumentando a eficiência do sistema.

Para o bom funcionamento do reator é importante a formação de uma biomassa ativa, além da presença de um dispositivo de separação de gases e sólidos. Tal dispositivo localiza-se abaixo do decantador, garantindo que as partículas mais pesadas e com maior capacidade de sedimentação retorne à câmara de digestão, ao invés de sair com o efluente tratado (RAMOS, 2008).

Os reatores UASB caracterizam-se por conter as seguintes etapas principais (JORDÃO; PESSÔA, 1995):

- Câmara de digestão: localiza-se na parte inferior do reator, onde se encontra a manta de lodo e se processa a digestão anaeróbia. O afluente ao entrar no interior do reator, passa por essa manta de lodo no sentido ascendente.
- Separador de fases: dispositivo que caracteriza uma zona de decantação, e uma câmara de coleta de gases, separando as fases: sólida, líquida e gasosa.
- Zona de transição: encontra-se entre a câmara de digestão e a zona de sedimentação superior.
- Zona de sedimentação: o esgoto quando penetra pela abertura da parte superior alcança os vertedores de superfície com uma velocidade ascensional adequada para a sedimentação dos sólidos e flocos, os quais retornam pela abertura das paredes para a zona de transição e de digestão.
- Zona de acumulação de gás: o gás produzido na fase de digestão é retido em zonas superiores de acumulação, onde é coletado e eventualmente aproveitado.

Resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratamento de esgoto doméstico são apresentados no Quadro 2 e 3.

**Quadro 2 - Principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratamento de esgoto doméstico em temperaturas maiores que 20°C.**

| <b>TEMPO DE<br/>OPERAÇÃO<br/>(d)</b> | <b>VOLUME<br/>(m³)</b> | <b>SST<br/>(%)</b> | <b>DQO<br/>(%)</b> | <b>DBO<br/>(%)</b> | <b>TEMP.<br/>(°C)</b> | <b>TDH<br/>(h)</b> | <b>CONCENTRAÇÃO<br/>DO EFLUENTE<br/>(mg.L<sup>-1</sup>)</b> | <b>REFERÊNCIA</b>         |
|--------------------------------------|------------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-----------------------|--------------------|-------------------------------------------------------------|---------------------------|
| <b>200</b>                           | 1.500                  |                    | 87                 |                    | 25                    | 1,5-<br>1,2        | < 1000                                                      | CAVALCANTI,<br>2003       |
| <b>210</b>                           | 0,106                  | 61                 | 65                 | 72                 | 35                    | 4                  | 300-400                                                     | VIEIRA, 1984              |
| <b>364</b>                           | 0,400                  | 85-<br>88          | 61-81              | 74-82              | 20-25                 | 6-24               | 400-600                                                     | CASSEB, 1996              |
|                                      | 1,120                  | 66                 |                    | 68                 | > 20                  | 9,22               |                                                             | NEDER et al.,<br>1999     |
| <b>322</b>                           | 0,046                  | 73-<br>78          | 68-76              | 76-83              | > 20                  | 4-16               |                                                             | GONÇALVES et<br>al., 1997 |

Fonte: Meystre (2007).

**Quadro 3 - Aplicação de reatores UASB no tratamento de esgoto sanitários.**

| <b>VOLUME<br/>(m³)</b> | <b>TEMPERATURA<br/>(°C)</b> | <b>DQO<br/>(mg.L<sup>-1</sup>)</b> | <b>TDH (h)</b> | <b>DQO (%)</b> | <b>SST (%)</b> | <b>REFERÊNCIAS</b>                       |
|------------------------|-----------------------------|------------------------------------|----------------|----------------|----------------|------------------------------------------|
| <b>0,12</b>            | 18-20                       | 248-551                            | 12             | 72             | -              | LETTINGA et al., 1983                    |
| <b>0,12</b>            | 12-20                       | 190-1180                           | 7-8            | 30-75          | -              | DE MEN et al., 1988<br>apud LEITÃO, 2004 |
| <b>0,12</b>            | 19-28                       | 627                                | 4              | 74             | 72             | BARBOSA E SANT'ANNA JR., 1989            |
| <b>18</b>              | >20                         | 639                                | 8              | 71-83          | 71-85          | OLIVA, 1997                              |
| <b>2,8</b>             | 18-20                       | 297-885                            | 12             | 55-75          | 75             | PASSING et al., 2000                     |
| <b>0,145</b>           | 21                          | -                                  | 6              | 71             | 62             | TORRES, 2000                             |
| <b>810</b>             | 30                          | 563                                | 9,7            | 67             | 61             | FLORENCIO, 2001                          |
| <b>0,12</b>            | 25                          | 816                                | 6              | 57             | -              | LEITÃO, 2004                             |
| <b>0,501</b>           | 23                          | 214                                | 6              | 65-70          | -              | SEGHEZZO, 2004                           |
| <b>18,8</b>            | 23                          | 522                                | 6              | 56             | -              | PASSING, 2005                            |

Fonte: Carvalho (2006)

### **3.6.1 Variação do TDH para UASB**

Um estudo realizado por Versiani et al. (2005) avaliou alguns fatores relacionados ao desempenho de um reator UASB de volume 22m<sup>3</sup>, tratando esgoto doméstico. O sistema foi operado por um período de 270 dias, divididos em quatro fases operacionais relacionadas ao tempo de detenção hidráulica (TDH): 9, 7, 5 e 3 horas. O estudo mostrou que o TDH de 5 horas apresentou as melhores eficiências de remoção de DQO (81%) e SST (89%), em relação aos TDH de 9 e 7 horas; e em termos de DBO (80%), melhor desempenho quando comparado ao TDH de 3 horas. A velocidade ascensional apresentou-se como um importante fator interveniente no desempenho do processo, na qual, velocidades inferiores a 1m/h, favoreceram o desempenho da unidade, provavelmente devido a uma maior adsorção e captura de sólidos afluentes na própria manta de lodo.

Carvalho et al. (2005), estudaram as variações cíclicas diárias, de carga orgânica e hidráulica, aplicadas a um reator UASB em escala piloto (160L). O reator foi submetido a variações superiores e inferiores a 40% em relação a vazão média afluente, sendo que o resultado do estudo indicou que estas variações não influenciaram nas características do efluente geralmente encontradas em sistemas UASB.

Elmitwalli e Otterpohl (2011) estudaram o tratamento de águas cinza por dois reatores UASB operados em diferentes TDH e temperaturas. Os dois reatores eram idênticos e com volume de 7L, sendo o primeiro reator operado a temperatura ambiente (14° - 25°C) com TDH de 20, 12 e 8 horas; e o segundo a uma temperatura controlada de 30°C, aplicando TDH de 16, 10 e 6 horas. Quando no reator operado a 30°C aplicou-se um TDH entre 6 e 16 horas, foi alcançado uma remoção de DQO total de 52 – 64%, enquanto o de baixa temperatura apresentou uma baixa remoção (31 – 41%) quando o TDH estava entre 8 e 20 horas; enquanto a remoção de nitrogênio total e fósforo nos reatores foi limitada, cerca de 22 a 36% e 10 a 24%, respectivamente. O aumento da temperatura ou decréscimo do tempo de detenção hidráulica nos reatores melhora consideravelmente a atividade metanogênica específica do lodo. Assim, o trabalho mostrou que no reator de temperatura mais elevada, o TDH adequado fica entre 8 e 12 horas; enquanto que

no reator com temperatura abaixo de 20°C, o TDH necessário é dobrado (12 a 24 horas).

Peña et al. (2006) avaliaram o desempenho e o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala plena com volume útil de 275m<sup>3</sup>, tratando esgotos domésticos, no sudoeste da Colômbia, para diferentes condições operacionais de TDH. Os autores constatarem diferenças significativas nas eficiências de remoção de DQO, total e filtrada, e SST, para cada condição hidrodinâmica, com o reator mais próximo da mistura completa para TDH de 6 e 8h. Em condições de sobrecarga (5h) e subcarga (10h) hidráulica, os autores constataram a ocorrência de zonas estagnadas e caminhos preferenciais no leito de lodo conjuntamente com a perda de eficiência, principalmente de SST.

A melhoria das condições hidrodinâmicas no reator pode levar a um aumento na conversão do material particulado, mas também a perda de sólidos no efluente, devido ao aumento da velocidade ascensional. Neste caso, Cavalcante (2003) relata que a perda de sólidos será inevitável com a redução do TDH se o projeto do separador não for adequado a tais condições.

Para Leitão (2004), uma excessiva redução no TDH leva à redução da eficiência de um reator UASB, devido ao curto tempo de contato entre o substrato e o lodo, a perda de biomassa, bem como a redução na capacidade de filtração do leito. No entanto, nos estudos de avaliação do efeito da redução de TDH, muitas vezes, a avaliação não é acompanhada do aumento da velocidade ascensional, o que pode fazer com os estudos sejam contraditórios.

Gnanadipathy e Polprasert (1993) conduziram experimentos com reatores UASB em escala piloto operando a 30°C, com TDH variando de 24 a 3h, tratando esgotos domésticos. Os resultados mostram uma eficiência de 90% da DQO para TDH de 3h. No entanto, cabe destacar que a velocidade ascensional nesta condição foi de 0,57m/h, portanto abaixo do valor médio usual de projeto de 0,7m/h sugerido por Van Haandel; Lettinga (1994).

Seguezzo (2004) avaliou o desempenho de remoção de DQO total em esgoto doméstico pré-sedimentado, a temperatura média de 20°C, em Salta - Argentina. No estudo, a maior eficiência de remoção de DQO total (63,2%) ocorreu para TDH de 6,1h e velocidade ascensional de 0,42m/h, e, para TDH de 3,1h e velocidade de 0,83m/h, a eficiência média foi a menor observada (46,1%).

Neste caso, como destacado também por Mahmoud et al. (2004) e Leitão (2004), há controvérsias nos resultados obtidos de reatores operados com reduzidos valores de TDH, no qual ao mesmo tempo são reportados aumento e redução na eficiência de remoção de sólidos particulados e da DQO. Leitão (2004) afirma que isso se deve as diferentes formas e processos operacionais, utilizados por vários autores no estudo da variação do TDH e consequente velocidade ascensional, que é um fato.

Segundo Leitão et al. (2006), em reatores UASB as variações na carga hidráulica afetam especificamente a dinâmica da manta de lodo, devido sua expansão ou contração, determinados pelo equilíbrio entre a velocidade ascensional e a velocidade de sedimentação do lodo.

O aumento da carga hidráulica aplicada pode resultar em um aumento na concentração de sólidos suspensos no efluente devido ao arraste de biomassa mais leve, à redução na capacidade de filtragem da manta de lodo em altas velocidades ascensionais, e à desintegração dos grânulos ou flocos (YANG; ANDERSON, 1993; LEITÃO et al., 2006).

Além desses efeitos físicos, o aumento na velocidade ascensional (devido ao aumento da vazão) causará um aumento da carga orgânica aplicada, o que pode resultar em acúmulo de AGV. O acúmulo de AGV associado ao aumento da produção de  $\text{CO}_2$  pelas bactérias acidogênicas, consumirá alcalinidade do meio e pode levar à redução do pH dependendo da capacidade de tamponamento do sistema. A queda no pH e o acúmulo de AGV contribuem para inibições de ordem termodinâmica e cinética dentro dos reatores anaeróbios, resultando em queda na produção de metano e falha do sistema de tratamento como um todo (ABREU, 2007).

### **3.6.2 Variação da COV para UASB**

A variação do tempo de detenção hidráulico entre 6 e 10h, CHV inferior a  $6,0\text{m}^3/\text{m}^3.\text{d}$ , carga orgânica volumétrica (COV) variando entre 1,0 e  $3,0\text{kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$ , e velocidade ascensional entre 0,5 e 1,1m/h são valores usuais sugeridos pela literatura especializada (CHERNICHARO, 1997).

Resultados reportados indicaram comportamento satisfatório de reatores quando aplicados no tratamento de esgotos sanitários em regiões com temperatura superior a 20°C, alcançando eficiências de remoção de variável na faixa de 65% a 80% para taxas de COV inferiores a 3kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e TDH variando de 6 a 10h (PASSIG et al., 2000; FLORENCIO et al., 2001; TORRES; FORESTI, 2001; LEITÃO, 2004, LEITÃO et al., 2005).

O AGV pode ser uma das respostas do reator quando submetido a variações nas taxas de carregamento hidráulica e orgânica. A pressão parcial de hidrogênio representa importante papel no controle das proporções de vários produtos intermediários das reações anaeróbias. Em condições de sobrecargas ou de variações, pode haver desequilíbrio na razão entre microrganismos que produzem e que consomem AGV, acarretando produção de quantidades significativas de CO<sub>2</sub> e de H<sub>2</sub> no biogás. Devido às menores taxas de crescimento dos microrganismos metanogênicos, em relação aos acetogênicos, estes não conseguem consumir rapidamente o H<sub>2</sub> produzido pelos microrganismos hidrogenotróficos, que pode acarretar acúmulo de propionato, butirato e lactato. Outro tipo de efeito durante situações de estresse é a mudança na composição e na taxa de produção do biogás (CHUA et al., 1997).

Oliva (1997) operou reator UASB protótipo (18m<sup>3</sup>) tratando esgoto sanitário proveniente da rede coletora da cidade de São Carlos – SP com o objetivo de avaliar os efeitos de sobrecargas hidráulicas no tratamento de esgotos sanitários e a continuidade dos possíveis efeitos dessas sobrecargas por meio de simulação de variação de vazão. Após ter alcançado o estado de equilíbrio dinâmico aparente, o reator foi operado com TDH de 8h, vazão média afluyente de 2,25m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, taxa de aplicação volumétrica média de 2,7kgDQO.m<sup>-3</sup> e taxa de carregamento orgânica média de 48kgDQO.d<sup>-1</sup>. Nessas condições operacionais, o reator apresentou eficiências médias de remoção de 71% a 83% para DQO bruta e 80% a 91% para DQO filtrada.

Castillo et al. (1997) estudaram o comportamento de um reator UASB submetido a variações de TDH de 1,5h, 3h, 6h e 7,5h no verão (~20°C) e no inverno (~13°C). O reator em escala piloto (volume de 750L) foi alimentado com esgoto doméstico com DQO afluyente de 600mg.L<sup>-1</sup>. Os autores observaram que as eficiências de remoção de DQO total, DQO solúvel e DQO em suspensão aumentaram com o aumento do

TDH para ambas as estações do ano. Além disso, foi possível verificar que, quando o reator foi operado no inverno, as eficiências de remoção de matéria orgânica (DQO<sub>total</sub>) foram inferiores de 5% a 15% às aquelas observadas para o período de verão. Após cada variação de COV (devido aos aumentos do TDH), o reator demonstrou período de instabilidade antes de alcançar o estado de equilíbrio dinâmico aparente.

Leitão (2004) avaliou o comportamento de 11 reatores UASB, em escala piloto com volume de 120L (cada unidade), baseado na eficiência de remoção de DQO, variabilidade da qualidade do efluente e estabilidade operacional e do pH. Após os reatores terem alcançado o estado estacionário, o experimento foi realizado com 3 conjuntos de reatores, sendo: conjunto 1 formado por 5 reatores operados com TDH de 6h e alimentados com diferentes concentrações de esgoto doméstico pré-peneirado ( $92 \pm 10 \text{mg.L}^{-1}$ ,  $195 \pm 15 \text{mg.L}^{-1}$ ,  $298 \pm 19 \text{mg.L}^{-1}$ ,  $555 \pm 36 \text{mg.L}^{-1}$  e  $816 \pm 45 \text{mg.L}^{-1}$ , em termos de DQO); conjunto 2 composto por 4 reatores alimentados com mesma DQO afluenta ( $\sim 800 \text{mg.L}^{-1}$ ), porém operados com diferentes TDH (6h, 4h, 2h, 1h); conjunto 3 formado por 4 reatores operados com mesma COV ( $\sim 3,3 \pm 0,2 \text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) e TDH iguais aos aplicados no conjunto 2.

O autor observou decréscimo na eficiência de remoção de matéria orgânica nos reatores alimentados com DQO inferior a  $300 \text{mg.L}^{-1}$ . Para os reatores alimentados com DQO superior a  $300 \text{mg.L}^{-1}$ , máximas eficiências foram alcançadas tanto para remoção de DQO bruta (59%) quanto para DQO sedimentada (77%). Mesmo alimentado com baixa concentração ( $92 \pm 10 \text{mg.L}^{-1}$ ), o reator foi capaz de remover aproximadamente 66% de DQO sedimentada devido à elevada eficiência de remoção de SS (97%). Contudo, as baixas concentrações do substrato causaram variações na eficiência do reator com eventuais arrastes de sólidos no efluente, na variabilidade da DQO sedimentada no efluente e na eficiência de remoção de DQO.

As eficiências de remoção de DQO e de SS aumentaram com o aumento do TDH de 1h para 6h. Porém os menores TDH causaram arraste de lodo no efluente, diminuindo a eficiência de remoção de SS de 93% (TDH de 6h) para 60% (TDH de 1h). Além disso, os menores tempos de contato e de retenção celular acarretaram em hidrólise incompleta do substrato. Os resultados também mostraram que a eficiência de remoção de DQO (sedimentada) tornou-se constante e igual a 77% para valores de TDH superiores a 4h. Os experimentos mostraram que para TDH de

6h, os reatores UASB mantiveram aproximadamente a mesma eficiência de remoção de DQO independentemente da concentração do substrato. De acordo com o autor, a estabilidade do pH não foi característica do sistema anaeróbio aplicado, mas das características da água residuária. Algumas evidências de instabilidade do pH foram notadas apenas em condições operacionais extremas, tais como TDH de 2h e/ou concentração do substrato menor do que  $200\text{mg.L}^{-1}$ .

Witthauer e Stuckey (1982) apud Silva (2001), estudaram esgotos com altas e baixas cargas de carregamento orgânico e foi obtido bons resultados, como pode ser observado no Quadro 4.

**Quadro 4 - Aplicação de tratamento anaeróbio com diferentes cargas orgânicas.**

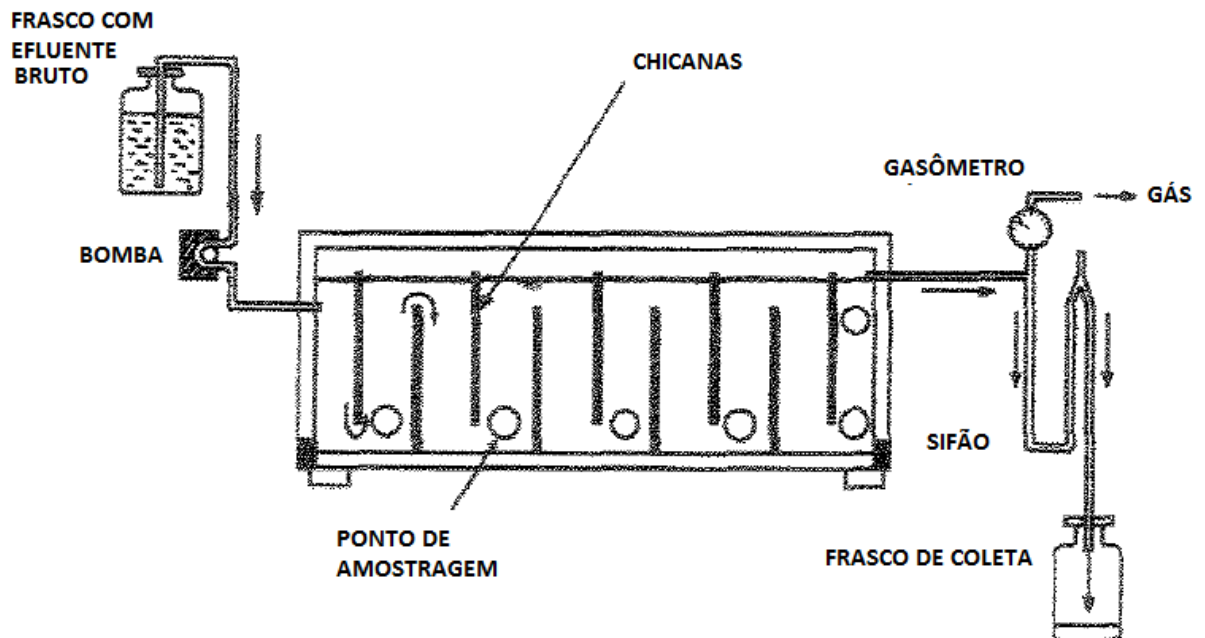
| <b>AFLUENTE</b>             | <b>TDH (h)</b> | <b>DQO<br/>(mg.L<sup>-1</sup>)<br/>AFLUENTE</b> | <b>DQO<br/>(mg.L<sup>-1</sup>)<br/>EFLUENTE</b> | <b>REMOÇÃO<br/>DE DQO<br/>(%)</b> | <b>TCO<br/>(kg.DQO;m<sup>3</sup>.d)</b> | <b>REFERÊNCIA</b>               |
|-----------------------------|----------------|-------------------------------------------------|-------------------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------------|---------------------------------|
| <b>Esgoto<br/>sanitário</b> | 87             | 438                                             | 109                                             | 75                                | 0,13                                    | WITTHAUER<br>E STUCKEY,<br>1982 |
| <b>Esgoto<br/>sanitário</b> | 48             | 492                                             | 143                                             | 71                                | 0,25                                    | WITTHAUER<br>E STUCKEY,<br>1982 |
| <b>Esgoto<br/>sanitário</b> | 84             | 445                                             | 72                                              | 84                                | 0,13                                    | WITTHAUER<br>E STUCKEY,<br>1982 |

Fonte: Adaptado de Witthauer e Stuckey (1999) apud Silva (2001).

### 3.7 Reator anaeróbio compartimentado

O Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC) é uma unidade de tratamento baseado na utilização de microrganismos, que por meio de seu metabolismo degradam matéria orgânica. Possui configuração simples, com divisões internas que buscam aumentar o tempo de detenção hidráulica possibilitando maior contato entre a biomassa e o efluente. A compartimentação presente possibilita a exploração da separação das fases da digestão anaeróbia (GROBICKI & STUCKEY, 1991). O RAC pode ser representado de acordo com a Figura 3.

**Figura 2 – Reator Anaeróbio Compartimentado RAC.**



Fonte: Adaptado de Nour (1996) apud Silva (2001).

A configuração dos reatores anaeróbios compartimentados permite que a água residuária atravesse regiões de elevada concentração de microrganismos ativos que se formam junto ao seu fundo, pois os compartimentos obrigam o esgoto a se movimentar descendente e ascendentemente (BARBER; STUCKEY, 1999). Em termos de processo, o reator compartimentado se caracteriza por oferecer a possibilidade de separar algumas fases da digestão anaeróbia, ou seja, fase acidogênica da metanogênica, permitindo que diferentes populações dominem cada compartimento, onde bactérias acidificantes predominam no 1º compartimento e as metanogênicas dominem as seções subsequentes, favorecendo

termodinamicamente a formação de metano (AISSE, 2000; KUSÇU; SPONZA, 2005 apud OLIVEIRA NETO, 2007).

O Reator Anaeróbio Compartimentado possui alta eficiência na retenção da fração orgânica particulada (BOOPATHY, 1998), e possui a capacidade de melhorar a estabilidade dos sistemas de tratamento (FERNANDES; OLIVEIRA, 2006). Além dessas características, o RAC separa em vários compartimentos as fases do catabolismo anaeróbio (BARBER; STUCKEY, 1999).

Segundo Silva, Zanella e Nour (2000), a configuração de reatores em forma de câmaras foi de grande importância para assimilação de choques ácidos, em relação ao pH e à alcalinidade total e parcial.

Segundo Barros e Campos (1992) o RAC tem como princípio de funcionamento a introdução do efluente junto ao fundo das câmaras do reator visando explorar o efeito favorável dos reatores anaeróbios de manta de lodo e a compartimentação do reator, podendo-se explorar a separação das fases da digestão anaeróbia.

O RAC apresenta uma configuração simples, presença e divisões internas (câmaras), que possibilitam um maior contato entre microrganismos, substratos e baixo custo de construção quando, comparado com os demais reatores anaeróbios (NOUR, 1996).

Além disso, o RAC apresenta as seguintes vantagens: não há necessidade de equipamentos como agitadores; possuem TDH relativamente baixo; podem ser operados durante longos períodos de tempo sem descarte do lodo; suportam dejetos com altas e baixas concentrações de DBO; baixo consumo de energia elétrica; não utilização de equipamentos onerosos; alta capacidade de retenção de sólidos biológicos ativos; retenção de biomassa sem o uso de meio fixo; possuem elevada estabilidade e reabilitação a choques orgânicos e hidráulicos; a sequência ascendente/descendente de escoamentos reduz a lavagem da biomassa; podem apresentar remoção de DBO até 95% e possibilidade de operação intermitente (POVINELLI, 1994; BARBER; STUCKEY, 1999; CHERNICHARO, 2001).

Segundo Grobicki e Stuckey (1992) a maior atividade bacteriana, em termos de produção de gás bem como o aumento da vazão, reduz a formação de canais preferenciais, mantendo o leito de lodo no reator anaeróbio compartimentado parcialmente fluidificado, o que diminui o volume de espaço morto.

Um estudo realizado por Avelar (2008), utilizando UASB compartimentado no tratamento de esgoto apresentou uma remoção de matéria orgânica por  $DQO_{total}$  de 41% e 48% para fluxos de 50mL/s e 75mL/s, respectivamente. Enquanto a  $DBO_5$  mostrou uma média de remoção de 26% e 34%, também para os fluxos de 50mL/s e 75mL/s. O UASB compartimentado ainda obteve remoção expressiva de sólidos suspensos, em torno de 71%, quando utilizada a maior vazão.

Em outra pesquisa conduzida por Nour (1996), operando um RAC no tratamento de esgoto doméstico, obteve uma redução da  $DQO_{total}$  situada entre 26,69% a 75,70%, sendo que as remoções de fósforo total e de nitrogênio total Kjeldahl foram pequenas.

No tratamento de águas residuárias de suinocultura, Hussar (2001) utilizou um RAC e obteve redução na  $DQO$  variando de 67,5% à 91,9%, por outro lado, as remoções de nutrientes (fósforo total e nitrogênio total Kjeldahl) foram baixas.

NOUR (1996), que estudou um reator compartimentado anaeróbico de 11m<sup>3</sup> e quatro compartimentos tratando esgoto sanitário, em três fases (1ª Fase – 12h de TDH e duração de 296d, 2ª Fase – 8h de TDH e duração de 266d, 3ª Fase – 12h de TDH e duração de 91d) obteve os seguintes valores de remoção de  $DBO_5$  37,3 a 80,6%; 26,1 a 81, 7%; 55,7 a 86,3% respectivamente as fases, indicando que a operação do sistema com TDH de 12h tornava-o mais estável. Quanta a remoção de  $DQO_{total}$  os valores foram: 33,9 a 64,7%; 24,5 a 75,9%; 41,2 a 73,7%, respectivamente para as três fases.

No mesmo trabalho verificou-se que os valores de pH no efluente da saída de todos os compartimentos, em todas as fases de operação, estiveram dentro da faixa ótima de 6,8 a 7,2, não atingindo em nenhum momento valores considerados prejudiciais as atividades das arqueais metanogênicas. Também foi relatado que os valores de Alcalinidade Total apresentaram um aumento ao longo do reator em todas as fases de operação estudadas.

Por meio do Quadro 5, podem-se observar os resultados de vários autores, realizados com reatores anaeróbios compartimentados.

**Quadro 5 - Resultados obtidos no tratamento de esgoto sanitário em RAC.**

| <b>SUBSTRATO</b>                   | <b>VOL.<br/>REATOR<br/>(L)</b> | <b>Nº DE<br/>COMPARTIMENTOS</b> | <b>TEMP.<br/>(°C)</b> | <b>TDH<br/>(h)</b> | <b>TCO<br/>(kg.DQO;m³.d)</b> | <b>DQO DE<br/>ENTRADA<br/>(mg.L<sup>-1</sup>)</b> | <b>REMOÇÃO<br/>DE DQO<br/>(%)</b> | <b>AUTOR</b>    |
|------------------------------------|--------------------------------|---------------------------------|-----------------------|--------------------|------------------------------|---------------------------------------------------|-----------------------------------|-----------------|
| <b>Esgoto municipal industrial</b> | 394000                         | 8                               | 15                    | 10,3               | 0,85                         | 315                                               | 70                                | OROZCO, 1997    |
| <b>Esgoto sanitário</b>            | 1100                           | 3+filtro                        |                       | 12                 |                              |                                                   | Média de 50                       | Povinelli, 1994 |
| <b>Esgoto sanitário</b>            | 1100                           | 3+filtro                        |                       | 8 a 12             |                              |                                                   | 42,1 e 57,7                       | Nour, 1996      |
| <b>Esgoto sanitário</b>            | 1100                           | 4 antes da inoculação           |                       | 12                 | 3,17-10,18                   | 490                                               | 55                                | Povinelli, 1999 |
| <b>Esgoto sanitário</b>            | 1100                           | 4 após inoculação               |                       | 12                 | 3,18-7,14                    | 429                                               | 63                                | Povinelli, 1999 |

Fonte: Adaptado Grobicki e Stuckey (1992) apud Silva (2001).

## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1 Unidade Experimental

O reator UASB compartimentado (RUC) foi construído e instalado por Sato (2013). Para a realização do experimento o RUC em escala piloto foi construído com tubos de policloreto de vinila (PVC). A instalação experimental utilizada na pesquisa proposta encontrava-se instalada numa das estações elevatórias de esgoto de Ilha Solteira/SP, conforme mostrado na Figura 4 com uma fotografia do RUC instalado na estrutura de apoio.

**Figura 3 - Fotografia do RUC na estrutura de apoio**



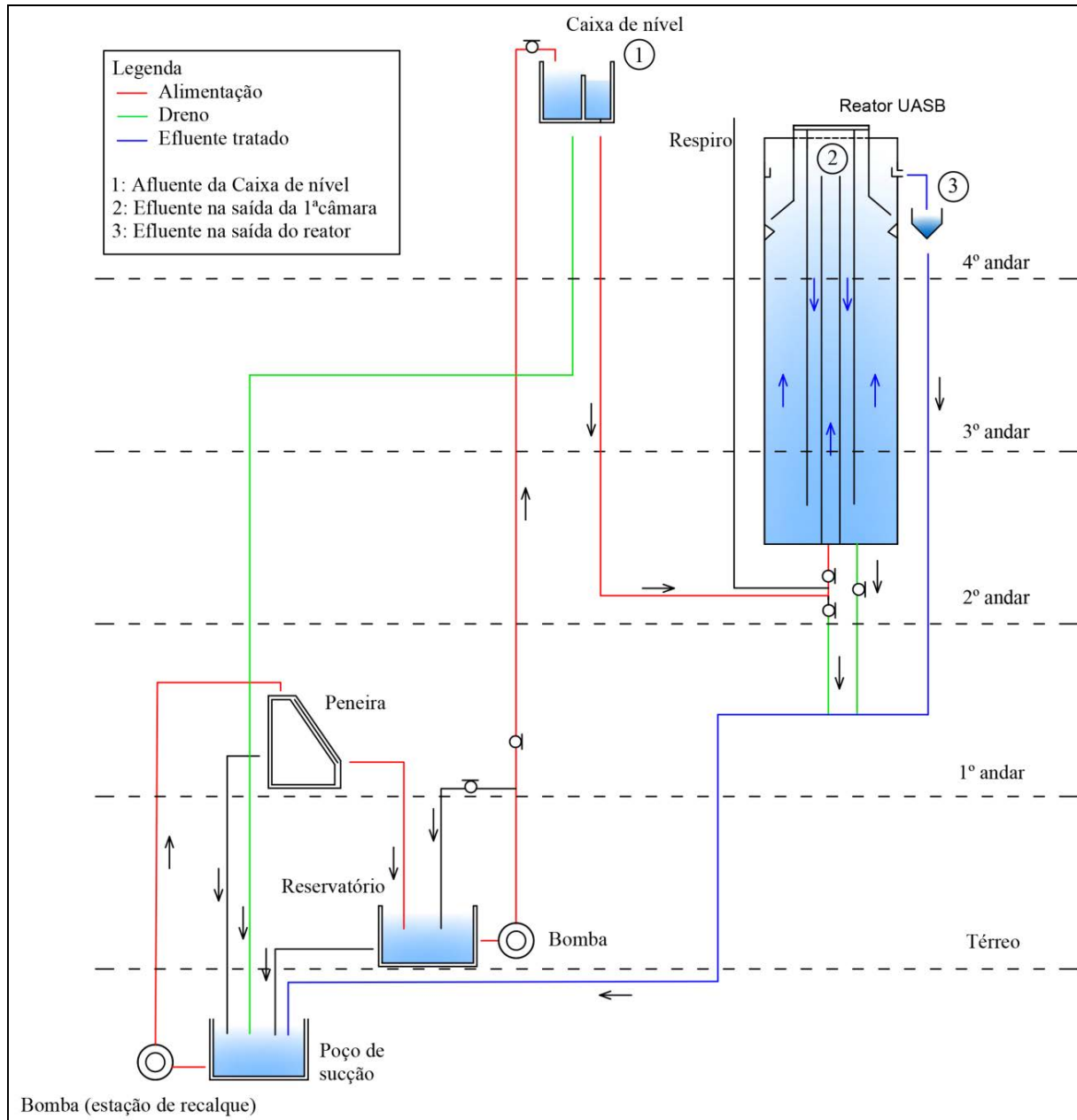
Fonte: Próprio autor.

O RUC foi construído com 04 tubos de PVC rígido de diversos diâmetros, dispostos de forma concêntrica. As dimensões do sistema foram baseadas nos conceitos de cinética da digestão anaeróbia encontrados na literatura, onde a população bacteriana acidogênica possui um coeficiente de produção de biomassa cinco vezes maior quando comparada a população metanogênica, ou seja,

0,15gSSV/gDQO e 0,03gSSV/gDQO, respectivamente; enquanto o valor apresentado de sua taxa de crescimento específico máxima é  $2,0d^{-1}$  para as bactérias acidogênicas e  $0,4d^{-1}$  para as metanogênicas (CHERNICHARO, 1997). Assim, a primeira câmara, na qual se espera a ocorrência da etapa acidogênica, foi dimensionada para ter o seu volume 1/5 menor que o da terceira câmara, onde se espera a presença de microrganismos metanogênicos.

O diâmetro do tubo externo do reator era de 0,50m e no seu interior havia 03 tubos concêntricos com diâmetros de 0,20m, 0,25m e 0,40m, o de menor diâmetro (0,20m e Volume de  $0,156m^3$ ), denominado de 1º compartimento, recebeu o esgoto bruto e serviu de zona de hidrólise e degradação acidogênica; enquanto no tubo externo a este (0,25m e Volume de  $0,078m^3$ ), denominado de 2º compartimento, serviu para encaminhar o esgoto acidificado, no sentido descendente, até o 3º compartimento, com diâmetro de 0,50m, no qual se encontrava a zona de degradação metanogênica (Volume de  $0,701m^3$ ), com direcionamento do fluxo ascendente. Com 5,0m de altura o RUC possuía um volume total de aproximadamente  $0,935m^3$ . A Figura 5 representa o croqui do RUC proposto, no qual as numerações 1, 2 e 3 indicam os pontos de amostragem para o monitoramento do desempenho.

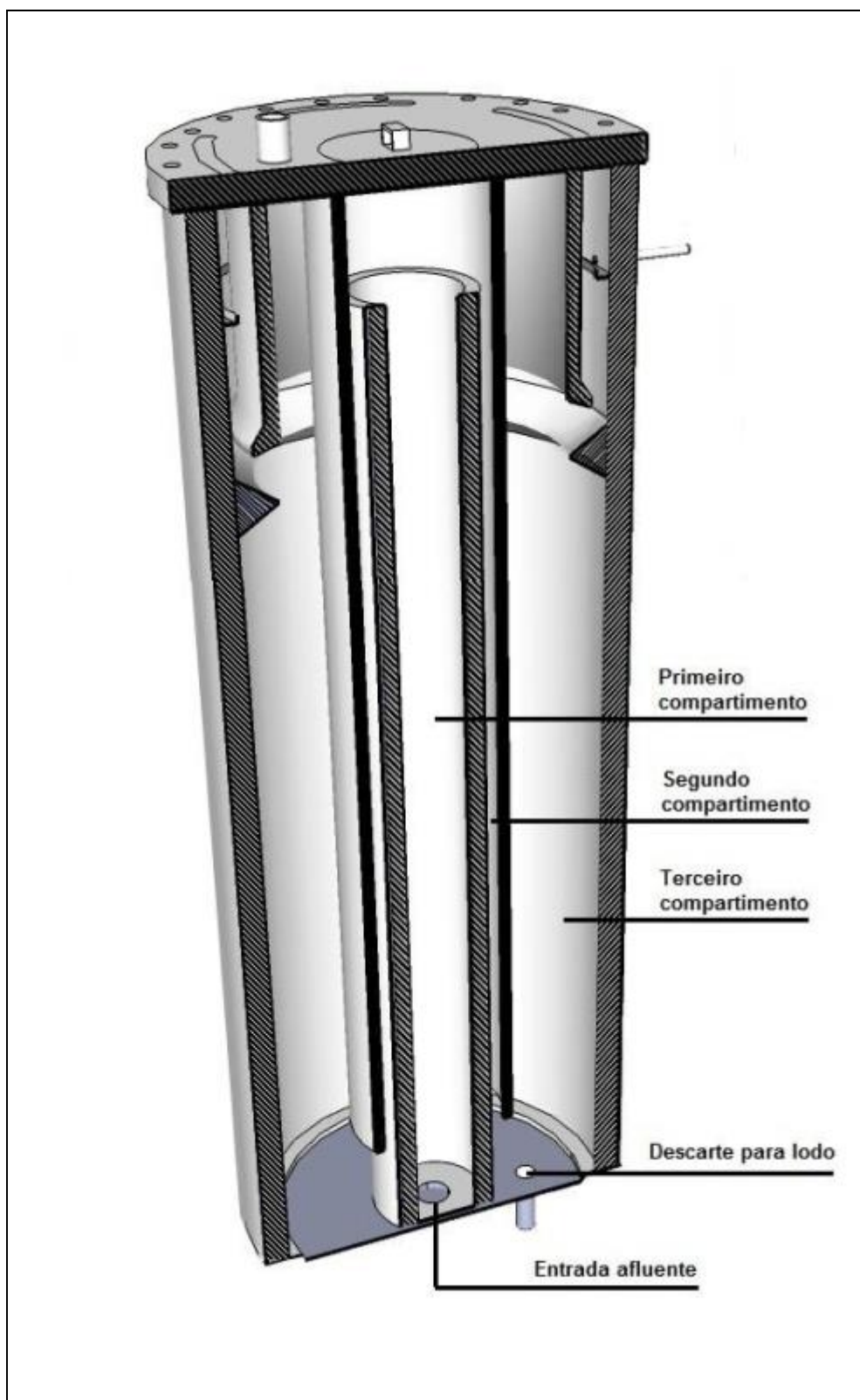
**Figura 4 - Representação esquemática do RUC construído**



Fonte: Sato (2013).

A Figura 6 ilustra o RUC demonstrando os tubos concêntricos e a parte superior.

Figura 5 - Ilustração do RUC



Fonte: Adaptado de Sato (2013).

O fundo do reator possuía um dispositivo de entrada (ao centro) para o fluxo ascendente de esgoto, juntamente com um dispositivo para descarte de lodo mais lateral, como mostra a Figura 7.

**Figura 6 - Fotografia da vista do fundo do RUC**



Fonte: Sato (2013).

O tubo 2 encontrava-se acoplado a tampa do reator, de forma a existir um espaçamento de 0,2m na parte inferior do reator, entre a segunda e terceira câmara para passagem do fluxo. A tampa do reator pode ser observada na fotografia da Figura 8, contendo uma abertura central para o uso de sondas e coleta de amostra, aberturas laterais para visualização e limpeza do coletor de efluente; e uma saída de gás.

**Figura 7 - Fotografia da vista superior do RUC**



Fonte: Sato (2013).

No 3º compartimento ocorreu a formação do leito e da manta de lodo, no qual os grânulos formados foram arrastados pela ação combinada do fluxo do líquido e do desprendimento dos gases formados, aglutinavam-se e sedimentavam por gravidade para formar a zona de ação metanogênica.

Na parte superior deste compartimento foi colocado um separador trifásico, igualmente com tubo de PVC de 0,40m de diâmetro com alargamento da borda inferior para permitir a captura dos gases desprendidos na zona de degradação, como mostra a fotografia da Figura 9. Na parte superior do reator, cerca de 0,2m do topo, havia um tubo coletor de efluente instalado na parte interna diametralmente ao terceiro tubo, e acoplado a saída de gás será instalado um gasômetro, a fim de se efetuar o monitoramento da produção de biogás.

**Figura 8 - Fotografia do separador de gases**



Fonte: Sato (2013).

O RUC possuía o defletor de gases com 16 lâminas de PVC com espessura de 3mm e diferentes larguras e comprimentos, as quais foram coladas com o intuito de atingir uma forma “piramidal”, sendo posteriormente moldadas com massa plástica (Durepoxi), como pode ser visto na fotografia da Figura 10 o defletor de gases e na fotografia da Figura 11 o defletor instalado no RUC.

**Figura 9 - Fotografia do defletor de gases**



Fonte: Sato (2013).

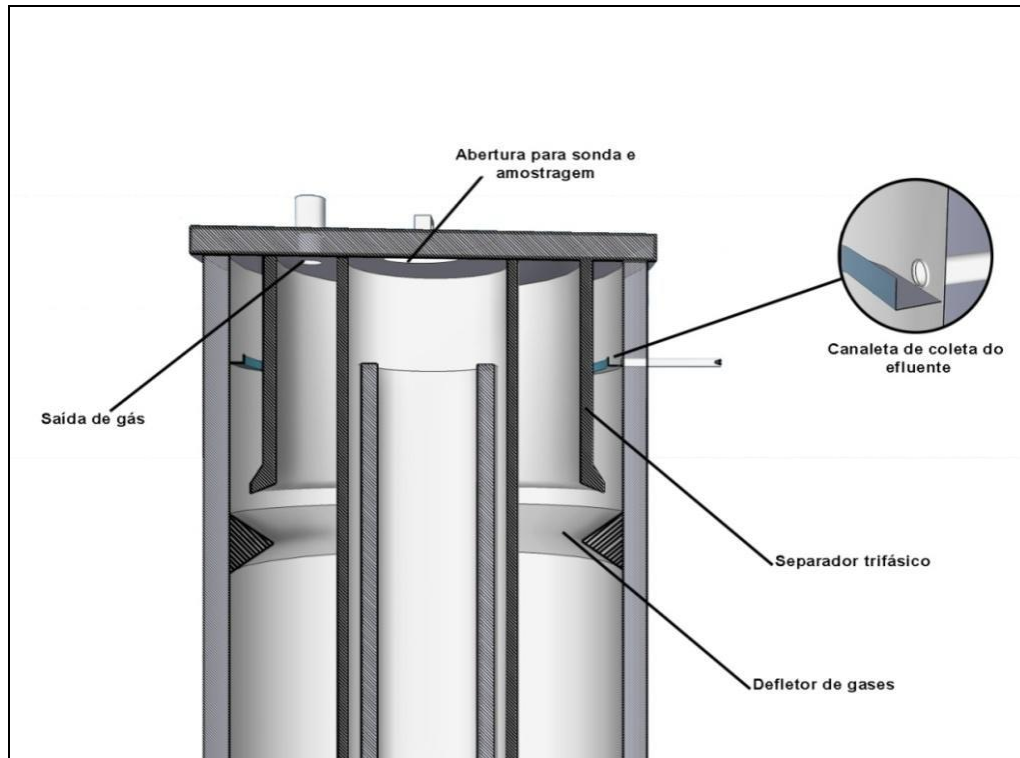
**Figura 10 - Fotografia do defletor instalado no RUC**



Fonte: Sato (2013).

Através da Figura 12 é possível visualizar uma ilustração da parte superior do RUC e na Figura 13 consta uma fotografia da parte superior da RUC instalada.

**Figura 11 - Ilustração da parte superior do reator**



Fonte: Sato (2013).

**Figura 12 - Fotografia da parte superior do RUC já instalado**



Fonte: Próprio autor.

## 4.2 Água residuária

O afluente tratado pelo reator anaeróbio foi o esgoto retirado do poço de sucção da estação elevatória de esgotos de Ilha Solteira/SP, pela própria pressão exercida pelo poço de sucção, o esgoto foi encaminhado para uma peneira estática, instalada no primeiro andar da estrutura de apoio, a peneira pode ser visualizada na fotografia da Figura 14.

**Figura 13 - Fotografia da peneira estática**



Fonte: Próprio autor.

Após a passagem pela peneira, o esgoto era encaminhado por gravidade para o tanque de equalização, localizado no térreo da estrutura de apoio, como pode ser visto na fotografia da Figura 15. Para o tanque de equalização foi utilizado um reservatório de cimento amianto com capacidade de 250L.

**Figura 14 - Fotografia do tanque de equalização**



Fonte: Próprio autor.

Do tanque de equalização, o esgoto foi aduzido por uma bomba centrífuga até uma caixa de nível constante que se encontrava a 0,65m acima do topo do reator. As Figuras 16 e 17 mostram fotografias da bomba e da caixa de nível constante, respectivamente.

**Figura 15 - Fotografia da bomba helicoidal**



Fonte: Próprio autor.

**Figura 16 - Fotografia da caixa de nível**



Fonte: Próprio autor.

Na caixa de nível foi feito o controle da vazão aplicada no RUC e da caixa de nível o esgoto era encaminhado por gravidade para a parte inferior do reator, aonde adentra ao reator e seguia-se por fluxo ascendente para o 1º compartimento.

### **4.3 Fases da pesquisa**

A pesquisa foi dividida em uma fase preliminar, quatro fases principais e três fases intermediárias, sendo que as fases principais foram com carregamento orgânico constante por um período de tempo determinado. Após uma fase principal vinha a fase intermediária, na qual ocorria o aumento do carregamento gradualmente até que se atingisse o valor da próxima fase principal.

#### *Fase preliminar*

Durante os ensaios preliminares o reator foi operado com um aumento gradual de vazão afluente ao reator por 42d para ajuste e treinamento operacional, até se

atingir a carga requerida na primeira fase ( $0,76\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ ). Esta fase preliminar também pode ser referida como repartida, considerando-se que o RUC vinha sendo operado por Sato (2013), que finalizou o seu trabalho e paralisou o sistema. O reator voltou a ser operado novamente 75d após essa paralisação, deste modo, não foi necessária uma partida no sistema, com inoculação de lodo, apenas uma repartida gradual.

#### Fase I

Após a fase preliminar, o RUC foi operado por mais 52d com COV de  $0,78\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ , configurando uma vazão de  $0,08\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  e um TDH de 12h.

#### Fase II

Depois deste período, foi submetido a carregamento progressivo (intermediária I) até atingir COV de  $1,70\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ . O RUC foi mantido com este carregamento por um período de 50d neste carregamento, com vazão de  $0,113\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  e TDH de 8h.

#### Fase III (Interrompida)

Novamente foi submetido ao carregamento progressivo (intermediária II) do passo anterior até atingir COV aplicada de  $2,17\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  e seria operado por 50d (fase III). Porém houve problemas com o sistema, onde a bomba helicoidal começou a apresentar baixa eficiência na sucção, até o momento em que a mesma parou de funcionar e tinha transcorrido apenas 28d da fase, assim foi decidido refazer a fase III.

#### Fase III

O sistema ficou parado por 77d, sendo a bomba substituída por outra. Após a substituição da bomba, foi dada uma repartida (intermediária III) no sistema por 17d, aumentado a carga gradualmente até se atingir a COV de  $2,17\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  e assim prosseguiu-se com a programação, refazendo a fase III por um período de 69d. A fase apresentou uma vazão de  $0,144\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  com TDH de 6h.

#### Fase IV

A pós a terceira fase, o reator foi submetido a uma baixa gradual da COV, com o intuito de retornar ao valor próximo da primeira fase ( $0,78\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ ), assim manteve-se a vazão de  $0,08\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ , mas houve certa diferença nos valores por conta da carga orgânica do esgoto ter apresentado um aumento entre os períodos, ficando assim em  $1,30\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ . E assim executou-se a quarta fase por aproximadamente 61 dias com TDH de 12h.

O Quadro 6 apresenta as características de cada fase da pesquisa.

**Quadro 6 - Características dos regimes estudados no RUC.**

| Fases                                | Duração da fase | Vazão                              | TDH      | COV                                 |
|--------------------------------------|-----------------|------------------------------------|----------|-------------------------------------|
|                                      | (d)             | ( $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ ) | (h)      | ( $\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ ) |
| <b>Preliminar</b>                    | 42              | variável                           | variável | variável                            |
| <b>I</b>                             | 52              | 0,08                               | 12       | 0,78                                |
| <b>Intermediária I</b>               | 13              | variável                           | variável | variável                            |
| <b>II</b>                            | 50              | 0,113                              | 8        | 1,70                                |
| <b>Intermediária II</b>              | 14              | variável                           | variável | variável                            |
| <b>III (Interrompida)</b>            | 28              | 0,144                              | 6        | 2,17                                |
| <b>Intermediária III (Repartida)</b> | 17              | variável                           | variável | variável                            |
| <b>III</b>                           | 69              | 0,144                              | 6        | 2,17                                |
| <b>Intermediária IV</b>              | 17              | variável                           | variável | variável                            |
| <b>IV</b>                            | 61              | 0,08                               | 12       | 1,30                                |

Fonte: Próprio autor.

#### **4.4 Monitoramento**

Para o acompanhamento e avaliação do desempenho do reator com variação de carregamento orgânico, foram realizadas análises dos parâmetros físicos, químicos e biológicos do afluente, efluente e do efluente no final da primeira câmara. O monitoramento destes foi realizado durante a operação do reator com 04 variações de COV, porém na fase preliminar ainda não tinha sido optado a análise do efluente no final da primeira câmara.

Os parâmetros básicos do monitoramento do RUC são os apresentados no Quadro 7, cujos métodos de análises a serem adotadas são os preconizados pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20ª Edição (APHA AWWA WEF, 1998) ou subsequentes. A frequência de amostragens e análises dos parâmetros durante a operação, se encontra no Quadro 7.

**Quadro7 - Programa de monitoramento do reator UASB compartimentado durante a operação**

| Parâmetro                         | Unidade                    | Pontos de amostragem |              |              |
|-----------------------------------|----------------------------|----------------------|--------------|--------------|
|                                   |                            | 1                    | 2            | 3            |
| <b>Vazão</b>                      | $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ | -                    | -            | Diária       |
| <b>Lodo e/ou espuma</b>           | mL                         | -                    | Diária       | -            |
| <b>Temperatura</b>                | $^{\circ}\text{C}$         | Diária               | Diária       | Diária       |
| <b>pH</b>                         | -                          | Diária               | Diária       | Diária       |
| <b>Alcalinidade</b>               | $\text{mg.L}^{-1}$         | Diária               | Diária       | Diária       |
| <b>Ácidos orgânicos voláteis</b>  | $\text{mg.L}^{-1}$         | 3x<br>semana         | 3x<br>semana | 3x<br>semana |
| <b>DQO<sub>total</sub></b>        | $\text{mg.L}^{-1}$         | Diária               | Diária       | Diária       |
| <b>DQO<sub>filtrada</sub></b>     | $\text{mg.L}^{-1}$         | -                    | -            | Semanal      |
| <b>DBO<sub>total</sub></b>        | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>DBO<sub>filtrada</sub></b>     | $\text{mg.L}^{-1}$         | -                    | -            | Semanal      |
| <b>Sólidos sedimentáveis</b>      | $\text{mg.L}^{-1}$         | -                    | -            | Semanal      |
| <b>Sólidos suspensos totais</b>   | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Sólidos suspensos fixos</b>    | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Sólidos suspensos voláteis</b> | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Sólidos totais</b>             | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Sólidos totais voláteis</b>    | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Sólidos totais fixos</b>       | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Nitrogênio total</b>           | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |
| <b>Fósforo total</b>              | $\text{mg.L}^{-1}$         | Semanal              | Semanal      | Semanal      |

Fonte: Próprio Autor.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

De modo a facilitar a compreensão, os resultados estão divididos de acordo com as fases como citadas: preliminar, fase I, intermediária I, fase II, intermediária II, fase III (interrompida), intermediária III (repartida), fase III, intermediária IV, fase IV e ainda será apresentado mais um capítulo com o desempenho total do RUC. O início da operação foi no dia 29 de julho de 2013 e término no dia 20 de outubro de 2014, correspondendo um total de 449 dias, descontado os 77 dias em que o sistema ficou parado.

Os resultados obtidos dos diversos parâmetros estudados estão apresentados em forma de figuras e tabelas para cada um dos parâmetros, realçando as respectivas etapas. As figuras foram confeccionadas por meio do programa Microsoft Excel 2010, utilizando a opção gráfico de dispersão ou barras cilíndricas agrupadas, sendo que as figuras dos parâmetros diárias (DQO, pH, alcalinidade e temperatura) forma confeccionadas como gráficos de dispersão com linhas suavizadas e marcadores, enquanto o restante do dos parâmetros foram confeccionados apenas com marcadores ou barras cilíndricas agrupadas. No caso dos parâmetros diários, há figuras em que não ocorre continuidade das linhas, devido à ausência de análises, ausências essas ocorridas por diversos fatores como entupimento da tubulação, queda de energia, entre outros fatores. As tabelas forma confeccionadas por meio do programa Microsoft Word 2010. E ainda há figuras de análises estatísticas em forma de box plot.

### 5.1 Preliminar

As análises preliminares serviram como treinamento para os métodos analíticos e para analisar o comportamento do reator com a repartida do sistema, uma vez que esse reator vinha sendo operado por Sato (2013) que posteriormente interrompeu sua atividade. A partida do reator foi realizada com a inoculação de lodo proveniente Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) por lagoa de estabilização da cidade de Ilha Solteira – SP e seguiu com a alimentação do reator utilizando o esgoto da referida cidade, sendo considerado pela autora que o reator teve seu sistema estabilizado em 60d, enquanto no caso da repartida, foi necessário um período de

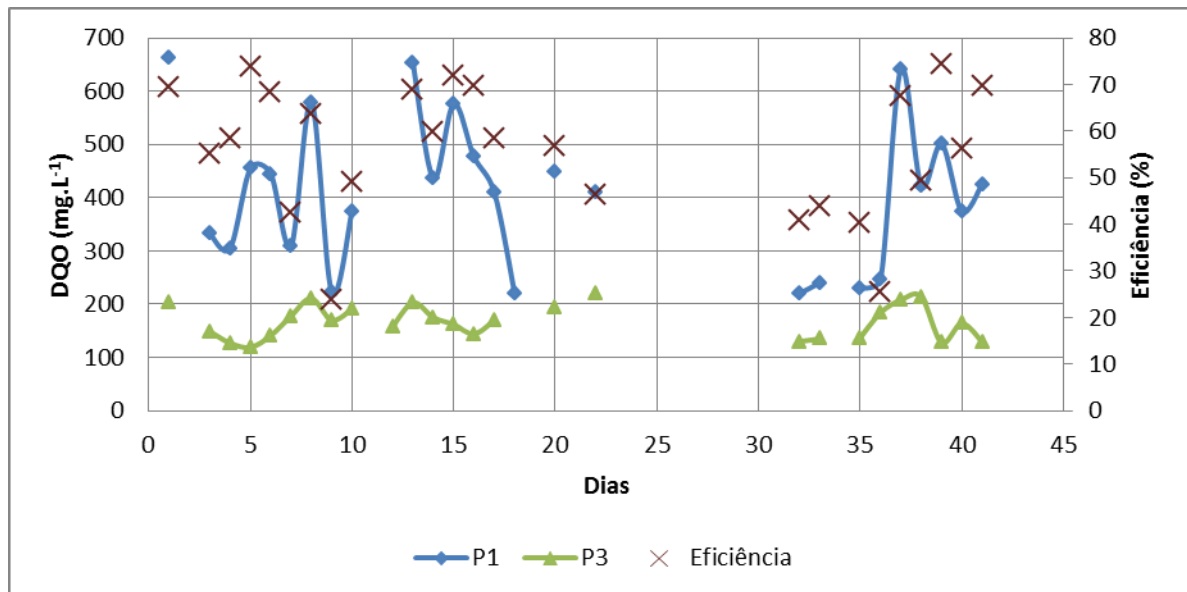
40d, indicando que o reator, mesmo após um repouso de 75d, estava com sua biomassa ativa.

Essa é uma das vantagens observada por outros autores, pois possibilita que ETE que utilizam este tipo de reator mesmo após longo período de parada, consigam reestabelecer de uma forma rápida.

### DQO

A repartida foi dada no dia 29 de julho de 2013 com uma vazão inicial de  $0,04\text{m}^3.\text{L}^{-1}$ , apresentando uma DQO no P1 de  $663\text{mg}.\text{L}^{-1}$  e no P3 de  $203\text{mg}.\text{L}^{-1}$ , o que representou uma eficiência de remoção de 69,4%, sendo uma boa remoção na repartida, principalmente por ter sido o primeiro dia de operação. Essa vazão foi aplicada por mais 6d e nesse período houve eficiência de remoções entre 42 e 73,8%, com média de 61,2%, como pode ser visto na Figura 18.

**Figura 17 - Gráficos com valores da DQO na repartida**



Fonte: Próprio autor.

Do 8º ao 14º dia, a vazão aplicada foi de  $0,05\text{m}^3.\text{L}^{-1}$  e as eficiências de remoção foram entre 23,7 e 68,9%, com média de 53%. Gradativamente foi aumentada a vazão em  $0,01\text{m}^3.\text{L}^{-1}$  até atingir a vazão requerida para a fase I do experimento, que era de  $0,08\text{m}^3.\text{L}^{-1}$ , em todas esses aumentos houve boa eficiência de remoção de DQO. A partir da Tabela 1 é possível visualizar todas as vazões e respectivas eficiências.

**Tabela 1 - Relação da vazão e eficiência de remoção**

| Vazão (m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ) | Duração (dias) | E (%) |      |      |
|------------------------------------------|----------------|-------|------|------|
|                                          |                | Min.  | Max. | Méd. |
| 0,04m <sup>3</sup> .L <sup>-1</sup>      | 7              | 42,4  | 73,8 | 61,2 |
| 0,05m <sup>3</sup> .L <sup>-1</sup>      | 7              | 23,8  | 68,9 | 53   |
| 0,06m <sup>3</sup> .L <sup>-1</sup>      | 9              | 46,3  | 71,9 | 60,6 |
| 0,07m <sup>3</sup> .L <sup>-1</sup>      | 13             | 25,5  | 43,7 | 37,5 |
| 0,08m <sup>3</sup> .L <sup>-1</sup>      | 6              | 49,4  | 74,5 | 63,5 |

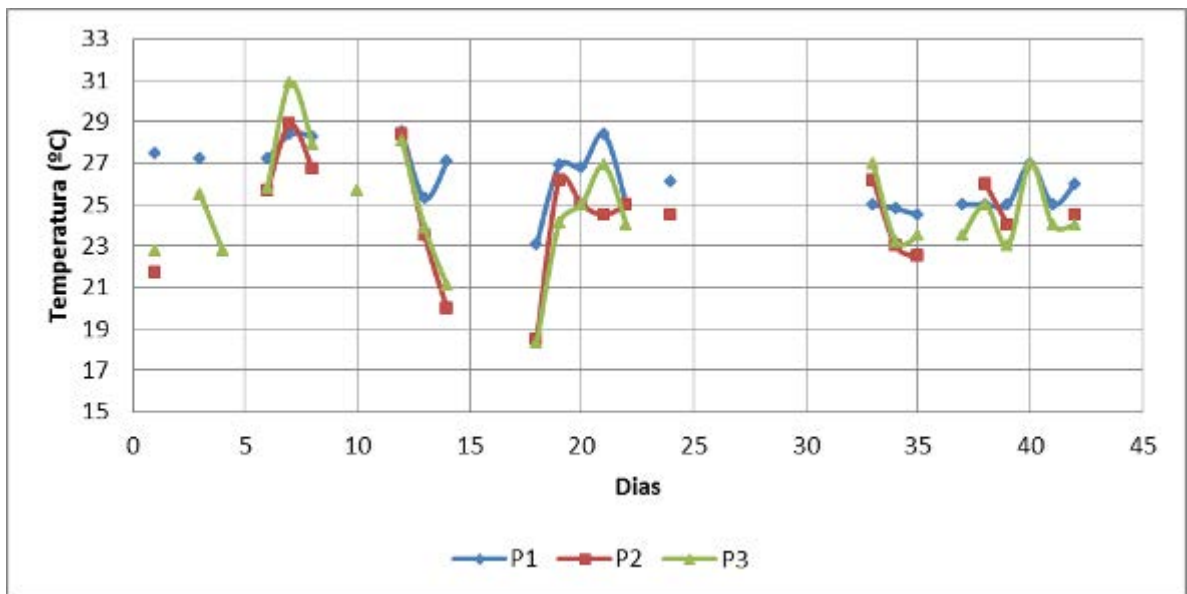
Fonte: Próprio autor.

A vazão de 0,07m<sup>3</sup>.L<sup>-1</sup> foi aplicada por um período maior por falta de reagentes para a análise de DQO no período, o que impossibilitou o cálculo de eficiência e a consequente alteração para a vazão posterior. Quando foi possível retomar as análises, acabou-se usando neste período reagentes de baixa concentração, o que pode ter gerado erros nas análises, resultando em valores da DQO do P1 com baixas concentrações.

### Temperatura

Na repartida a temperatura esteve sempre acima de 18°C em todos os pontos monitorados, chegando a um valor máximo de 28,9°C e média de 24,7°C no P3. Os calores estiveram sempre no intervalo esperado para a localidade e pertinentes para a digestão anaeróbia, como pode ser observado na Figura 19.

**Figura 18 - Gráfico com os valores da temperatura na repartida**



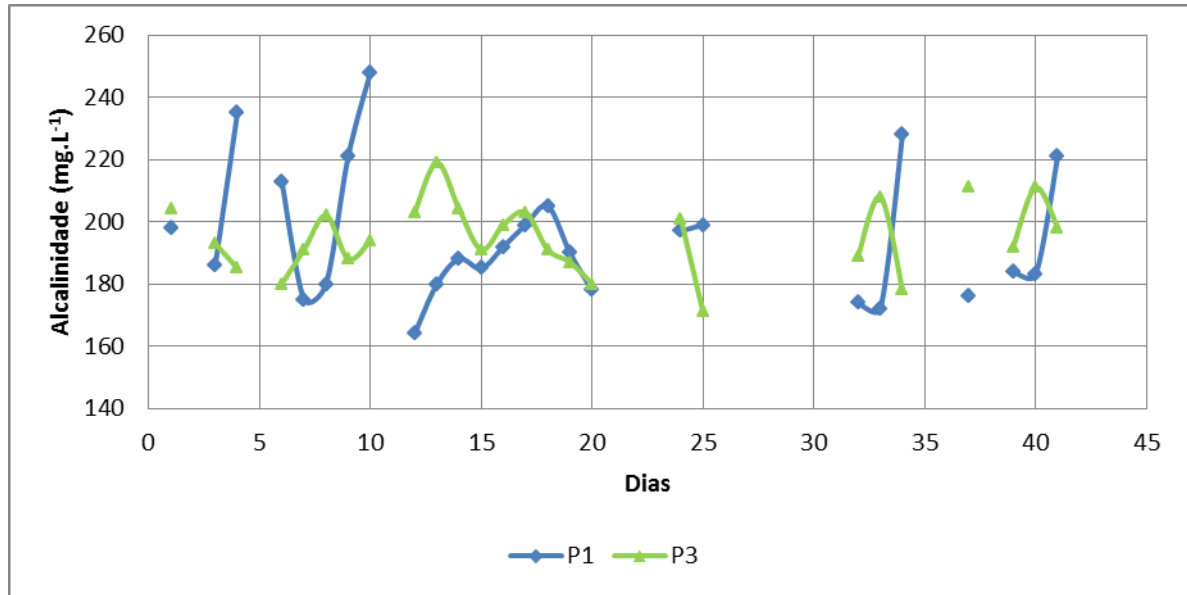
Fonte: Próprio autor.

A temperatura exerce influência direta sobre a digestão anaeróbia, atuando na taxa de crescimento específico da população microbiana. Isso tem limitado o emprego de reatores UASB no tratamento de esgotos, em escala plena, a regiões de clima quente, nas quais a temperatura do esgoto geralmente excede 20°C (LETTINGA, 1995; SEGHEZZO et al., 1998; FORESTI et al., 2006).

### Alcalinidade

A Figura 20 apresenta os valores da alcalinidade na repartida. No P1 os valores estiveram entre 169 e 233mg.L<sup>-1</sup>, com média de 195mg.L<sup>-1</sup>, enquanto no P3 os valores estiveram entre 171 e 219mg.L<sup>-1</sup>, com média de 195,1mg.L<sup>-1</sup>. Pouco se diferenciaram as médias entre os dois pontos, mas o gráfico indica que houve bastantes flutuações dos valores, com diferenças diárias entre os dois, ou seja, em alguns dias o reator produzia alcalinidade (dias que o P3 apresentou maior concentração) e em outros consumia a alcalinidade (P1 com maior concentração). Mesmo com esse possível consumo da alcalinidade, os valores indicam que havia alcalinidade suficiente para não permitir a queda do pH.

**Figura 19 - Gráfico com valores da alcalinidade na repartida.**



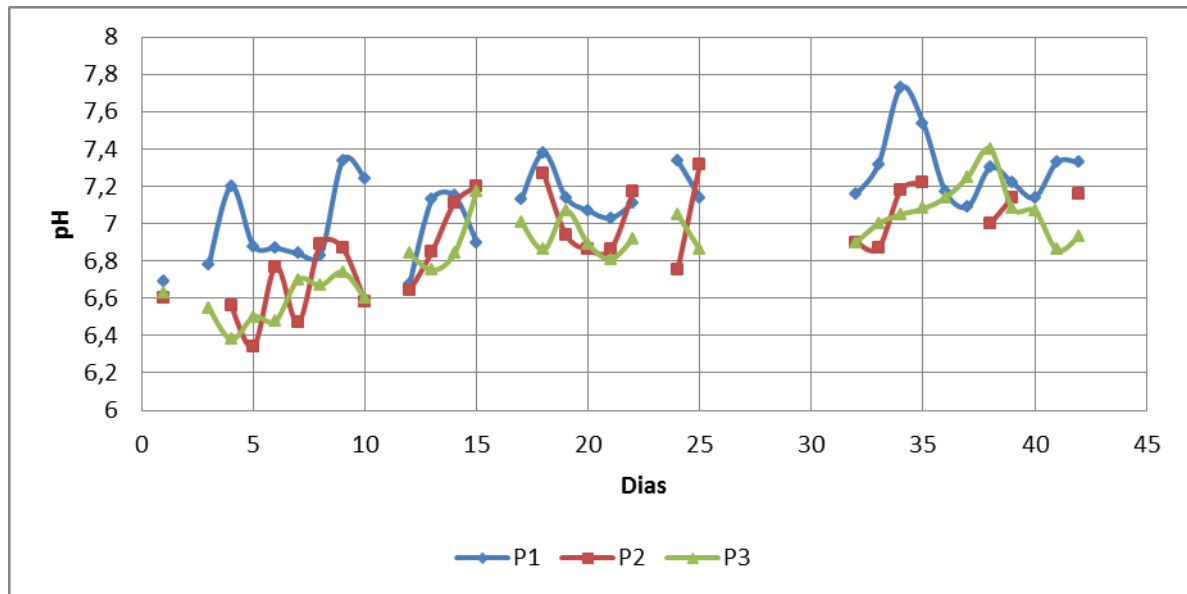
Fonte: Próprio autor.

Em estudo realizado por Povinelli (1994), a alcalinidade sofreu variações intensas durante os meses de pesquisa, que oscilaram de 120 até 250mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>.

### pH

O pH no P1 inicialmente apresentou um valor de 6,69, no P2 foi de 6,6 e no P3 de 6,63. Valores esses bem próximos um do outro, indicando que não ocorreu acidificação do reator. Com o decorrer dos dias o P2 e o P3 chegaram a apresentar valores abaixo de 6,4, o que não gerou inibição dos microrganismos e consequente baixa na eficiência de remoção. É possível tal afirmação, pelo fato da citada baixa no pH ter ocorrido no 5º dia, e nesse dia a eficiência de remoção da DQO, foi de 73,8%. Após esse período inicial com baixos valores de pH, houve uma tendência de aumento do pH em todos os pontos, como pode ser averiguado na Figura 21. As médias do P1, P2 e P3 foram 7,13; 6,9 e 6,88; respectivamente.

**Figura 20 - Gráfico com valores do pH na repartida.**



Fonte: Próprio autor.

Valores de pH encontraram-se dentro de uma faixa estável e favorável ao metabolismo das bactérias metanogênicas quando estão na faixa entre 6,6 e 7,4 (CHERNICHARO, 2007; TCHOBANOGLOUS, 2003).

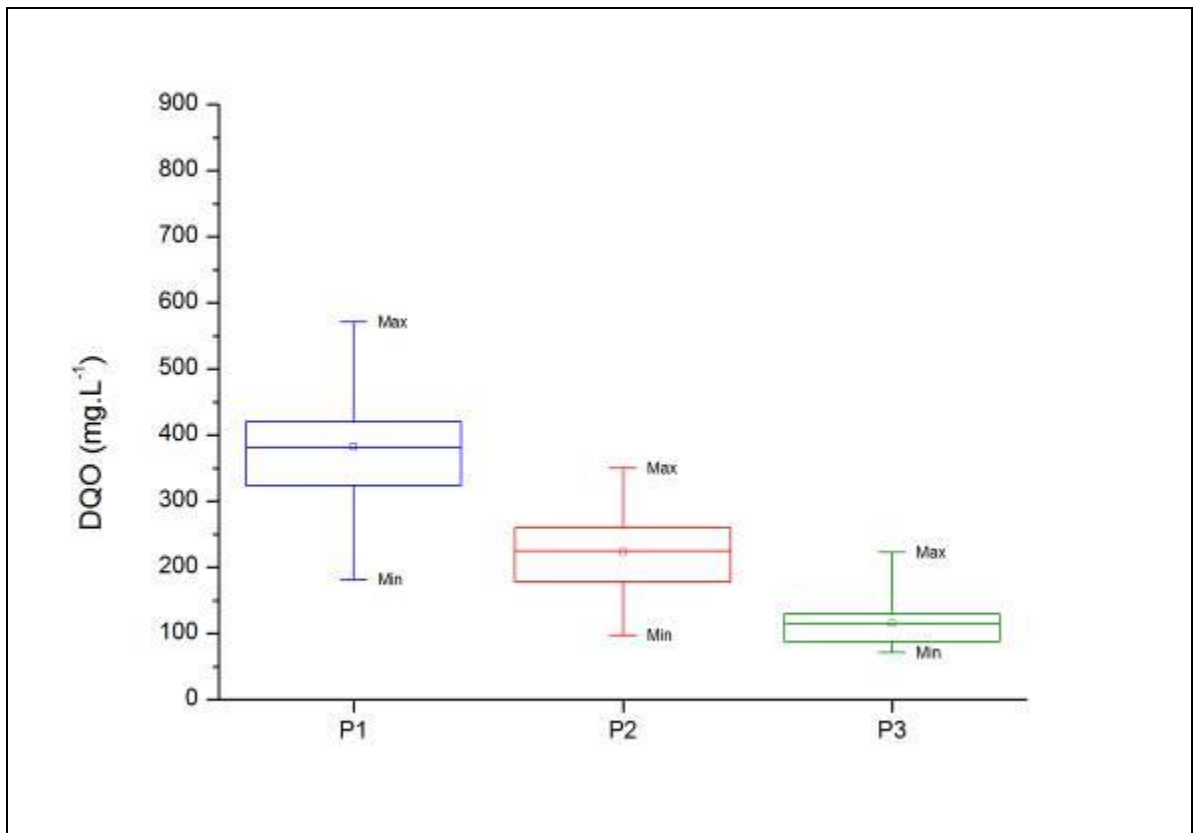
## 5.2 Fase I

Após a repartida do reator e a sua devida estabilização, deu-se início a fase I do experimento, na qual foi aplicada a vazão de  $0,8\text{m}^3.\text{L}^{-1}$  por 52d. A partir dessa fase, com exceção das fases intermediárias, passou-se a fazer todas as análises no P2.

### DQO

O gráfico de box plot representado na Figura 22 apresenta os valores mínimos, máximos e médios da DQO na fase I. O P1 obteve uma média e desvio padrão de  $382,4 \pm 78,1\text{mg}.\text{L}^{-1}$ , com flutuação de mínimo e máximo entre 181 e  $571\text{mg}.\text{L}^{-1}$ . O P2 apresentou uma média e desvio padrão de  $223 \pm 60,2\text{mg}.\text{L}^{-1}$ , mínimo de 97 e máximo de  $350\text{mg}.\text{L}^{-1}$ . O P3 apresentou a menor variação entre mínimo e máximo, com 71 e  $222\text{mg}.\text{L}^{-1}$  respectivamente, a média e o desvio padrão foram de  $115,7 \pm 33,5\text{mg}.\text{L}^{-1}$ , sendo esse o menor desvio padrão entre os três pontos e o valor máximo apresentado foi observado no início da fase, enquanto o valor mínimo foi observado mais ao final, próximo dos 50º dia.

**Figura 21 - Gráfico de box plot da DQO na fase I**

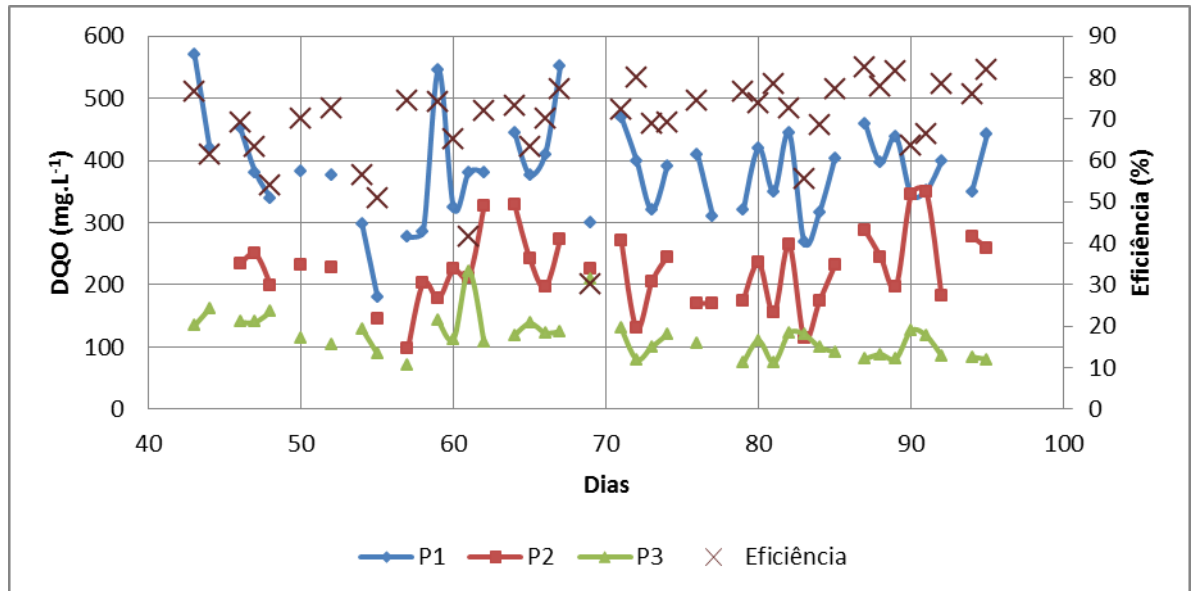


Fonte: Próprio autor.

Uma análise da Figura 23 permite averiguar que entre os três pontos analisados, o P3 foi o que apresentou menor flutuação nos seus valores, enquanto o P2 apresentou uma flutuação tendente ao P1, fato que pode ser explicado por uma menor capacidade das bactérias acidogênicas em assimilar a flutuação da carga orgânica, enquanto as bactérias metanogênicas seriam melhores assimiladoras. A Figura 23 traz as eficiências de remoção desta fase. Foram obtidos valores de média e desvio padrão de  $69 \pm 11,1\%$ , com eficiência mínima de 30% e máxima de 82,4%. A eficiência mínima (30%) foi registrada próxima ao 70º dia, aproximadamente na metade do período total, essa eficiência mínima pode ser explicada pelo fato da DQO de entrada no dia ter apresentado valor muito baixo ( $181 \text{ mg.L}^{-1}$ ). Outro fato a ser evidenciado, é que na média o carregamento apresentou baixa eficiência (69%), entretanto a análise do gráfico permite afirmar que ao final do carregamento suas eficiências foram altas, quase sempre acima de 75%, indicando que o sistema

atingiu sua estabilidade mais ao final do período pré-estabelecido e no início estaria em processo de aclimação do lodo.

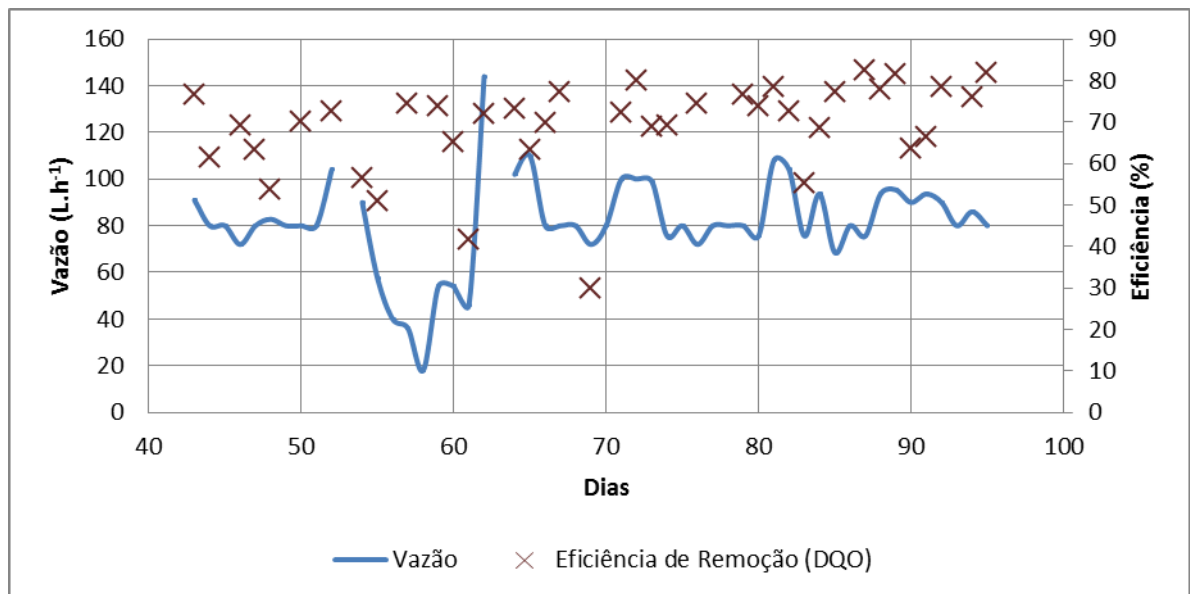
**Figura 22 - Gráfico com valores da DQO na fase I.**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 24 traz uma comparação entre a vazão diária e a eficiência de remoção da DQO, a vazão média e desvio padrão foram de  $0,081 \pm 0,02 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , com vazão mínima de  $0,018 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  e máxima de  $0,14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ . A vazão deveria ser mantida próxima aos  $0,08 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , porém se tratando de esgoto doméstico, há uma grande dificuldade em se manter essa vazão por problemas como acúmulo de lodo nos vertedouros da caixa de nível, acúmulo de lodo nas tubulação adutoras. Mesmo com essas oscilações na vazão, é possível notar que não gerou interferência na eficiência do reator. Por exemplo, no dia de vazão máxima ( $0,14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ) o reator apresentou uma eficiência de remoção de 71%, acima da média da fase I.

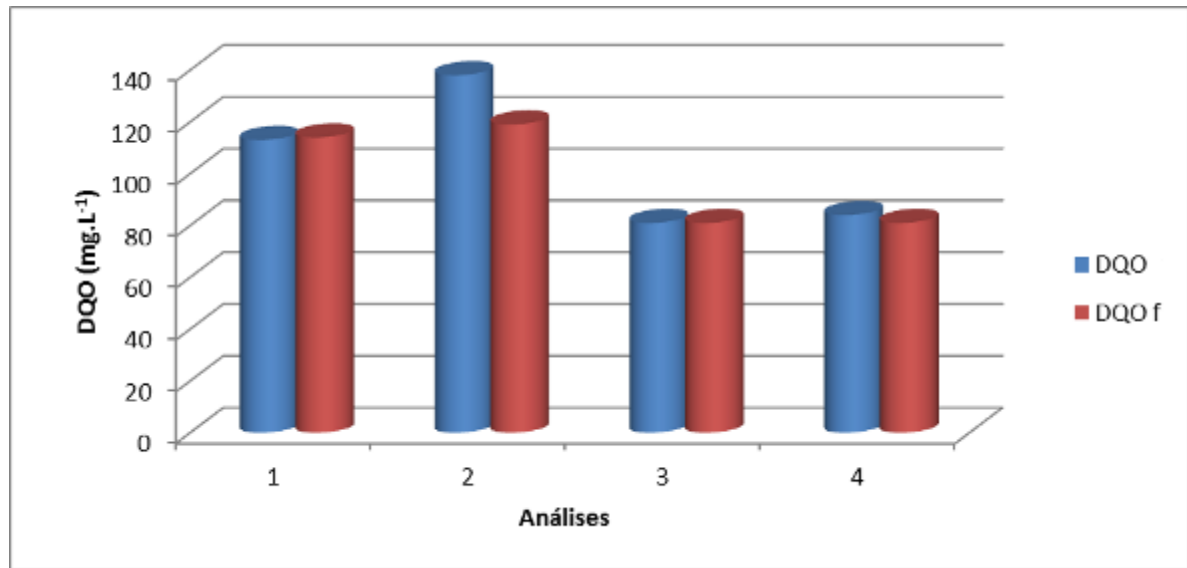
**Figura 23 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e eficiência de remoção da DQO.**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 25 fornece um gráfico comparativo entre a DQO e a DQO<sub>filtrada</sub> (DQO<sub>f</sub>) no P3. Na média das análises pontuadas a DQO obteve o valor de 104mg.L<sup>-1</sup>, enquanto a DQO<sub>f</sub> gerou a média de 98,7mg.L<sup>-1</sup>. Ocorreu pouca diferença entre as médias das duas análises, sendo apenas de 5,3mg.L<sup>-1</sup> (5,8%), demonstrando que a carga orgânica de saída do reator em boa parte era diluída e não suspensa. A única análise em que houve uma maior diferença entre os valores de DQO foi na segunda análise, a DQO foi de 138mg.L<sup>-1</sup>, enquanto a DQO<sub>f</sub> foi de 119mg.L<sup>-1</sup>, gerando uma diferença de 19mg.L<sup>-1</sup>. Um fato que pode justificar essa diferença entre as DQO, é a vazão aplicada no dia da análise, no referido dia a vazão era de 0,11m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, enquanto nos outros dias analisados a vazão estava bem próxima dos 0,08m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>. O aumento da vazão acarreta no aumento da velocidade ascensional no interior do reator e muitas vezes isso está associado ao arraste de lodo em reatores anaeróbios, o que pode ter aumentado a DQO<sub>f</sub>.

**Figura 24 - Gráfico comparativo da DQO e DQO<sub>f</sub> na fase I**

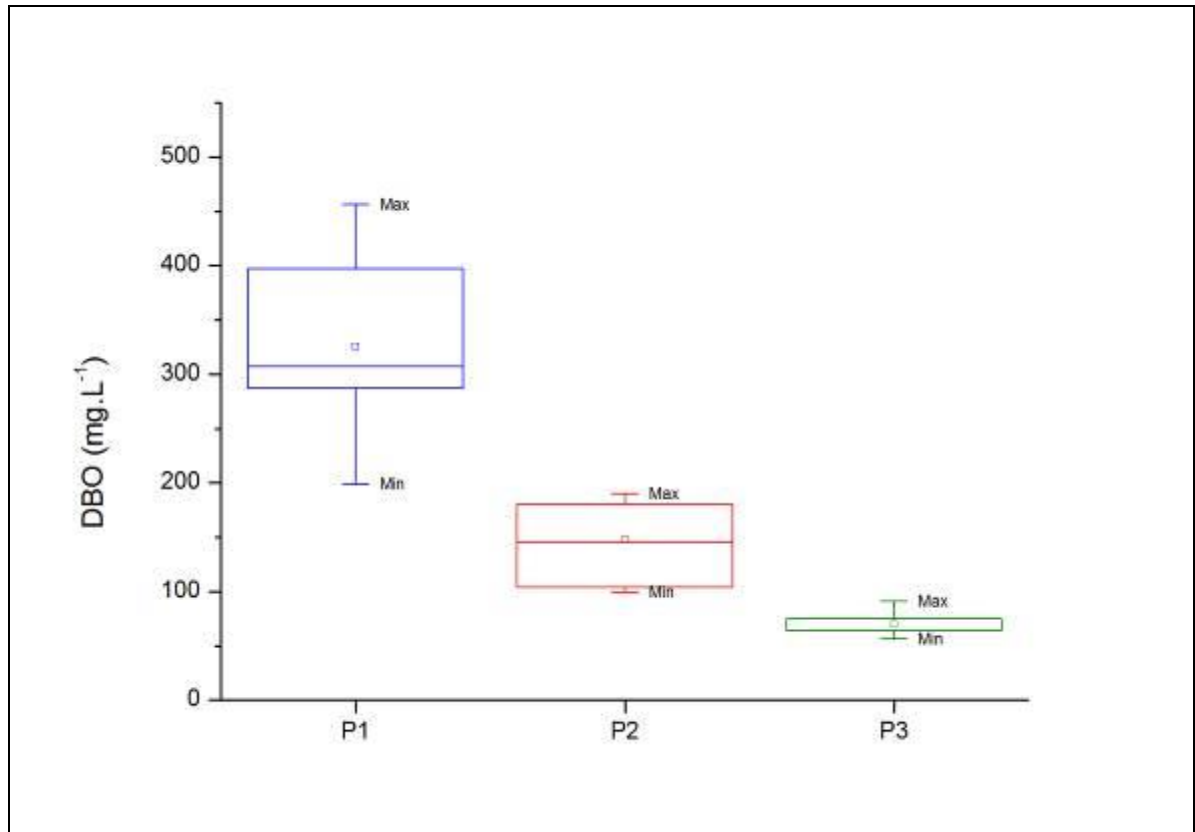


Fonte: Próprio autor.

### DBO

Em relação à DBO, o P1 apresentou uma média e desvio padrão de  $303,6 \pm 128 \text{ mg.L}^{-1}$ , com um valor mínimo e máximo de 117 e  $534 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. O P2 teve uma média e desvio padrão de  $148,18 \pm 36 \text{ mg.L}^{-1}$ , com um valor mínimo de  $99 \text{ mg.L}^{-1}$  e máximo de  $190 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto o P3 obteve uma média e desvio padrão de  $81,38 \pm 26 \text{ mg.L}^{-1}$ , mínimo e máximo de 48 e  $115 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Dados esses indicados na Figura 26.

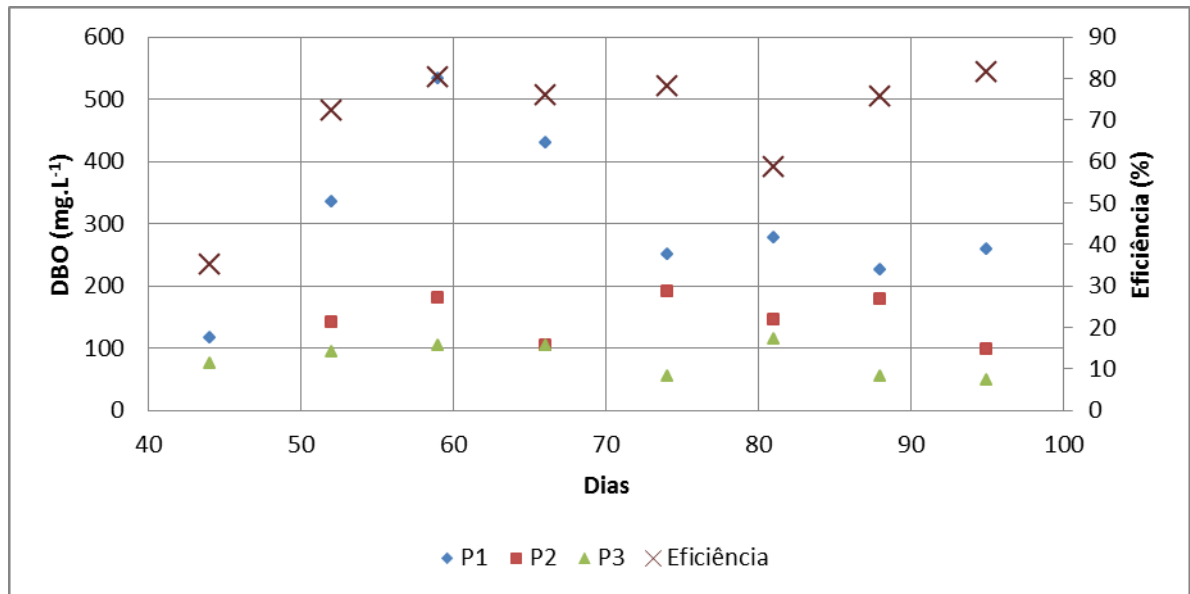
**Figura 25 - Gráfico do box plot da DBO na fase I.**



Fonte: Próprio autor.

A primeira análise de DBO foi realizada no 44º dia de operação do reator, e no citado dia houve baixa eficiência de remoção (35%), entretanto, a baixa remoção pode ser explicada pela baixa carga orgânica do P1 (117mg.L<sup>-1</sup>), mesmo com a DBO de 76mg.L<sup>-1</sup> no P3. Após esta análise, a eficiência de remoção tendeu a ficar na faixa de 70 a 80% e apenas no 81º que a eficiência esteve próxima a 60%. A eficiência de remoção ficou com a média e desvio padrão de 69,6±15%, com um valor mínimo de 35% e máximo de 81%, como pode ser averiguado na Figura 27.

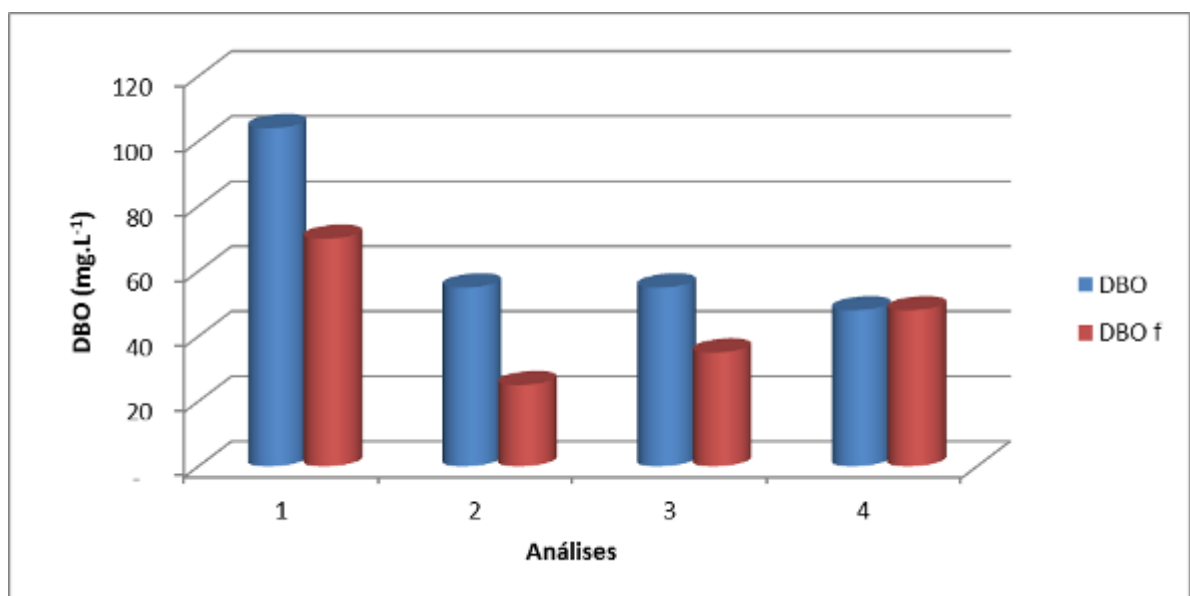
**Figura 26 - Gráfico com valores da DBO na fase I**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 28 traz um comparativo entre a DBO e a  $\text{DBO}_f$  para o P3 na fase I, no caso da DBO houve uma maior diferença entre esses valores, quando comparado com a DQO. Na primeira análise já ocorreu uma diferença de  $34\text{mg.L}^{-1}$ , onde a DBO foi de  $104\text{mg.L}^{-1}$ , enquanto a  $\text{DBO}_f$  foi de  $70\text{mg.L}^{-1}$ . Nos dias aonde ocorreram análise da  $\text{DBO}_f$ , a DBO apresentou uma média de  $65,5\text{mg.L}^{-1}$ , a  $\text{DBO}_f$  uma média de  $44,5\text{mg.L}^{-1}$ , gerando uma diferença de  $21\text{mg.L}^{-1}$  (32%).

**Figura 27 - Gráfico comparativo dos valores da DBO e  $\text{DBO}_f$ .**

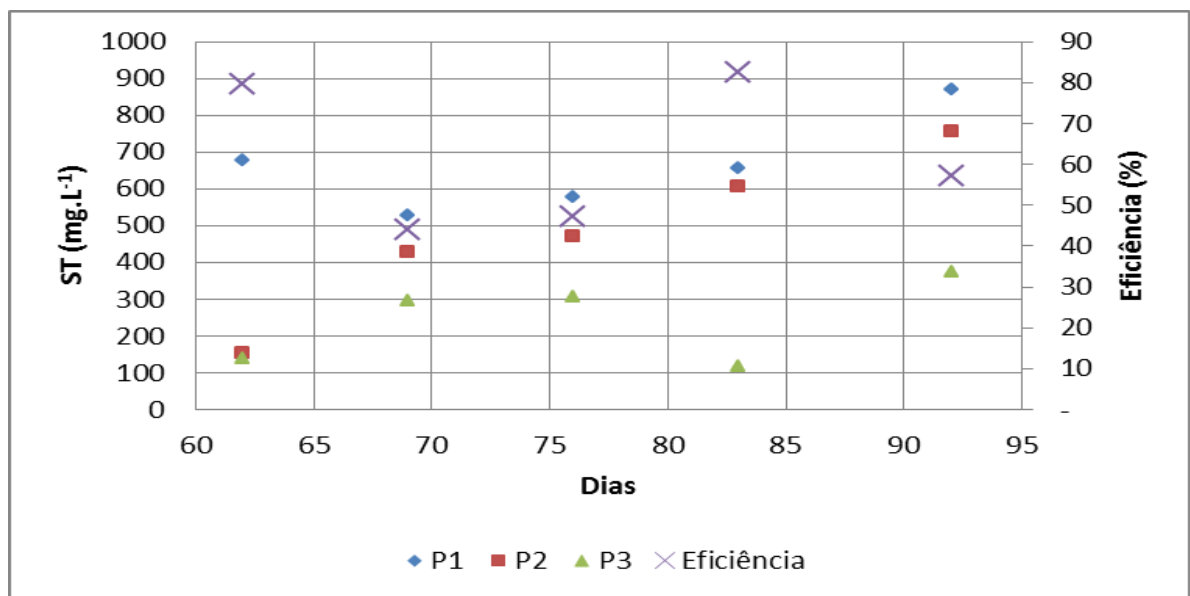


Fonte: Próprio autor.

### Série de sólidos

Os valores de ST apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $658 \pm 130 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $469 \pm 224 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $296 \pm 112 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $57,1 \pm 17,9\%$ . A Figura 29 traz os valores dos ST na fase I, o mínimo de remoção apresentada foi de 44% e o máximo foi de 82,4%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de ST no P1 foram de 529 e  $869 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 116 e  $373 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente.

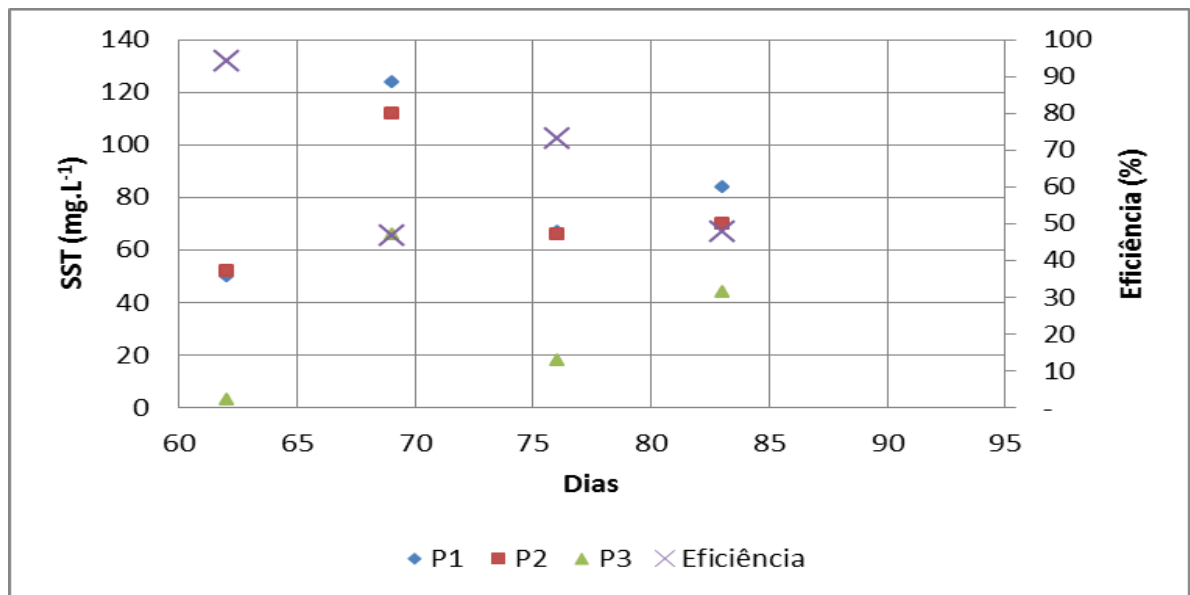
**Figura 28 - Gráfico com valores dos ST na fase I**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 30 traz o gráfico dos SST na fase I, os valores dos SST apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $75,5 \pm 31,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $68 \pm 25,8 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $31 \pm 27,8 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $60,4 \pm 22,7\%$ . O mínimo de remoção apresentada foi de 46,8% e o máximo foi de 94%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST no P1 foram de 50 e  $124 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 3 e  $66 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente.

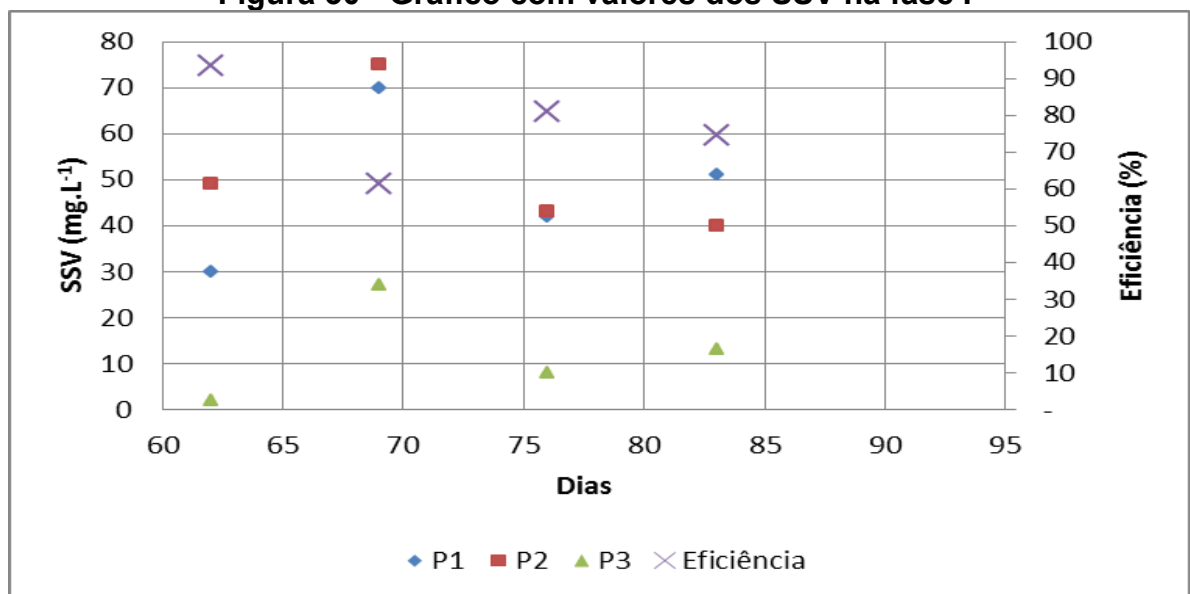
**Figura 29 - Gráfico com valores dos SST na fase I**



Fonte: Próprio autor.

Os valores de SSV apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $46,5 \pm 16,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $46 \pm 15,9 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $10,5 \pm 10,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $77,7 \pm 13,3\%$ . A Figura 31 traz os valores dos SSV na fase I, o mínimo de remoção apresentada foi de 61,4% e o máximo foi de 93,3%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de ST no P1 foram de 30 e 70 mg.L<sup>-1</sup>, no P3 foram de 2 e 27 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente.

**Figura 30 - Gráfico com valores dos SSV na fase I**



Fonte: Próprio autor.

Os valores de SSF apresentaram média e desvio padrão no P1, P2 e P3 de  $33\pm14,8$ ;  $30\pm20,8$  e  $19\pm15,4\text{mg.L}^{-1}$ , respectivamente. A média e o desvio padrão da eficiência de remoção foram de  $60\pm34,2\%$ . Os sólidos sedimentáveis foram amostrados apenas no P3 e a média nesta fase foi de  $0,0\text{mL.L}^{-1}$ , pois em apenas duas leituras houve a presença de sólidos, que em ambas foram de  $0,05\text{ mL.L}^{-1}$  e no restante não foi registrado a presença de sólidos. A Tabela 2 apresenta um resumo dos SSF e dos sólidos sedimentáveis na fase I.

**Tabela 2 - Valores dos SSF e sólidos sedimentáveis na fase I.**

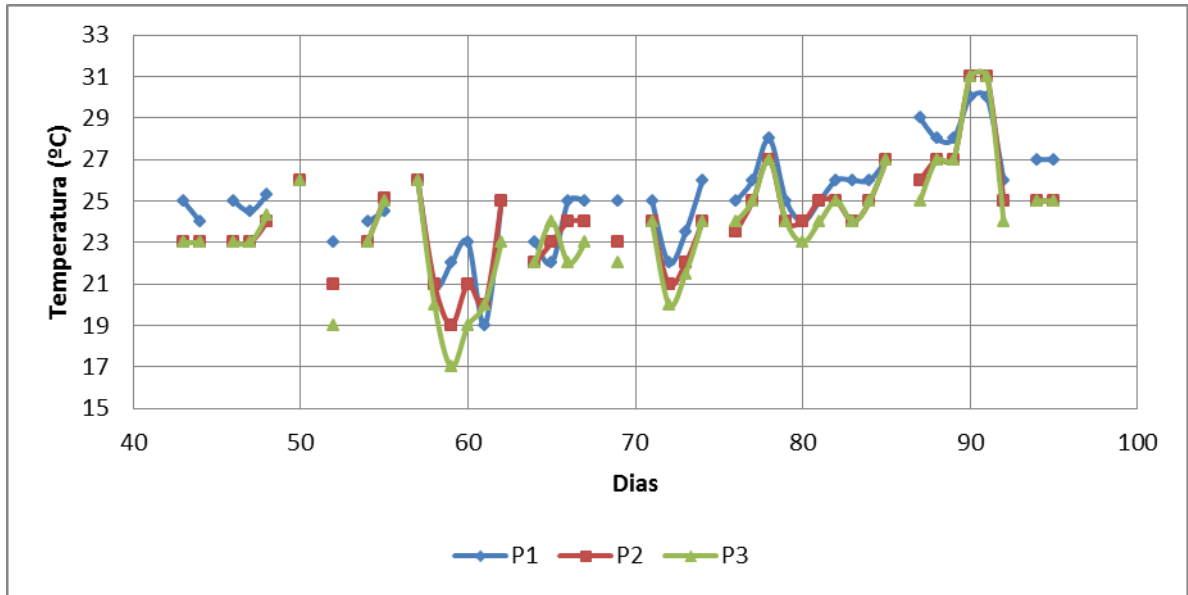
| Análise                                      | P1          | P2          | P3           | E (%)       |
|----------------------------------------------|-------------|-------------|--------------|-------------|
| <b>SSF (<math>\text{mg.L}^{-1}</math>)</b>   | $33\pm14,8$ | $30\pm20,8$ | $19\pm15,4$  | $60\pm34,2$ |
| <b>SSed. (<math>\text{mL.L}^{-1}</math>)</b> | -           | -           | $0,0\pm0,02$ | -           |

Fonte: Próprio autor

### Temperatura

As temperaturas da fase I podem ser visualizadas na Tigura 32. A fase I foi iniciada na primeira quinzena de setembro de 2013, configurando uma transição entre o inverno e a primavera no Brasil, o que representou essa transição nas temperaturas do reator. É verificável um aumento gradual das temperaturas em todos os pontos de amostragem. As temperaturas médias e desvio padrão no P1, P2 e P3 foram  $25\pm2,2$ ;  $24\pm2,4$  e  $23\pm2,7^\circ\text{C}$ , respectivamente. Assim como as médias, a diferença entre o P2 e o P3 quase sempre foi de  $1^\circ\text{C}$ , quando não se obtinha a mesma temperatura nos dois pontos. O P1 também se diferenciou em  $1^\circ\text{C}$  ou mais do P2 e raramente se obteve a mesma temperatura entre os referidos pontos. O mínimo e máximo no P1 foi de 19 e  $30^\circ\text{C}$ , no P2 19 e  $31^\circ\text{C}$  e no P3 17 e  $31^\circ\text{C}$ .

**Figura 31 - Gráfico com valores da temperatura na fase I**

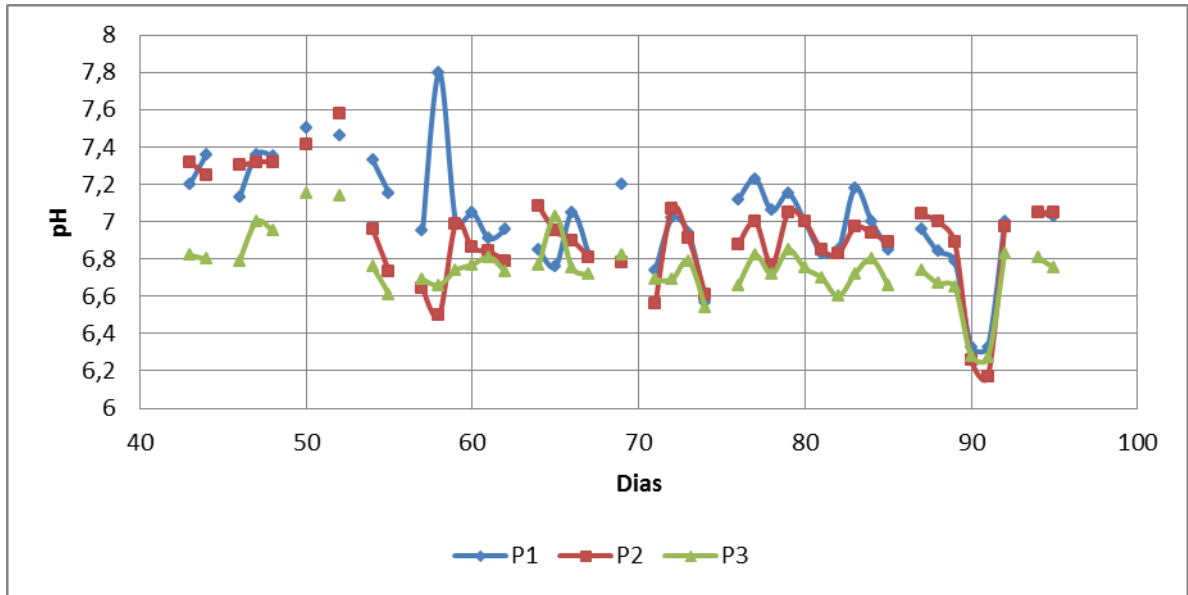


Fonte: Próprio autor.

#### pH, Alcalinidade e ácidos orgânicos voláteis

Os valores do pH estão representados na Figura 33. É possível afirmar que quase sempre o valor de pH no P1 esteve acima do P3, indicando uma acidificação do reator, porém o pH médio e desvio padrão no P3 foi de  $6,75 \pm 0,17$ , com mínimo e máximo de 6,27 e 7,15, respectivamente. Esses valores poderiam indicar uma possível inibição dos microrganismos da digestão anaeróbia, porém o fato não foi averiguado, o que indica que o pH abaixo da faixa de digestão anaeróbia não foi capaz de inibir os microrganismos. Vários autores citam que a inibição ocorreria com valores de pH abaixo da faixa por períodos constantes e não esporádicos. O P2 apresentou uma faixa de variação maior que o P3, com média e desvio padrão de  $6,9 \pm 0,27$ , mínimo de 6,17 e máximo de 7,58. A média e desvio padrão no P1 foi de  $7 \pm 0,28$ , o mínimo de 6,33 e máximo de 7,8.

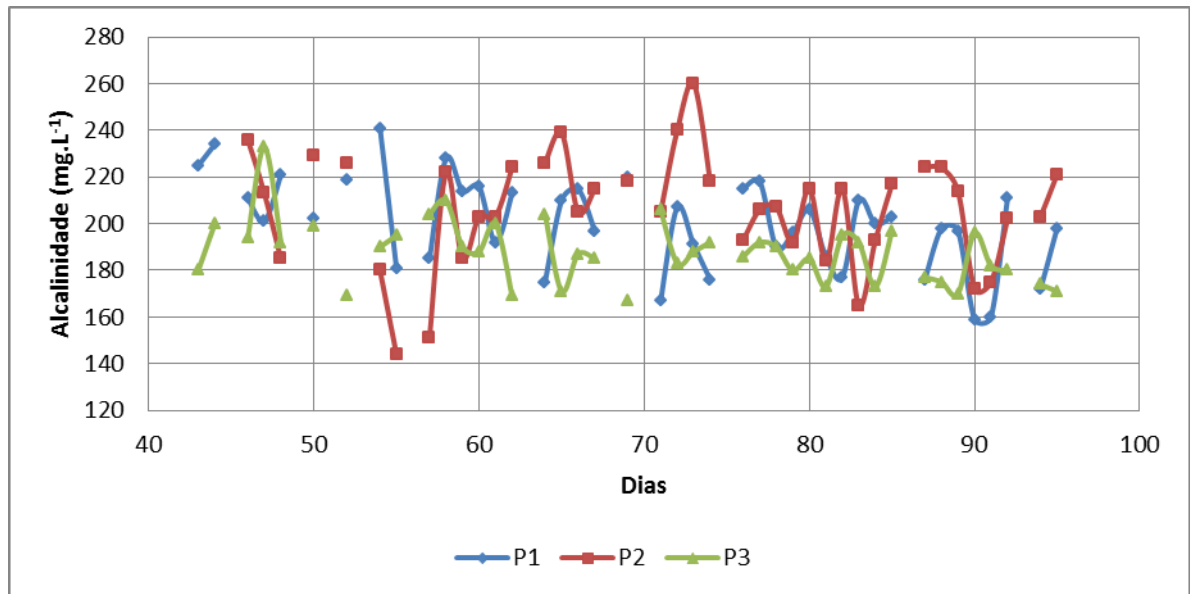
**Figura 32 - Gráfico com valores do pH na fase I**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 34 traz os valores da alcalinidade, que vem comprovar a pouca alteração dos valores do Ph. Assim como o pH, que pouco se alterou de um ponto para o outro, o mesmo ocorreu com a alcalinidade, no P1 a alcalinidade apresentou uma média e desvio padrão de  $200,3 \pm 19,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , com valor mínimo e máximo de 159 e  $241 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. O P2 apresentou uma média e desvio padrão de  $206 \pm 24,2 \text{ mg.L}^{-1}$  e o P3 uma média e desvio padrão de  $187,7 \pm 13,4 \text{ mg.L}^{-1}$ , com mínimo de  $167 \text{ mg.L}^{-1}$  e máximo de  $233 \text{ mg.L}^{-1}$ . A média dos pontos demonstra que no geral, a alcalinidade no P2 esteve quase sempre acima do P1 e P3, indicando que estava havendo a produção de alcalinidade no 1º compartimento do reator e que no 3º compartimento estava ocorrendo o consumo de parte da alcalinidade. Consumo esse que não chegou a levar o pH em níveis para inibição dos microrganismos.

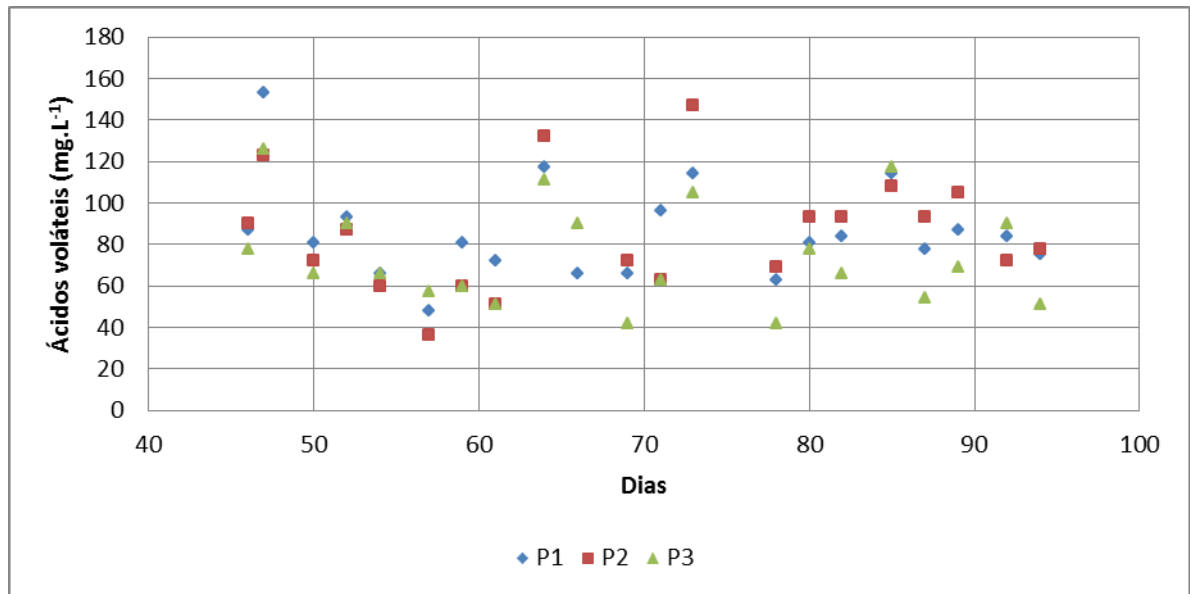
**Figura 33 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase I**



Fonte: Próprio autor.

Assim como no caso da alcalinidade, os ácidos voláteis estão sendo produzidos no 1º compartimento do reator, mas neste caso, pode estar ocorrendo também à produção no 3º compartimento, pois em algumas análises o P3 apresentou valores de ácidos voláteis maiores que o P2. O que também pode ser analisado, é que em muitas análises o P2 apresentou valores maiores que o P3, indicando que a alcalinidade estaria neutralizando os ácidos voláteis produzidos no 2º compartimento, evitando assim o acúmulo de ácidos voláteis e a consequente diminuição drástica do pH. O P1, P2 e P3 obtiveram uma média e desvio padrão de  $86 \pm 23,2$ ;  $85,2 \pm 27,8$  e  $74,8 \pm 24,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Em todos os pontos não ocorreu valores abaixo de  $36 \text{ mg.L}^{-1}$  e nem acima de  $153 \text{ mg.L}^{-1}$ , como pode ser visto na Figura 35.

**Figura 34 - Gráfico com valores de ácidos voláteis na fase I.**



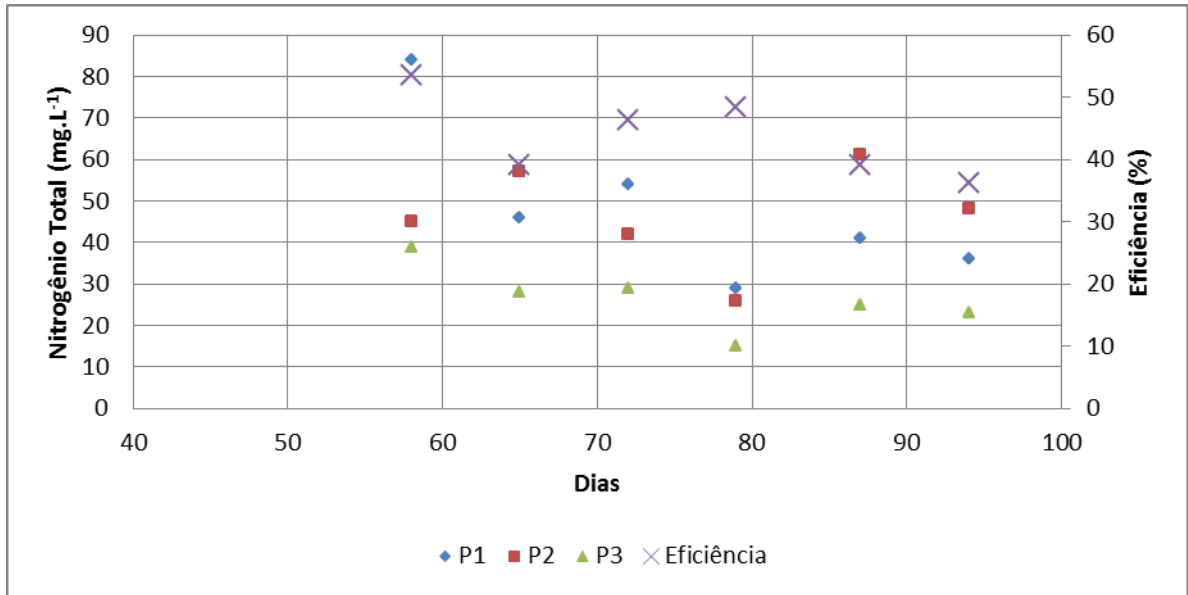
Fonte: Próprio autor.

### Nitrogênio e fósforo

O nitrogênio e o fósforo são os dois nutrientes da composição da biomassa microbiana, e deles dependem a eficiência dos microrganismos para obtenção de energia para síntese (CHERNICHARO, 2007; FORESTI et al., 1999).

A Figura 36 traz os valores do nitrogênio total nesta fase I do experimento. No P1 a média e o desvio padrão do nitrogênio total foram de  $48,3 \pm 19,4 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto no P2 e P3 foram de  $46,5 \pm 12,3$  e  $26,5 \pm 7,8 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. A média e o desvio padrão da eficiência de remoção do nitrogênio total foram de  $43,7 \pm 6,7 \text{ mg.L}^{-1}$ .

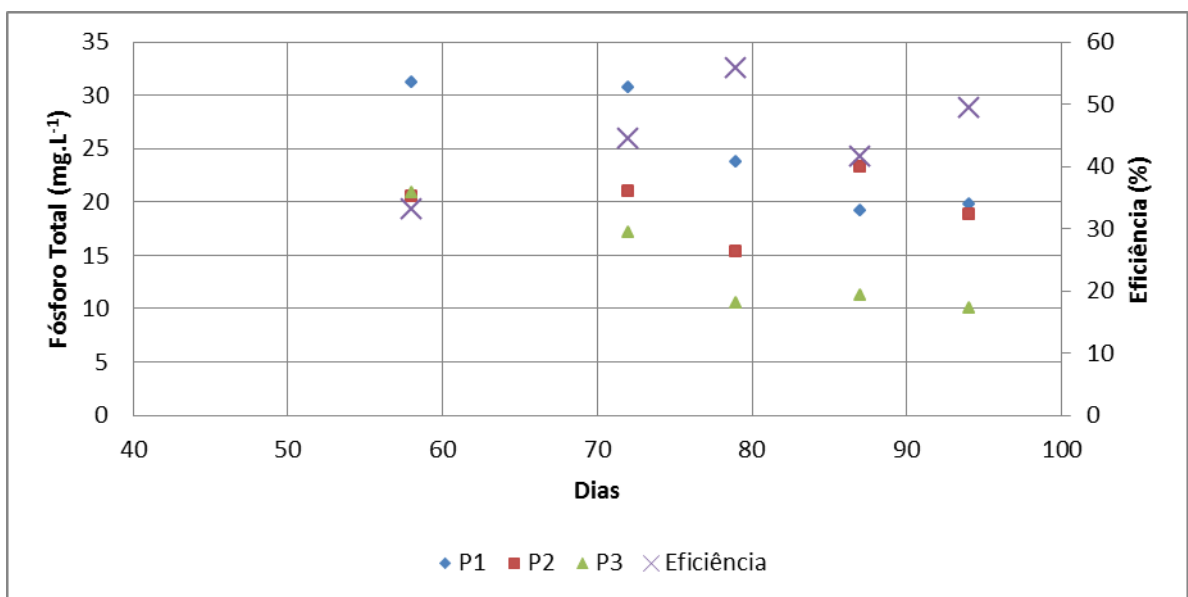
**Figura 35 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase I**



Fonte: Próprio autor.

Outro nutriente associado à digestão anaeróbia é o fósforo. A Figura 37 mostra os valores do fósforo total obtidos na fase I. Os valores obtidos e observados para o fósforo tiveram um comportamento bem semelhante ao nitrogênio, com a diferença que os seus valores estavam em torno da metade dos valores do nitrogênio. No P1, P2 e P3, a média e o desvio padrão foram de  $24,9 \pm 5,7$ ;  $19,8 \pm 2,9$  e  $13,9 \pm 5,8 \text{ mg.L}^{-1}$ . Isso acarretou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $44,9 \pm 8,6 \text{ mg.L}^{-1}$ .

**Figura 36 - Gráfico com valores do fósforo total na fase I.**

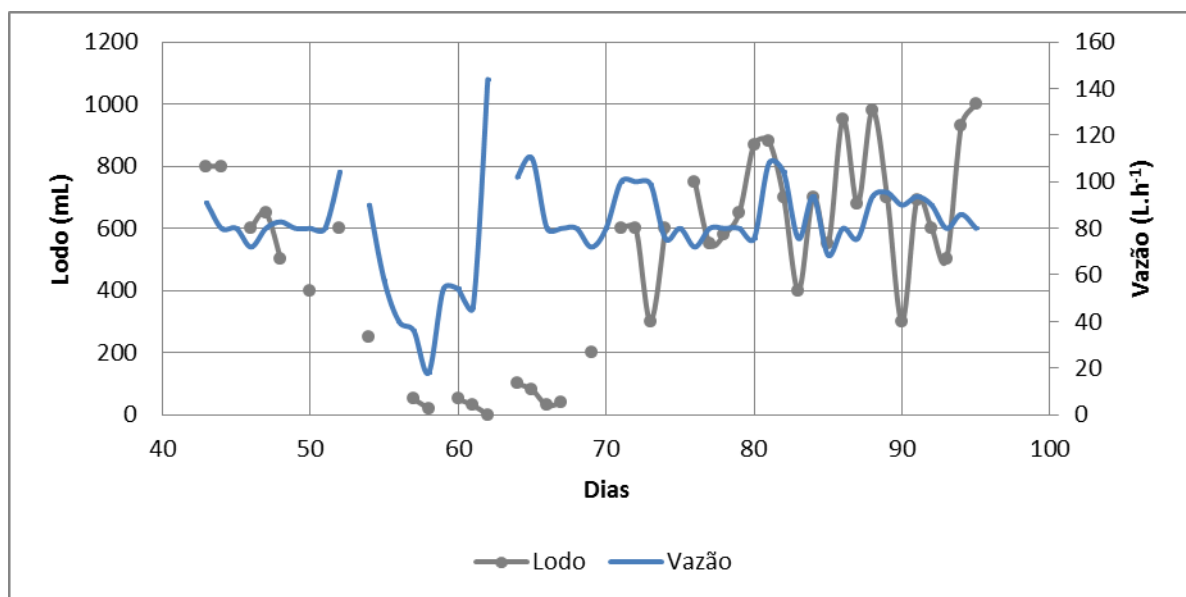


Fonte: Próprio autor.

Lodo e/ou escuma

Como esta nova configuração de reator com câmaras concêntricas têm um ponto de coleta no interior do reator (P2), ela possibilita a remoção do lodo e/ou espuma flotado nessa parte interior. Foi feito a coleta e quantificação desse lodo para averiguar se a oscilação da vazão alteraria a quantidade de lodo e/ou espuma flotado. A Figura 38 traz um gráfico comparativo da vazão e o volume de lodo e/ou espuma coletado no P2, através do gráfico é possível afirmar que altas vazões não causaram o aumento da quantidade de lodo flotado, no período entre o 50º e o 70º dia, mesmo com uma vazão de  $0,144\text{m}^3.\text{h}^{-1}$  a quantidade de lodo coletada esteve entre de 20 e 600mL, enquanto em outros períodos, aonde a vazão esteve próxima de  $0,08\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , o volume de lodo coletado chegou a 1.000mL. A quantidade média e o desvio padrão de lodo coletado foram de  $518,54\pm 298,3\text{mL}$ .

**Figura 37 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e o volume de lodo coletado no interior do reator.**



Fonte: Próprio autor.

Quando se fala em lodo e/ou espuma, é que nesse produto coletado no compartimento sempre havia a presença de uma camada superior com aparência de óleos e graxas (quase sempre em torno de 10% ou menos) e uma camada inferior de lodo granular. A Figura 27 traz uma fotografia do lodo e/ou espuma coletado no P2.

**Figura 38 - Fotografia do lodo e ou espuma coletado no P2**



Fonte: Próprio autor.

### **5.3 Intermediária I**

Após o fim da fase I, deu-se início a transição para a fase II. Na transição utilizou-se o mesmo procedimento da fase preliminar, aonde gradualmente se aumentou a vazão de  $0,08\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  até  $0,12\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ . Como a vazão do reator foi mantida por vertedouros, houve uma dificuldade no controle da mesma, assim ocorreu oscilação da vazão aplicada, não ficando necessariamente no valor requerido. A Tabela 3 traz os valores da vazão média aplicada, a quantidade de dias e as eficiências de remoção da DQO.

**Tabela 3 - Valores aplicados e obtidos na fase intermediária I.**

| Vazão (m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ) | Duração (dias) | E (%) |      |      |
|------------------------------------------|----------------|-------|------|------|
|                                          |                | Min.  | Max. | Méd. |
| 0,1m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>       | 4              | 66,7  | 80,3 | 71,3 |
| 0,15m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>      | 4              | 72,7  | 79,2 | 75,7 |
| 0,12m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>      | 6              | 55,3  | 79,3 | 70   |

Fonte: Próprio autor.

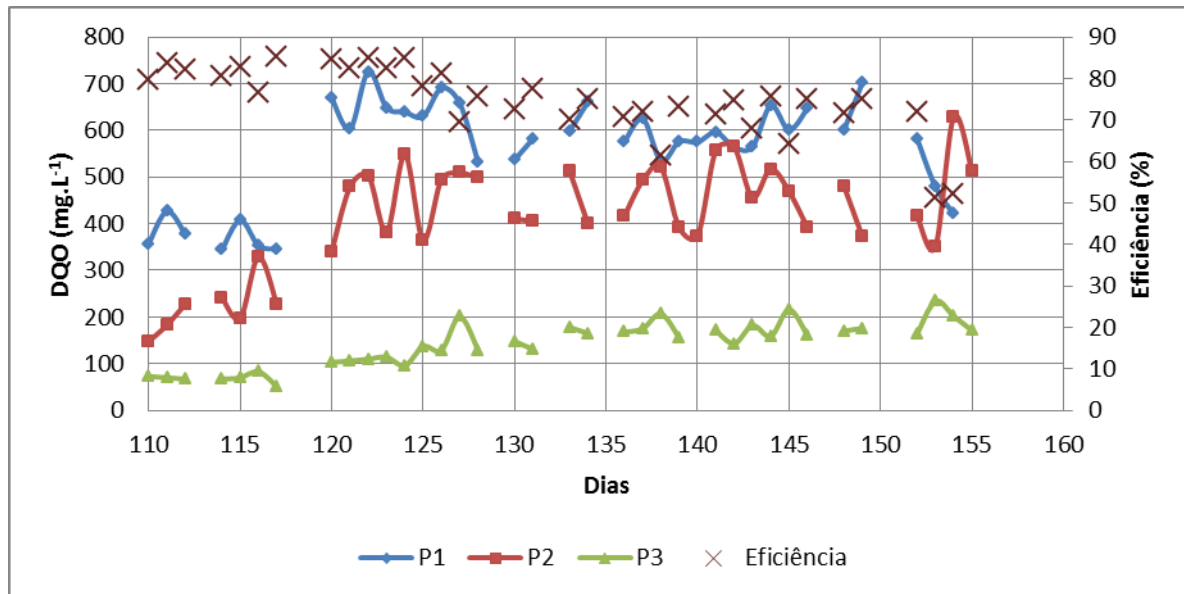
#### 5.4 Fase II

Ao final da transição I, permaneceu-se com a vazão média de 0,12m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> por 50d, sendo esse período atribuído a fase II do experimento.

##### DQO

No início da fase II, os valores de DQO obtidos apresentaram variação de forma semelhante ao primeiro carregamento, com a DQO no P3 abaixo de 100mg.L<sup>-1</sup> e no P1 próximo a 350mg.L<sup>-1</sup>, como pode ser visto na Figuras 40. Esses valores da DQO no P1 e P3 estavam possibilitando uma eficiência de remoção acima de 76,5%, porém após alguns dias de operação com o novo carregamento, a DQO de entrada teve um aumento brusco, passando de uma média de 350mg.L<sup>-1</sup> para 582mg.L<sup>-1</sup>, provavelmente pelas mudanças nas características do esgoto do município, que a princípio poderia ser atribuído ao início das férias escolares. Com o aumento da DQO de entrada, aumentaram-se também as DQO do P2 e P3.

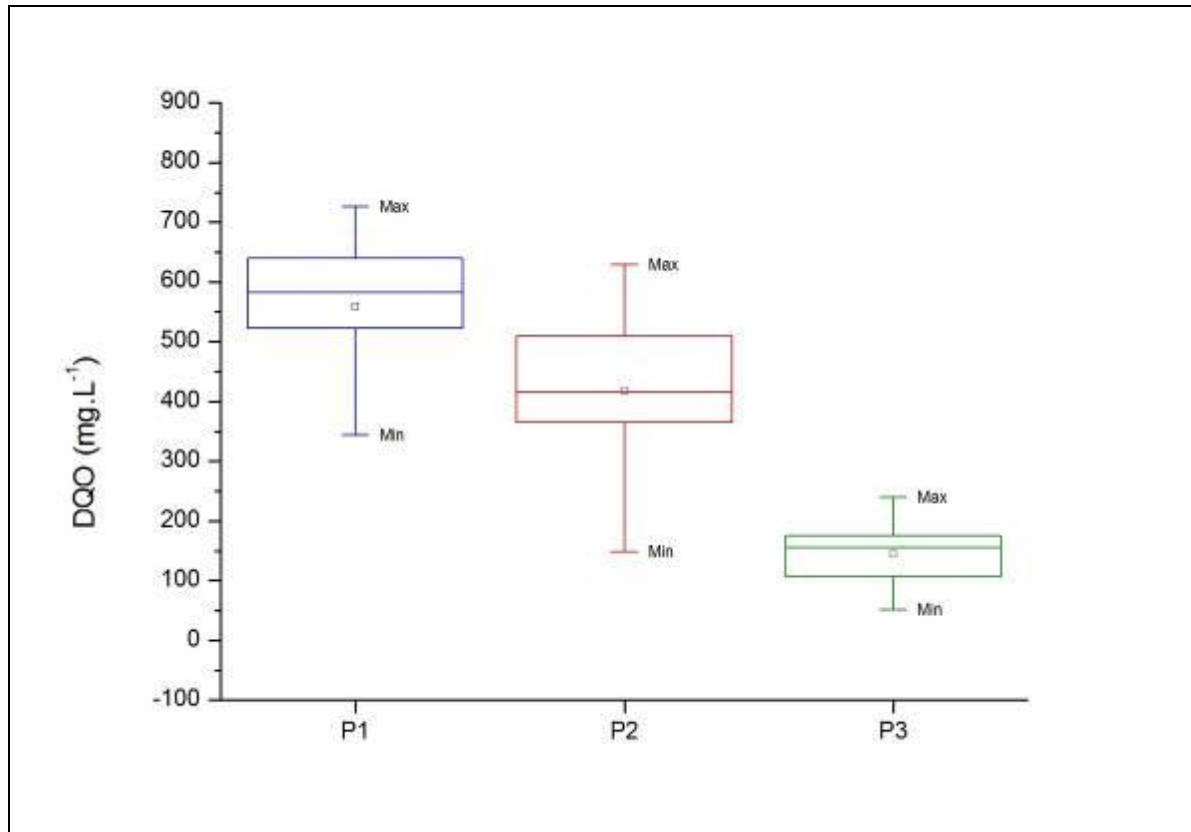
**Figura 39 - Gráfico com valores da DQO na fase II.**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 41 traz o box plot da fase II para os pontos analisados. Durante o período de execução da fase II, o P2 apresentou uma DQO média e desvio padrão de  $417 \pm 117,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , praticamente o dobro em relação a fase I, podendo ser atribuído ao aumento da carga de entrada, ao menor tempo de detenção hidráulica no 1º compartimento e pelo grande arraste de lodo que passou a ocorrer nesse compartimento, sendo inevitável a sua presença na amostra. O ponto 3 apresentou os seguintes valores de DQO: média e desvio padrão de  $144,3 \pm 49,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , mínimo de  $51 \text{ mg.L}^{-1}$  e máxima de  $250 \text{ mg.L}^{-1}$ , valores esse, principalmente a média, superiores a fase I. Apesar do aumento do valor médio da DQO no P3 dessa fase, os valores de remoção de DQO continuaram alto, que a DQO de entrada (P1) também aumentou. O reator chegou a apresentar até 85% de remoção da DQO, uma média e desvio padrão de  $74,2 \pm 8,8\%$ , valores esses maiores do que os observados na fase I, demonstrando que o reator suportou o aumento da vazão e passou a operar com maiores eficiências de remoção.

**Figura 40 - Gráfico de box plot da fase II.**

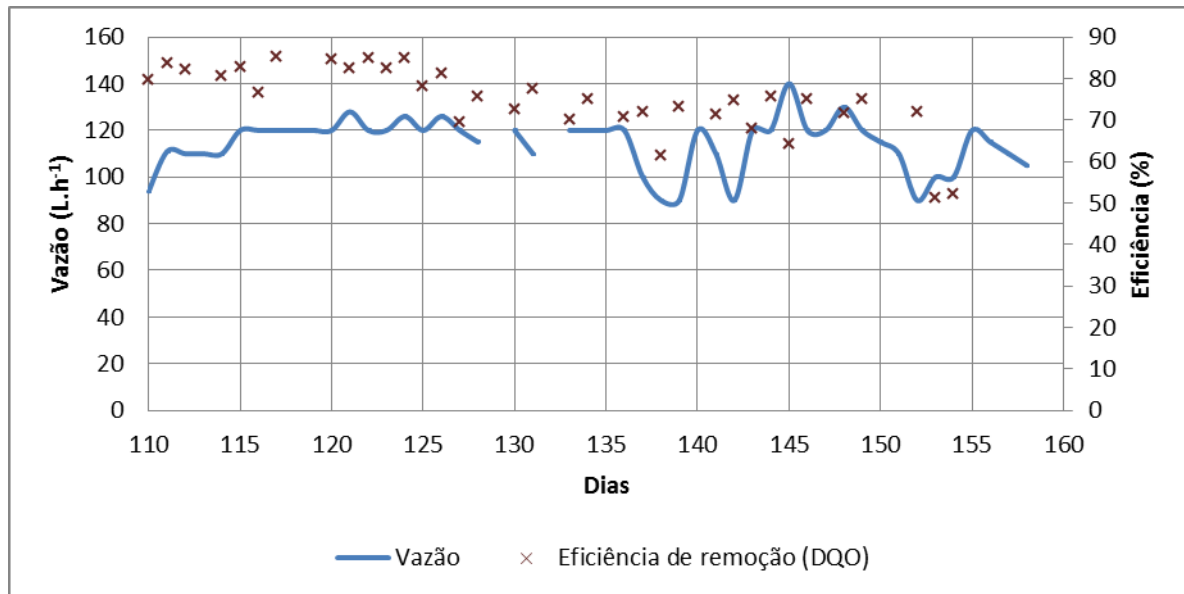


Fonte: Próprio autor.

O aumento da vazão, apesar de diminuir o tempo de detenção hidráulica, pode proporcionar uma maior dispersão da manta de lodo no interior de reator, aumentando a eficiência de remoção, enquanto baixas vazões podem não dispersar essa manta e criar caminhos preferencias do esgoto a ser tratado.

A Figura 42 traz um gráfico comparativo entre a vazão aplicada e as eficiências de remoção da DQO na fase II. No geral houve poucas oscilações drásticas na vazão aplicada, o que resultou em poucos pontos de análise da interferência da oscilação. A média e o desvio padrão da vazão aplicada foi de  $0,113 \pm 0,011 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , chegando a uma vazão mínima de  $0,09 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  e máxima de  $0,14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ . Nos dias de vazão mínima (ocorreram mais de um dia) a eficiência de remoção não esteve abaixo de 70% e no dia de vazão máxima a eficiência de remoção foi de 64%, sendo esse valor abaixo da média na fase I, podendo justificar que o aumentou da vazão diminuiu a eficiência de remoção do reator. Porém a vazão de  $0,14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  ocorreu apenas uma vez, o que dificulta a afirmação de que foi a real interferência na eficiência de remoção.

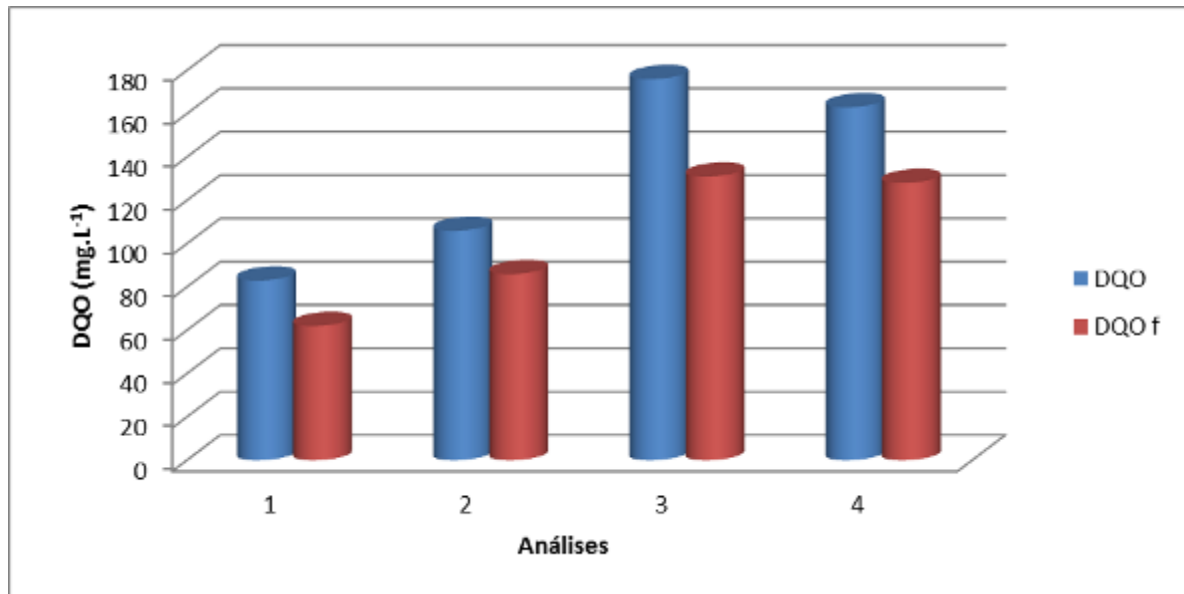
**Figura 41 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e a eficiência de remoção da DQO na fase II.**



Fonte: Próprio autor.

Um fato recorrente na fase II, foi o arraste de lodo no 3º compartimento, o que não ocorreu na fase I, assim gerou maiores diferenças entre a DQO e a DQO<sub>f</sub>, como pode ser visto na Figura 43. A média da DQO nos dia pontuados foi de 132mg.L<sup>-1</sup>, enquanto a DQO<sub>f</sub> teve uma média de 101,7mg.L<sup>-1</sup>, o que gerou uma diferença de 30,3mg.L<sup>-1</sup> (22,5%) entre as médias das duas análises. Diferença essa bem maior do que no caso da fase I, reafirmando o citado fato do recorrente de arraste de lodo no P3. Esse lodo na saída do reator, tinha características diferentes do lodo do 1º compartimento, pois era um lodo bem disperso, fino, leve e no caso do lodo presente no 2º compartimento era uma aparência mais granular, mais concentrado.

**Figura 42 - Gráfico comparativo entre a DQO e a DQO<sub>f</sub> na fase II**



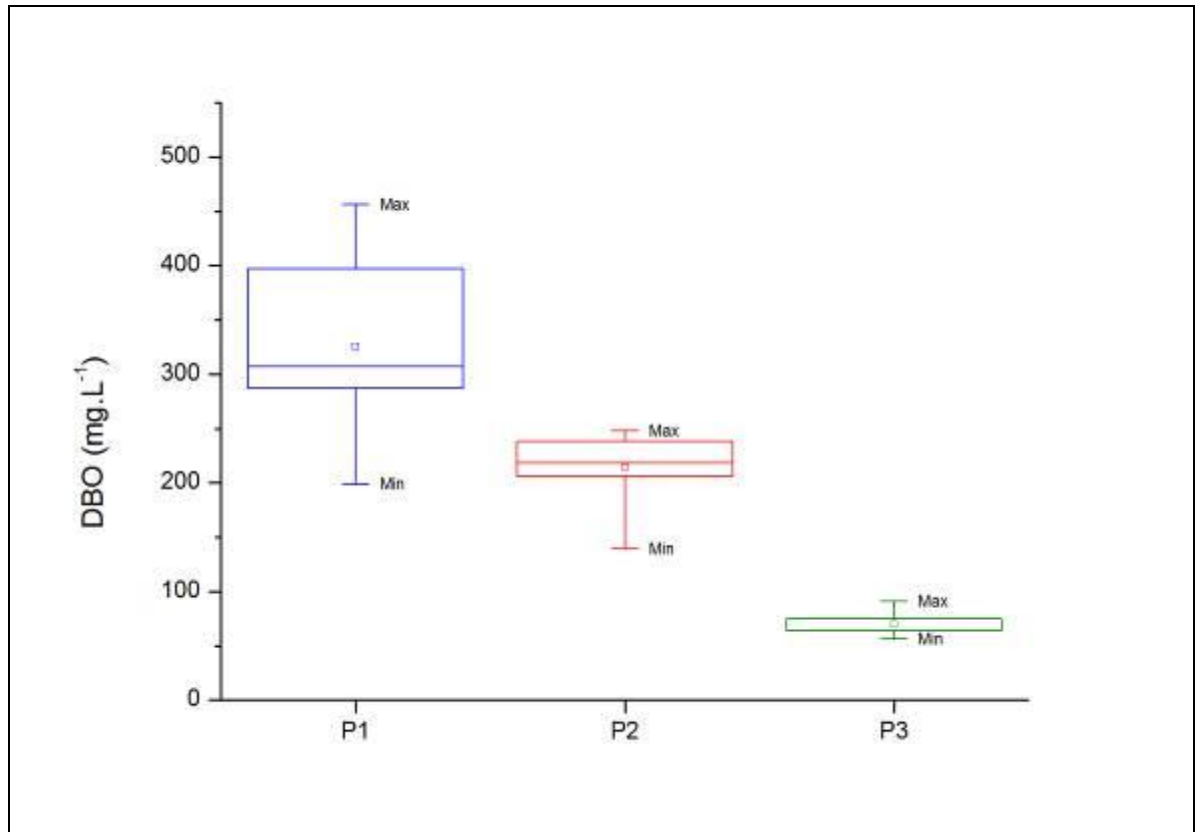
Fonte: Próprio autor.

Em virtude desse arraste de lodo na saída do 3º compartimento, foi suposta a possibilidade da massa biológica do reator estar em excesso e procedeu-se com o descarte de lodo no 1º e 3º compartimento. A operação de descarte ocorreu no 128º dia de operação do reator, com o descarte de 60L do 3º compartimento e 15L do 2º compartimento, todavia o descarte não resultou na diminuição de arraste de lodo na saída do reator, evidenciando assim que o arraste ocorreu pela maior velocidade ascensional do esgoto, não possibilitando a sedimentação do lodo.

### DBO

A DBO nesta fase II teve um aumento no P1, mas não significativo como no caso da DQO. Para o P2 o aumento já foi maior do que do P1 e no caso do P3 houve uma diminuição da DBO. A Figura 44 traz o gráfico de box plot da fase II, com os valores mínimos, médios e máximos da DBO. O P3 apresentou uma média e desvio padrão de  $325,5 \pm 89 \text{ mg.L}^{-1}$ , com valores mínimos e máximos de 199 e  $456 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. A média e o desvio padrão do P2 foi de  $214,3 \pm 39 \text{ mg.L}^{-1}$ , com um valor mínimo de  $139 \text{ mg.L}^{-1}$  e máximo de  $248 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto o P3 apresentou uma média e desvio padrão de  $69,5 \pm 12 \text{ mg.L}^{-1}$ , mínimo e máximo de  $56 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $91 \text{ mg.L}^{-1}$ .

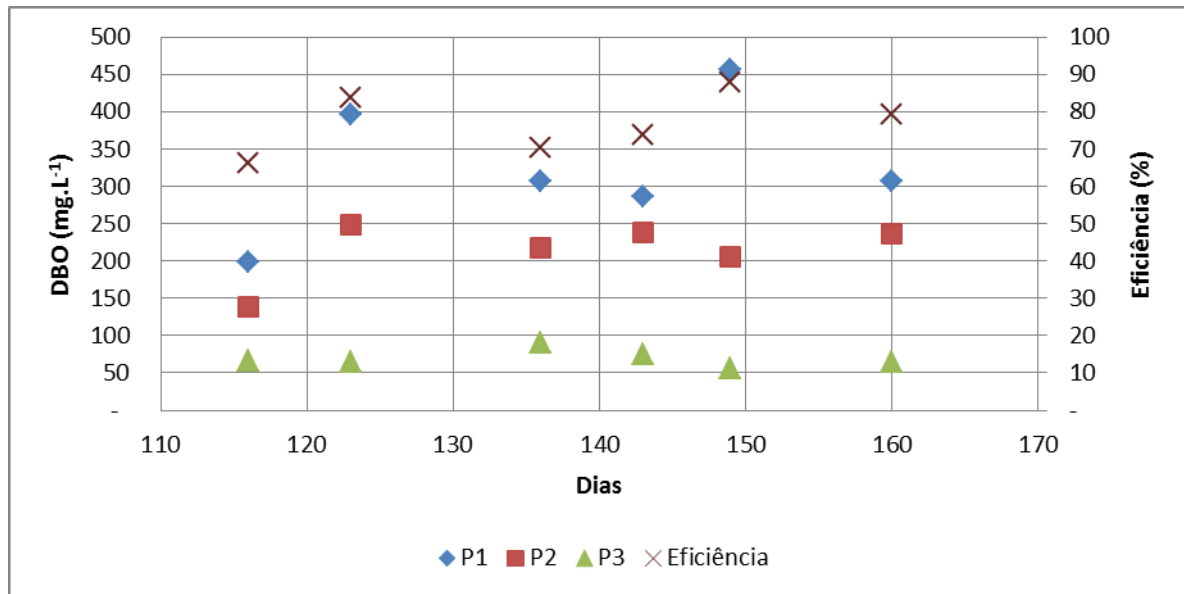
**Figura 43 - Gráfico de box plot da DBO na fase II**



Fonte: Próprio autor.

Essa manutenção da carga no P1 e diminuição no P3 resultaram em melhores eficiências de remoção para a fase II, quando comparada com a fase I. A média e o desvio padrão da eficiência de remoção foram de  $76,9 \pm 8,2\%$ , com um mínimo de 66%, chegando a 88% de eficiência de remoção. A remoção mínima ocorreu na primeira análise de DBO para a fase II, como pode ser visto na Figura 45, fato é que nessa análise a DBO do P1 foi abaixo da média, por isso resultou em baixa remoção.

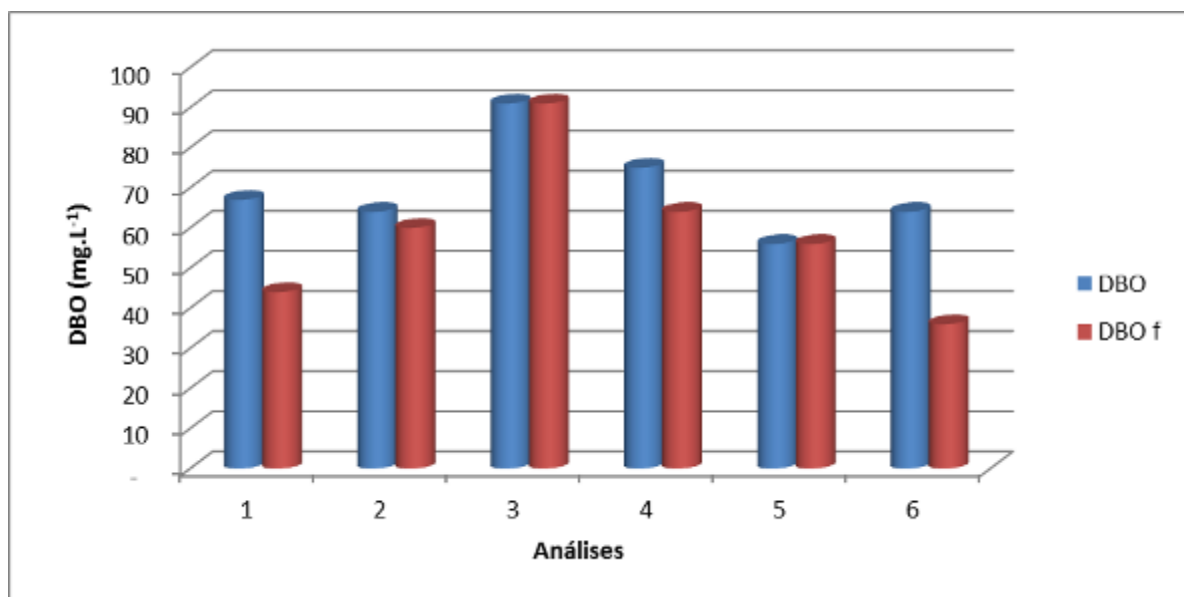
**Figura 44 - Gráfico com valores da DBO na fase II.**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 46 traz um gráfico comparativo entre a DBO e a  $DBO_f$ . Em todos os dias que foram feitas análises de DBO na fase II, foram feitas também as análises de  $DBO_f$  e sua média foi de  $58,5\text{mg.L}^{-1}$ , enquanto da DBO foi de  $69,5\text{mg.L}^{-1}$ , gerando uma diferença de  $11\text{mg.L}^{-1}$  (16%). Diferença essa menor do que a da fase I, podendo indicar que não estaria ocorrendo arraste de sólidos nesta fase, entretanto as análises da DQO indicaram esse arraste, além do dia a dia ter apresentado esse arraste visualmente.

**Figura 45 - Gráfico comparativo entre a DBO e a  $DBO_f$ .**



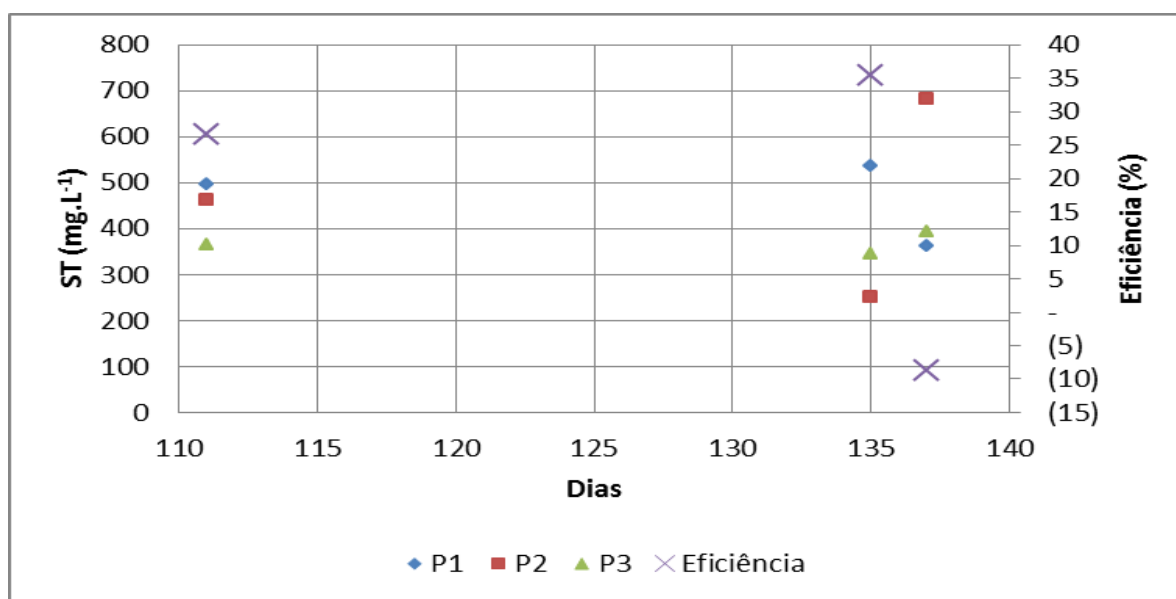
Fonte: Próprio autor.

### Série de sólidos

Na fase II a série de sólidos foi realizada apenas três vezes, pois houve problemas com a mufla, impossibilitando a execução das análises. A baixa quantidade de dados diminui a confiabilidade dos dados, mas mesmo assim os dados serão apresentados.

A Figura 47 contém o gráfico com valores dos ST na fase II, o P1 apresentou uma média e desvio padrão de  $497 \pm 90,3 \text{ mg.L}^{-1}$ , o P2 de  $462 \pm 216 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $365 \pm 24,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $27 \pm 23,4\%$ . O mínimo de remoção apresentada foi de  $-8,8\%$  e o máximo foi de  $35,3\%$ , enquanto os mínimos e máximos de concentrações de ST no P1 foram de 363 e  $535 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 346 e  $395 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Apesar da pouca quantidade de dados para uma análise dos dados, houve uma diminuição da eficiência de remoção dos ST quando comparado com a fase I, o que era esperado devido ao aumento da vazão e consequente arraste de lodo.

**Figura 46 - Gráfico com valores dos ST na fase II**

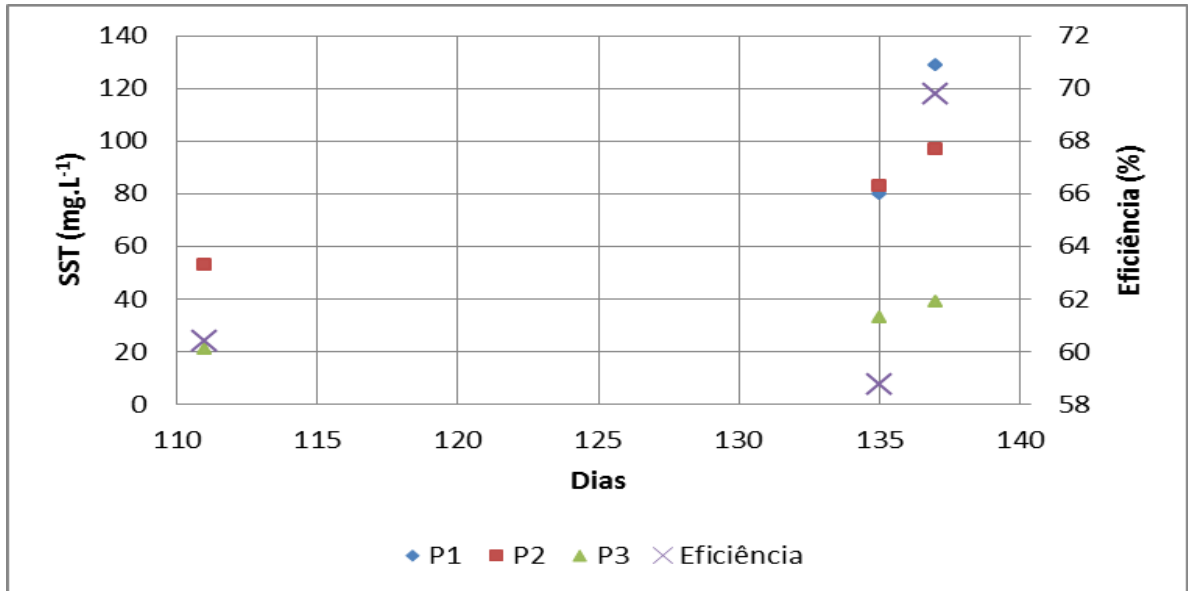


Fonte: Próprio autor.

Os valores dos SST apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $80 \pm 38,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $83 \pm 22,5 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $33 \pm 9,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , acarretando em uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $60,4 \pm 5,9\%$ . A Figura 48 traz os valores dos SST na fase II, o mínimo de remoção apresentada foi de  $58,7\%$  e o máximo foi de  $69,8\%$ , enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST

no P1 foram de 53 e 129mg.L<sup>-1</sup>, no P3 foram de 21 e 39mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. No caso dos SST, os valores praticamente foram iguais aos da fase I, com a mesma eficiência de remoção, que em ambas as fases foram de 60,4%.

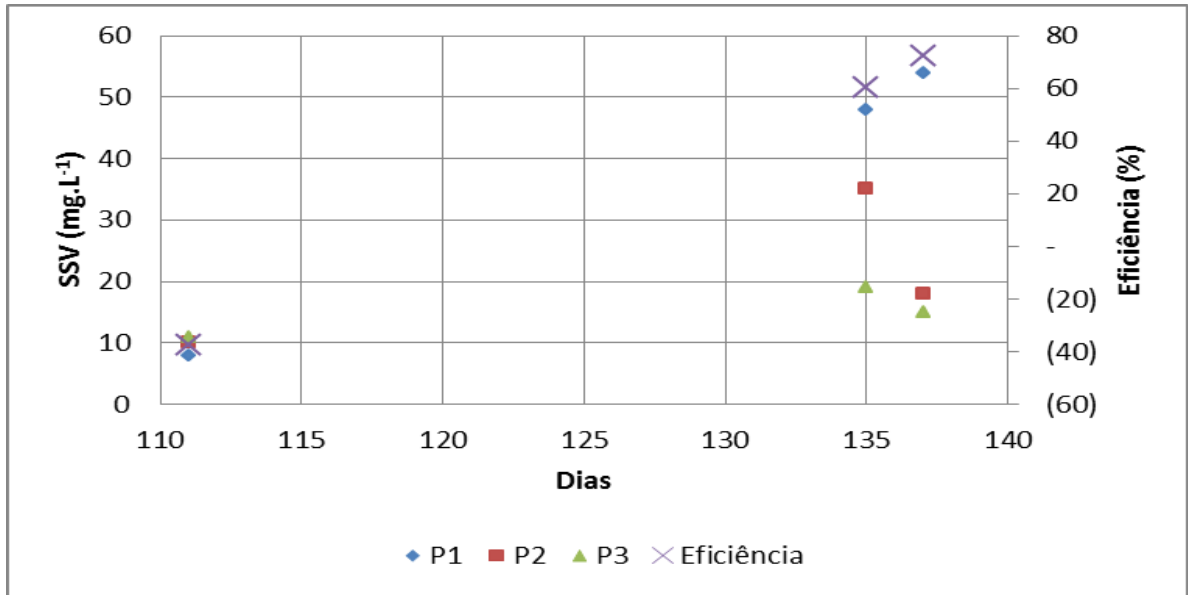
**Figura 47 - Gráfico com valores dos SST na fase II**



Fonte: Próprio autor.

Os valores dos SSV apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de 48±25mg.L<sup>-1</sup>, no P2 de 18±12,8mg.L<sup>-1</sup> e no P3 de 15±4mg.L<sup>-1</sup>, configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de 60,4±60,2%. A Figura 49 traz os valores dos SSV na fase II, o mínimo de remoção apresentada foi de -37,5% e o máximo foi de 72,2%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SSV no P1 foram de 8 e 54mg.L<sup>-1</sup>, no P3 foram de 11 e 19mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Quando comparado com a fase I, os valores dos SSV no P3 apresentara um leve aumento na sua concentração, o que acarretou numa diminuição na eficiência de remoção.

**Figura 48 - Gráfico com valores dos SSV na fase II**



Fonte: Próprio autor.

Os valores dos SSF geraram a média e desvio padrão nos P1, P2 e P3 de  $45 \pm 22,1$ ;  $48 \pm 19,5$  e  $14 \pm 7,2 \text{ mg.L}^{-1}$ , gerando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $68 \pm 10,8\%$ . A comparação com a fase I permite afirmar que houve aumento da concentração no P1 e P2, diminuição no P3 e consequente aumento da eficiência de remoção. Quanto aos sólidos sedimentáveis, ocorreu aumento da concentração no P3, que apresentou média e desvio padrão de  $0,01 \pm 0,005 \text{ mL.L}^{-1}$ . No estudo de Povinelli (1994) que cita van Haandel e Lettinga (1992), ambos apresentaram no início do reator UASB ausência de sólidos sedimentáveis no efluente; e após certo tempo sucedeu o aumento dos mesmos, devido à saturação da manta de lodo.

A Tabela 4 apresenta os valores dos SSF e dos sólidos sedimentáveis na fase II.

Tabela 4 - Valores dos SSF e Sólidos Sedimentáveis na fase II

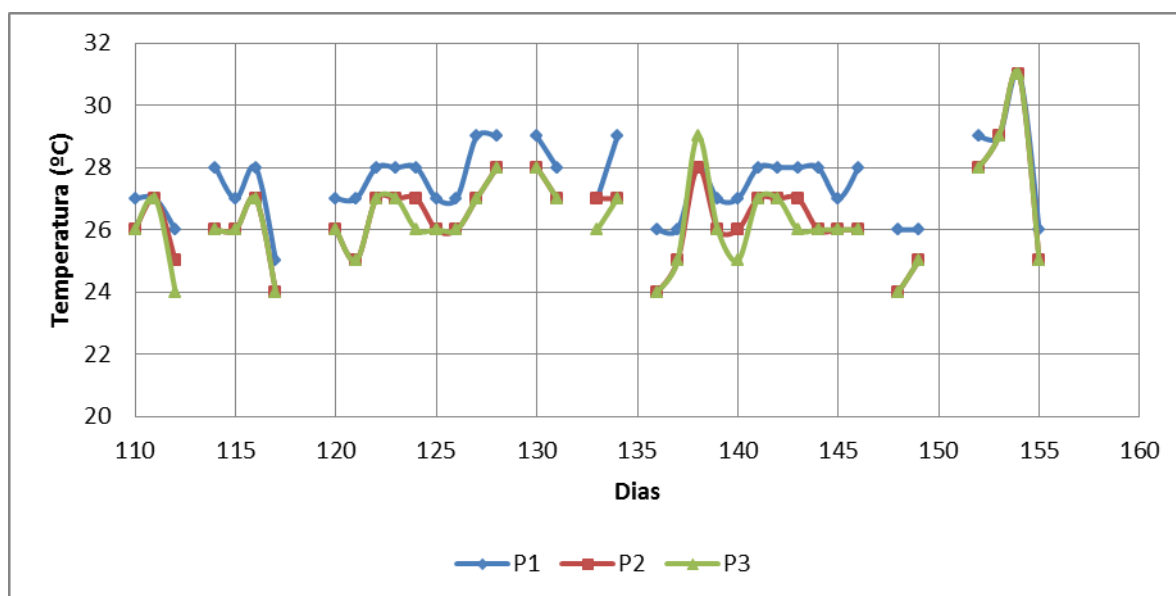
| Análise                          | P1      | P2      | P3         | E (%)   |
|----------------------------------|---------|---------|------------|---------|
| <b>SSF (mg.L<sup>-1</sup>)</b>   | 45±22,1 | 48±19,5 | 14±7,2     | 68±10,8 |
| <b>SSed. (mL.L<sup>-1</sup>)</b> | -       | -       | 0,01±0,005 | -       |

Fonte: Próprio autor.

### Temperatura

A Figura 50 demonstra os valores da temperatura na fase II, a temperatura teve um leve aumento em todos os pontos amostrados, quando comparado com a fase I. A média e o desvio padrão da temperatura no P1, P2 e P3 foram 27,6±1,3; 26,6±1,5 e 26,5±1,6°C, respectivamente. Com um mínimo de 24°C e máximo de 31°C em todos os pontos.

Figura 49 - Gráfico com valores da temperatura na fase II.

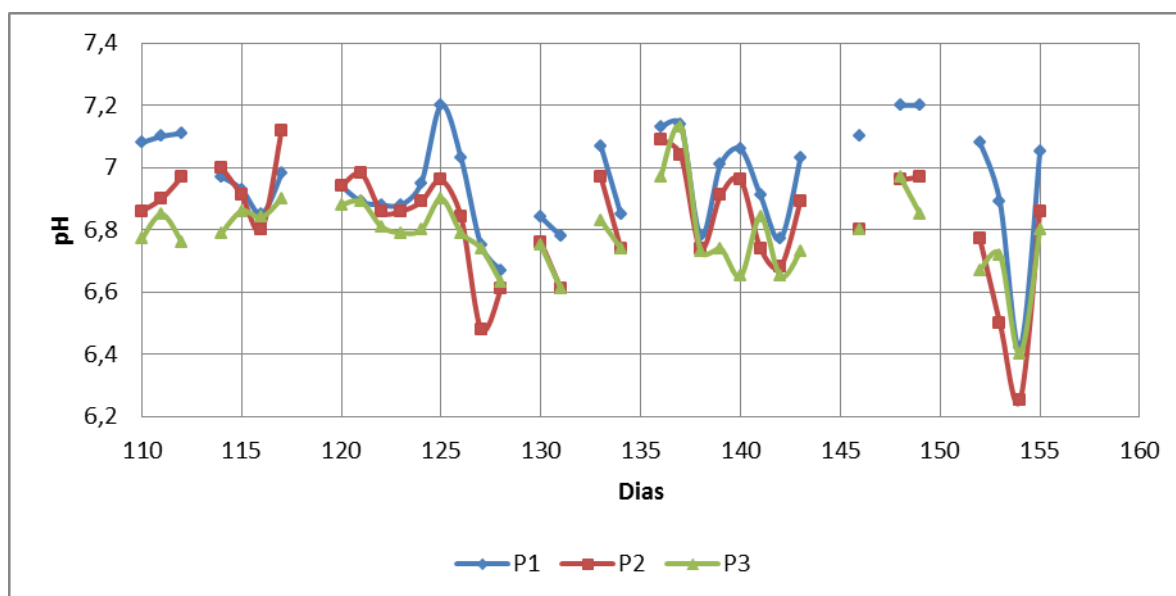


Fonte: Próprio autor.

pH, alcalinidade e ácidos orgânicos voláteis

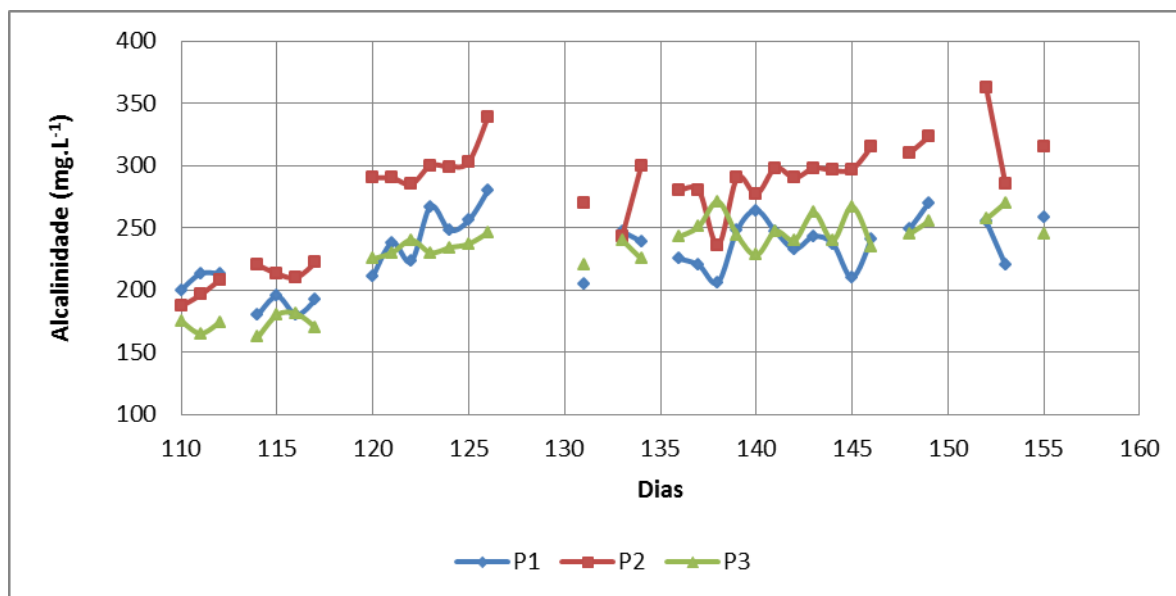
O pH, assim como a temperatura, apresentou pouca diferença em relação a fase I, como pode ser averiguado na Figura 51. A média e o desvio padrão do P1 foi de  $6,95 \pm 0,17$ ; com mínimo de 6,42 e máximo de 7,2. O P2 teve uma média e desvio padrão de  $6,82 \pm 0,19$ ; mínimo e máximo de 6,25 e 7,12; respectivamente. Enquanto a média e desvio padrão do P3 foram de  $6,78 \pm 0,13$ , com o valor mínimo de 6,4 e máximo de 7,12. Os valores mínimos estiveram abaixo da faixa recomendada para a digestão anaeróbia, como no caso do 154º dia de operação, nesse dia foi registrada uma remoção de 52% da DQO, valor bem abaixo da média durante a fase II, que foi de 74%. O que pode ter representado a inibição dos microrganismos da manta de lodo.

**Figura 50 - Gráfico com valores do pH na fase II**



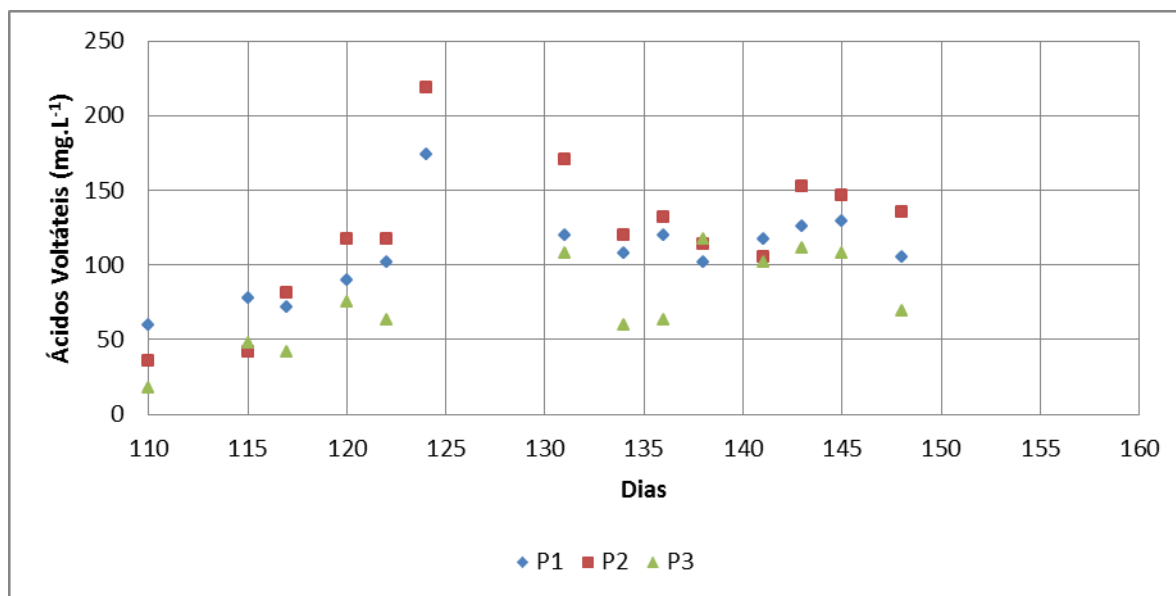
Fonte: Próprio autor.

A alcalinidade apresentou valores diferentes da fase I, a média e o desvio padrão foi de  $230 \pm 26,2 \text{ mg.L}^{-1}$  no P1,  $276,3 \pm 42,7 \text{ mg.L}^{-1}$  no P2 e  $230,3 \pm 32,4 \text{ mg.L}^{-1}$  no P3. Pela Figura 52 é possível notar essa diferença de uma forma mais nítida foi a partir do 120º dia de operação, o que corresponde com as mudanças das características do esgoto citada na DQO, onde houve um aumento da carga orgânica de entrada. Os valores de alcalinidade de entrada aumentaram e consequentemente, nos pontos de amostragem subsequentes. Assim como no caso da fase I, a alcalinidade estava sendo produzida no 1º compartimento e consumida no 3º, porém nem toda alcalinidade era consumida, o que não resultou em grandes interferências no pH.

**Figura 51 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase II**

Fonte: Próprio autor.

Os valores de ácidos voláteis estão representados na Figura 53, a média e o desvio padrão do P1 foi de  $108,4 \pm 27,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , mínimo e máximo de 60 e  $174 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. No P2 a média e desvio padrão foi de  $121,4 \pm 46 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto no P3 foi de  $77,8 \pm 30,8 \text{ mg.L}^{-1}$ . O P3 chegou a apresentar um valor mínimo de  $18 \text{ mg.L}^{-1}$ , e máximo de  $117 \text{ mg.L}^{-1}$ . Quando se compara com a fase I, os ácidos voláteis passaram a ter uma padronização mais enfática, é possível notar que quase sempre o P2 possuía os maiores valores e o P3 os menores, indicando que estaria sendo produzidos ácidos no 1º compartimento e os mesmos estavam sendo neutralizados pela alcalinidade nos compartimentos posteriores.

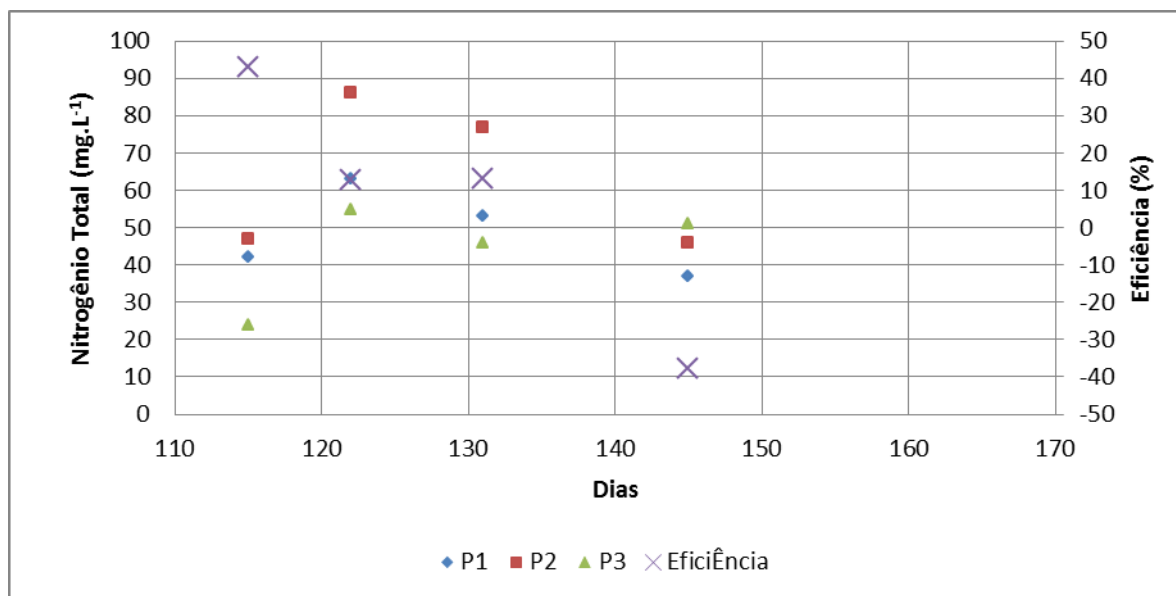
**Figura 52 - Gráfico com valores dos ácidos voláteis na fase II.**

Fonte: Próprio autor.

### Nitrogênio e fósforo

O nitrogênio no P1 apresentou uma média e desvio padrão semelhante à fase anterior, com um valor de  $46,4 \pm 11,34 \text{ mg.L}^{-1}$ , seu mínimo e máximo foram de 37 e  $63 \text{ mg.L}^{-1}$ . O P2 obteve valores bem maiores do que a fase anterior, a média e desvio padrão na fase II foi de  $66,2 \pm 18,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto na fase I foi de  $46,5 \pm 12,35 \text{ mg.L}^{-1}$ . Essa diferença no P2 está associada ao arraste de lodo que passou a ter no 2º compartimento, aonde era inevitável a presença de lodo nas amostras. Para o P3 também houve mudanças, a média e o desvio padrão passou de  $26,5 \pm 7,8 \text{ mg.L}^{-1}$  para  $46,6 \pm 13,3 \text{ mg.L}^{-1}$ , o que representou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção em  $-4,6 \pm 40\%$ . A eficiência negativa indica que o P3 chegou a apresentar valor de concentração maior que o P1, mas ao analisar a Figura 54 é notável que tal fato ocorreu uma vez.

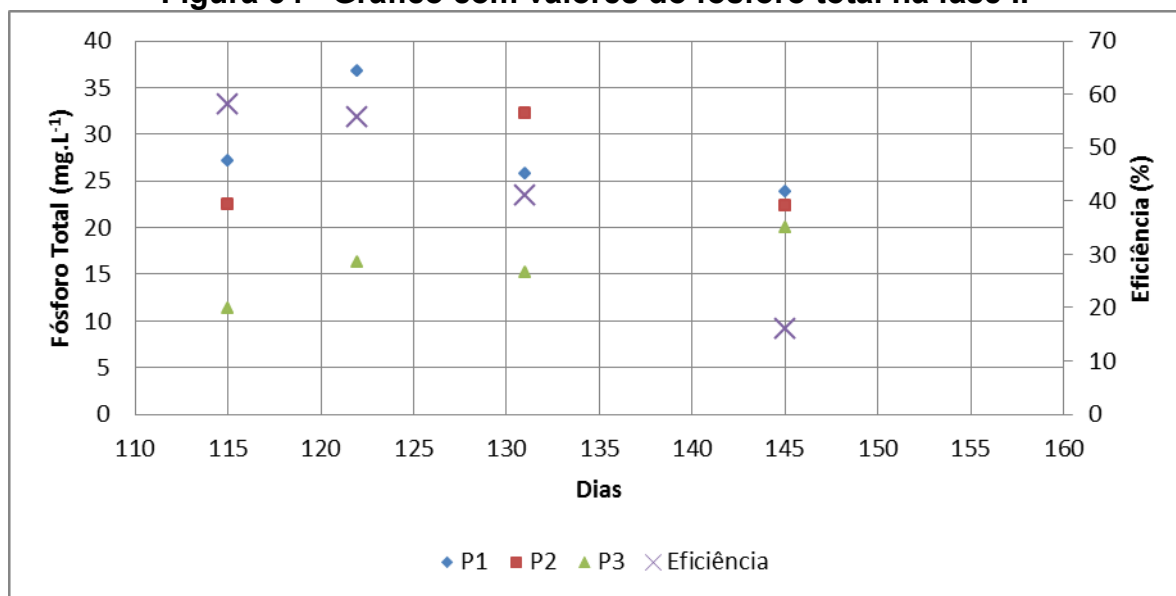
**Figura 53 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase II.**



Fonte: Próprio autor.

O fósforo total seguiu a mesma tendência do nitrogênio total, chegando a apresentar uma eficiência de remoção negativa e valor médio no P2 superior ao P1 e P3, como indica a Figura 55. A média e desvio padrão no P1, P2 e P3 foram de  $34,7 \pm 15$ ,  $52,5 \pm 53,8$  e  $28,6 \pm 28,9 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. A média da eficiência de remoção e desvio padrão foram de  $27,5 \pm 37\%$ , com remoção mínima de  $-33,3\%$  e máxima de  $58\%$ . Nessa questão dos nutrientes, já é notório que os reatores anaeróbios tem baixas eficiências de remoção de nutrientes, assim o RUC segue a linhas dos seus similares, mas o fato é que as concentrações de nutrientes está dentro do esperado para que ocorra a digestão anaeróbia.

**Figura 54 - Gráfico com valores do fósforo total na fase II**

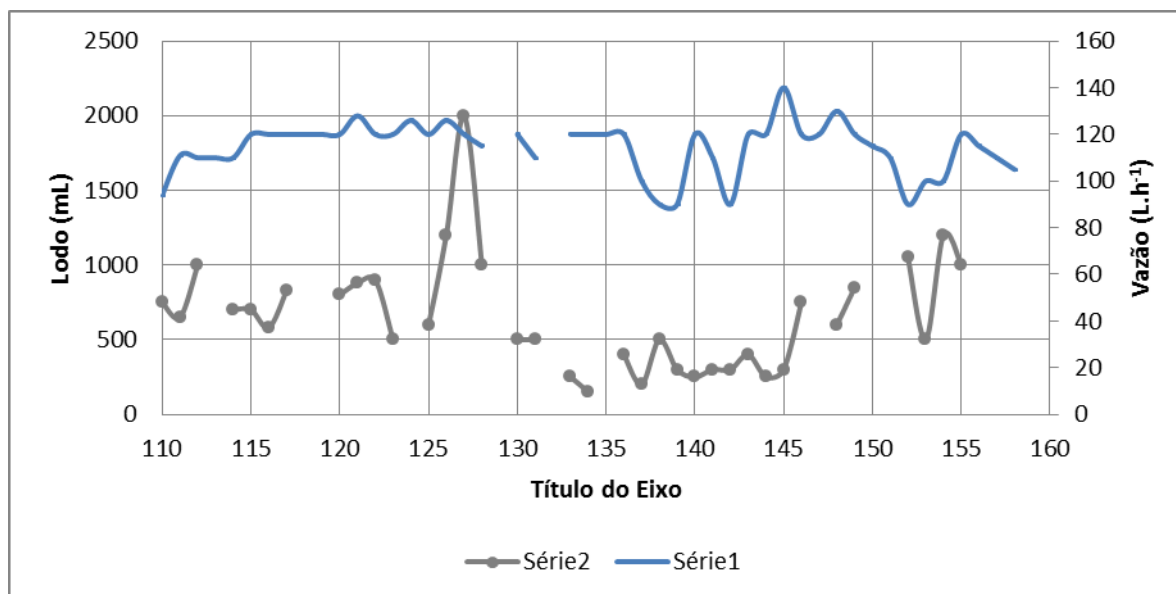


Fonte: Próprio autor.

### Lodo e espuma

O lodo e/ou espuma coletado na fase II, como já citado, esteve presente no P2 de uma forma diferente da fase II, pois nesta fase era difícil separar o lodo da amostra, de modo que o lodo gerou interferência em algumas análises. A média e o desvio padrão de lodo coletado foram de  $666,8 \pm 373,9$  mL, com um mínimo de 150 mL e máximo de 2000 mL, a vazão apresentou uma média e desvio padrão de  $0,11 \pm 0,01$  m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> e mínimo e máximo de 90 e 140 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, respectivamente. A vazão não apresentou muitos picos de oscilação, o que dificulta uma comparação com a coleta de lodo no ponto de amostragem, aparentemente a vazão pouco interferiu na amostragem de lodo. Através da Figura 56 é possível nota que o volume de lodo coletado nas proximidades do 123º dia de operação teve um pico, chegando a 2000 mL, após o pico os volumes amostrados ficaram abaixo da média até o 145º, o que está associado com a operação de descarte de lodo ocorrida no 128º dia.

**Figura 55 - Gráfico comparativo entre a vazão aplicada e o volume de lodo coletado**



Fonte: Próprio autor.

## 5.5 Intermediária II

A transição da fase II para a fase III teve a duração de 15d e constou na transição da vazão de  $0,12$  para  $0,16\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ . A cada 5d se aumentou a vazão em  $0,01\text{m}^3.\text{h}^{-1}$  até se chegar a vazão requerida, porém nesta fase intermediária quando se chegou na vazão requerida, passou a ser considerado como a fase III. A Tabela 5 traz os valores da vazão média aplicada, a quantidade de dias e as eficiências de remoção da DQO.

**Tabela 5 - Valores aplicados e obtidos na fase intermediária II**

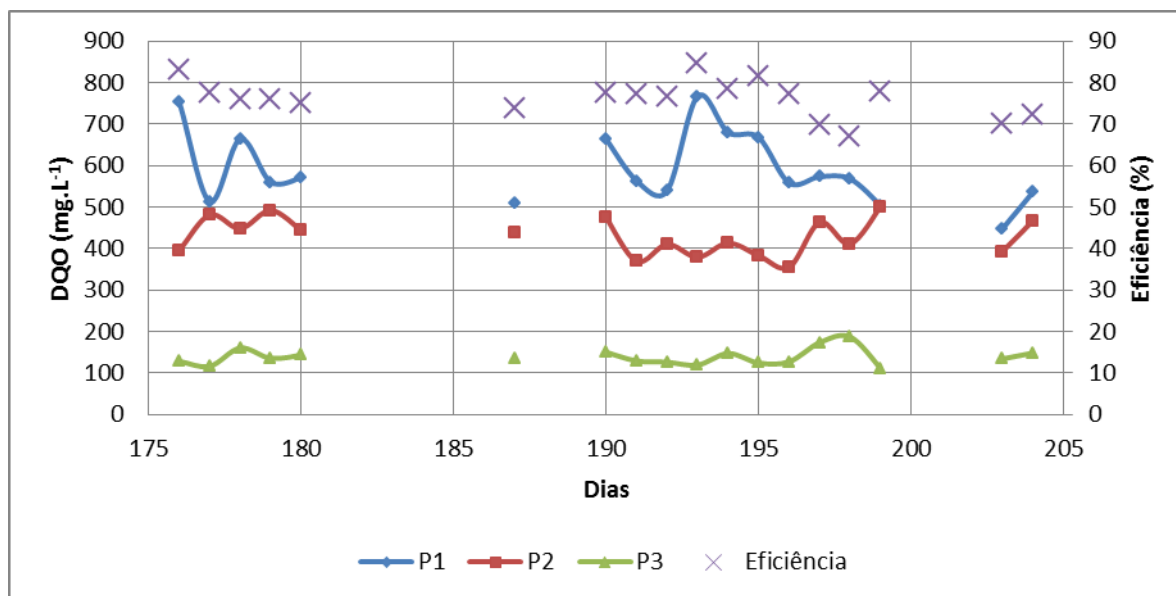
| Vazão ( $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ ) | Duração (dias) | E (%) |      |      |
|--------------------------------------|----------------|-------|------|------|
|                                      |                | Min.  | Max. | Méd. |
| $0,13\text{m}^3.\text{h}^{-1}$       | 5              | 63,6  | 68,8 | 66,6 |
| $0,14\text{m}^3.\text{h}^{-1}$       | 5              | 60,2  | 75,4 | 67,9 |
| $0,15\text{m}^3.\text{h}^{-1}$       | 5              | 69    | 75,2 | 72   |

Fonte: Próprio autor

### 5.6 Fase III (interrompida)

A fase III foi iniciada com uma alta eficiência de remoção (83%), e manteve boas eficiências de remoção por 5d, porém no 181º dia de operação do reator, que corresponde ao 6º dia desta fase, houve problema na operação do reator, aonde não estava mais sendo fornecido esgoto ao experimento. O experimento ficou parado por 6d até que se descobrisse o motivo da falta de esgoto e foi averiguado um entupimento da tubulação que conectava as tubulações da estação elevatória municipal ao experimento. No 187º dia de operação foi possível ativar novamente o experimento, retornando com boas eficiências de remoção, porém novamente houve problemas com o sistema de fornecimento de esgoto para o experimento. No 200º dia, a bomba que recalrava o esgoto do tanque de equalização para a caixa de nível, começou a apresentar baixa eficiência para recalcar o esgoto. A partir desse dia passou-se a ter dificuldades para manter a vazão requerida, uma vez que a cada dia, menos esgoto estava chegando à caixa de nível, até o momento em que a bomba não mais recalcou esgoto para a caixa de nível e foi feita a interrupção do experimento.

A fase III acabou transcorrendo num período de 28d, sendo que a programação para cada fase seria de no mínimo 50d, de modo a permitir a estabilização do RUC e obter dados confiáveis. Assim essa fase acabou sendo refeita após a reativação do reator. Mesmo com os vários problemas ocorrido nessa fase é possível averiguar na Figura 57 que boas eficiências de remoção, a eficiência média e desvio padrão da DQO foi de  $76,2 \pm 4,5\%$ , com eficiência mínima de 67% e máxima de 84,5%. A média e o desvio padrão da DQO no P1, P2 e P3 foram  $591 \pm 88,2$ ;  $428,8 \pm 44,9$  e  $138,4 \pm 19,9 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente.

**Figura 56 - Gráfico com valores da DQO na fase III (interrompida)**

Quanto aos valores como pH, alcalinidade, ácidos voláteis, temperatura, nitrogênio e fósforo, foram averiguadas poucas diferenças em relação a fase II, por isso os valores médios e desvio padrão, juntamente com a eficiência de remoção dos mesmos, estão apresentados resumidamente na Tabela 6.

**Tabela 6 - Valores da eficiência de remoção, média e desvio padrão da fase III (interrompida).**

| Análise                                     | P1         | P2         | P3         | E (%)     |
|---------------------------------------------|------------|------------|------------|-----------|
| <b>T (°C)</b>                               | 26,3±0,9   | 25,2±1     | 24,9±1,1   | -         |
| <b>pH</b>                                   | 6,98±0,1   | 6,95±0,13  | 6,84±0,08  | -         |
| <b>Alcalinidade (mg.L<sup>-1</sup>)</b>     | 232,3±21,5 | 242,4±16,3 | 209,8±19,7 | -         |
| <b>Ácidos Voláteis (mg.L<sup>-1</sup>)</b>  | 105±12,4   | 114,5±19,8 | 57±24,4    | -         |
| <b>Nitrogênio total (mg.L<sup>-1</sup>)</b> | 77,3±23,7  | 85,7±23    | 41,3±9,5   | 45±9,2    |
| <b>Fósforo total (mg.L<sup>-1</sup>)</b>    | 28,7±4,1   | 28,4±2,9   | 17,9±0,9   | 36,3±11,7 |

Fonte: Próprio autor.

### 5.7 Intermediária III (Repartida)

Com o problema da bomba de recalque, o experimento ficou parado por um período de 77d, foi feita a substituição da bomba por outra e prosseguiu-se com o experimento. Porém foi feito novamente uma repartida do reator, considerando assim esta fase como a intermediária III (repartida). O reator foi reiniciado com uma vazão de  $0,06\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , assim como nos outros casos houve uma dificuldade em se manter essa vazão e nos dois dias posteriores a vazão foi de  $0,03\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , chegando a uma eficiência de remoção da DQO de 74,4%. Nos 6d posteriores a vazão foi mantida numa média de  $0,1\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , com eficiências de remoção de até 73,4%, a cada dia foi aumentada a vazão até as proximidades de  $0,16\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , dando um total de 17d de repartida.

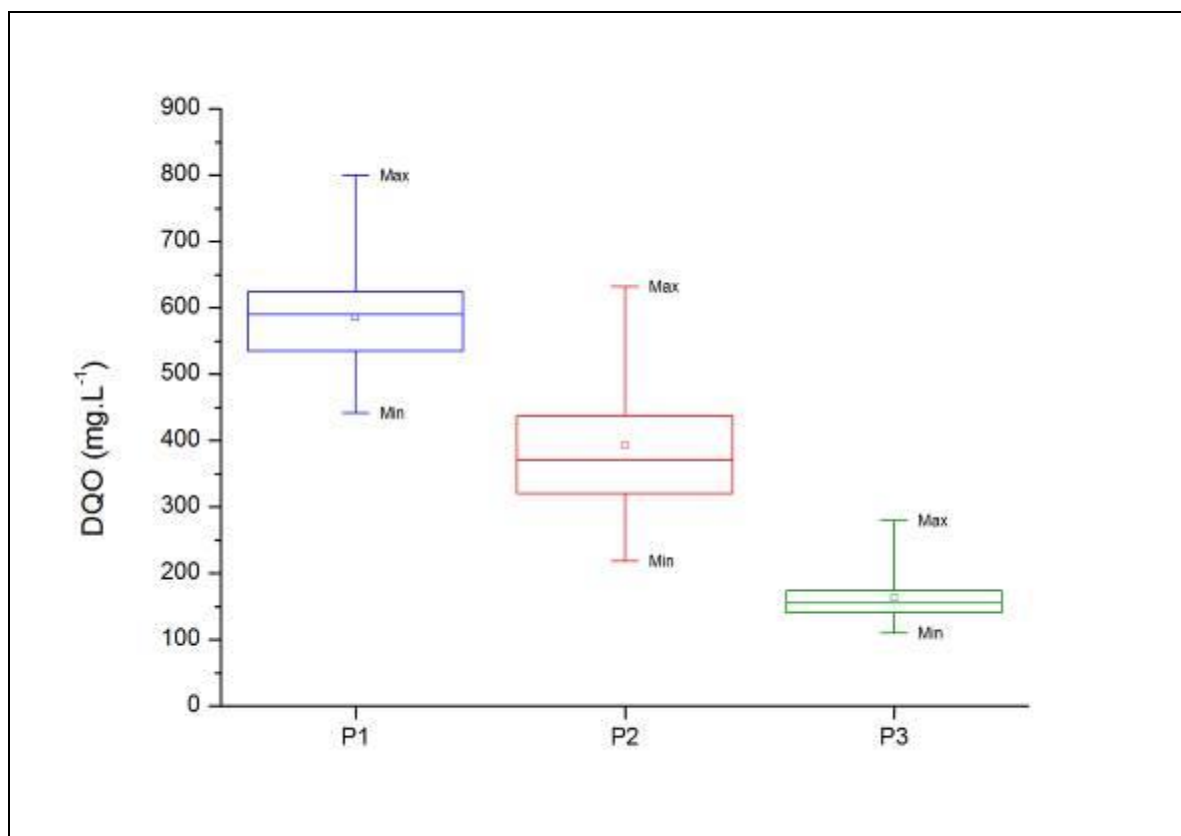
### 5.8 Fase III

A fim dos 17d da fase intermediária III, foi iniciada a fase III, com uma tentativa de manter a vazão em  $0,16\text{m}^3.\text{h}^{-1}$  por um total de 70d.

#### DQO

A média e o desvio padrão no P1 foram de  $585,7 \pm 71,5\text{mg.L}^{-1}$ , no P2 foram de  $392,8 \pm 95,2\text{mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $163,4 \pm 33,5\text{mg.L}^{-1}$ . No P1 a DQO chegou a  $799\text{mg.L}^{-1}$ , com o mínimo de  $441\text{mg.L}^{-1}$ , no P2 o mínimo e o máximo foram de 218 e  $632\text{mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Enquanto no P3 o mínimo foi de  $110\text{mg.L}^{-1}$  e o máximo de  $279\text{mg.L}^{-1}$ , esse valor máximo foi observado logo ao início do carregamento, porém o mínimo foi na parte intermediária da fase, se diferenciando da fase II aonde esses valores de máximo e mínimo foram observados respectivamente no início e ao final da fase. Todos os valores observados podem ser analisados na Figura 58, que traz o gráfico de box plot da DQO da fase III.

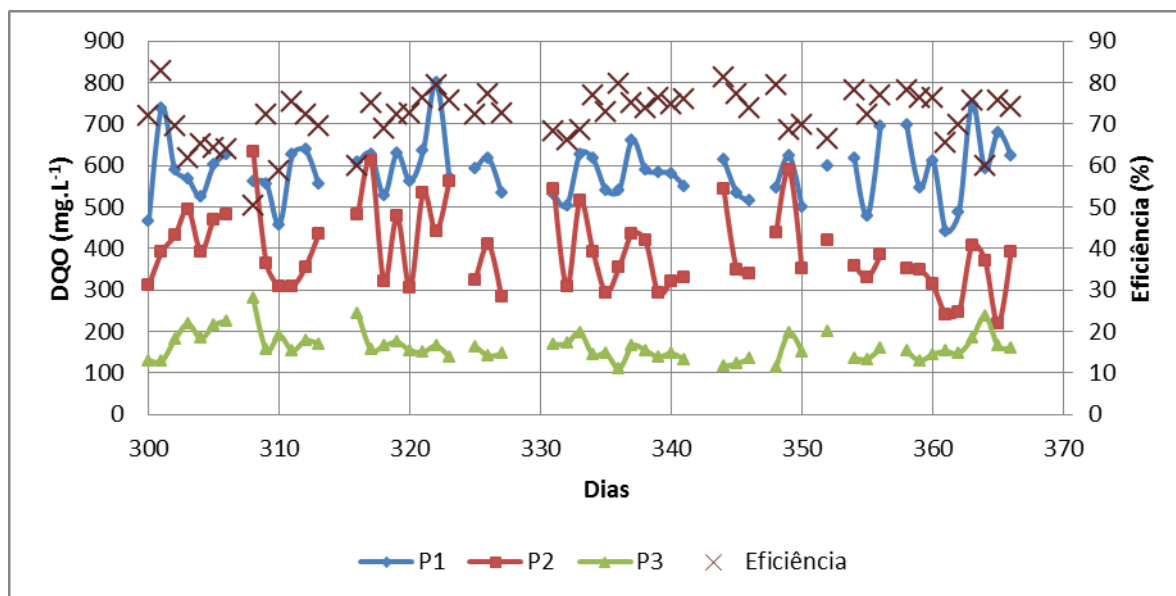
**Figura 57 - Gráfico de box plot da DQO na fase III.**



Fonte: Próprio autor.

Uma diferença notada nessa fase do experimento é que a DQO no P3 não tendeu a uma estabilização, mesmo após o período de 70d. Tal afirmação é possível quando se analisa a Figura 59, que apresenta o gráfico com valores da DQO e suas eficiências de remoção. Há valores de DQO no P3 bem próximo ou até acima de  $200\text{mg.L}^{-1}$  em dias como 349, 352 e 364º, dias esses após a metade dos dias programados para a fase III. A eficiência de remoção também apresentou uma variação maior que a fase II, chegando a um valor mínimo de 50,4% e mais três vezes com remoção em torno de 60%. Mas o RUC apresentou também uma eficiência máxima de 82,7% de remoção e uma média e desvio padrão de  $71,8 \pm 6,2\%$ , o que o deixou com uma média menor que a fase II do experimento, porém maior que a fase I.

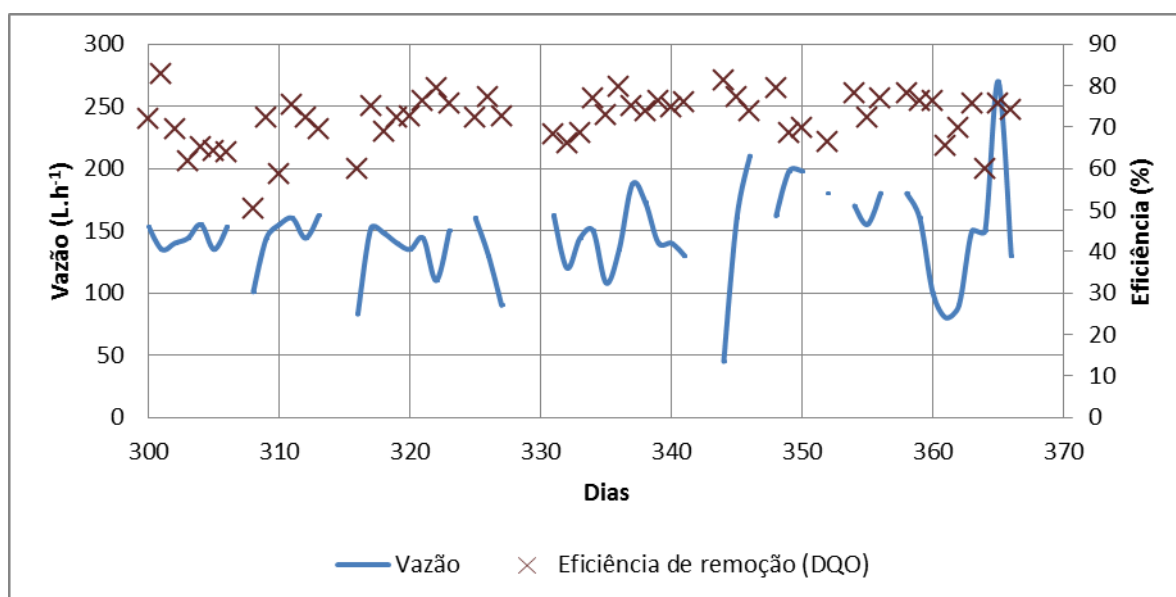
**Figura 58 - Gráfico com valores da DQO e suas eficiências de remoção na fase III**



Fonte: Próprio autor.

Ao contrário da fase II, a fase III apresentou várias oscilações na vazão, tanto para menos quanto para mais, como pode ser observado na Figura 60, o que permite uma análise da interferência desses picos na eficiência de remoção. No 308º dia de operação a vazão estava em  $0,1\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , enquanto a eficiência de remoção foi de apenas 50,4%, mais alguns dias depois, ocorreu novamente uma baixa na vazão e consequente baixa na eficiência de remoção, que foi no 316º dia, aonde a vazão era de  $0,083\text{m}^3.\text{h}^{-1}$  e a eficiência de remoção foi de 59,8%. No 327º dia a vazão estava em  $0,09\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , todavia não resultou em baixa remoção, a qual foi de 72,6%, ainda é possível observar mais três vazões baixas que não resultaram em baixa eficiência. Foi registrada uma vazão alta, que foi de  $0,27\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , não resultando em baixa remoção que foi de 75,7%.

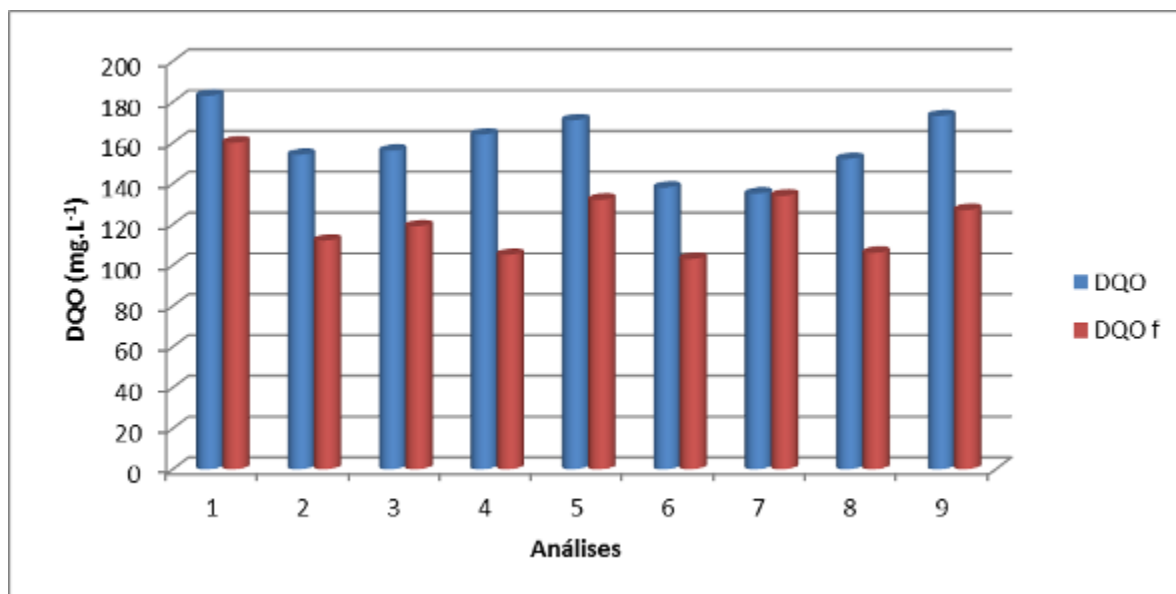
**Figura 59 - Gráfico comparativo entre a vazão e a eficiência de remoção da DQO na fase III**



Fonte: Próprio autor.

Um comparativo entre a DQO e a DQO<sub>f</sub>, através da Figura 61, permite afirmar que houve uma considerável presença de sólidos suspensos no P3. Nos dias em que foi feita a DQO<sub>f</sub> a média da DQO foi de 158,4mg.L<sup>-1</sup>, enquanto da DQO<sub>f</sub> foi de 122mg.L<sup>-1</sup>, gerando uma diferença média de 36,4mg.L<sup>-1</sup> (23%). Quando comparado com a fase II, praticamente obteve-se resultados semelhantes, os quais foram maiores que a fase I, indicando que o aumento da vazão da fase I para a fase II ocasionou o arraste de lodo, mas o aumento da vazão da fase II para a fase III não aumentou o lodo arrastado, entretanto em nenhuma das fases o arraste ocasionou baixas significativas na eficiência de remoção do reator.

**Figura 60 - Gráfico comparativo entre a DQO e a DQO<sub>f</sub> na fase III.**

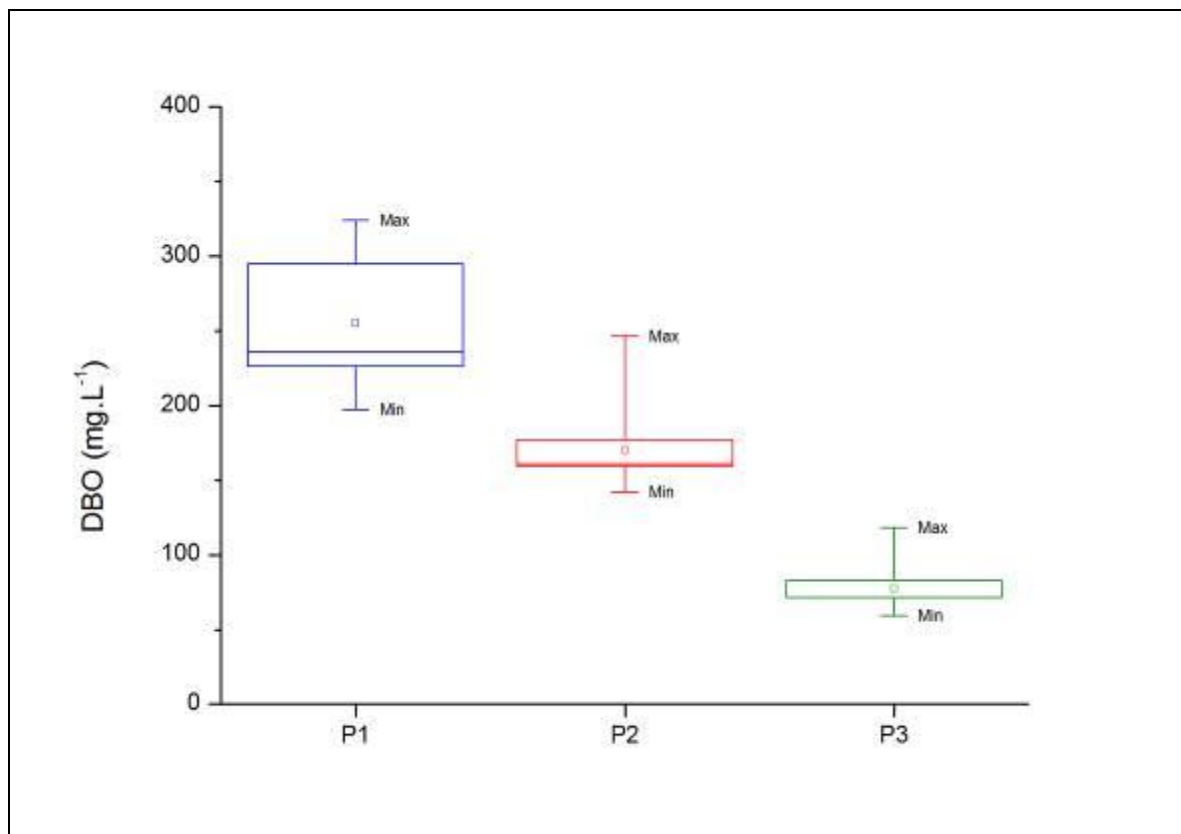


Fonte: Próprio autor.

### DBO

A Figura 62 apresenta o gráfico tipo box plot da fase III, o P1 apresentou uma média e desvio padrão de  $255,2 \pm 43 \text{ mg.L}^{-1}$ , com um mínimo e máximo de 197 e  $324 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. A média e o desvio padrão do P2 foram de  $169,8 \pm 28 \text{ mg.L}^{-1}$ , o valor mínimo foi de  $142 \text{ mg.L}^{-1}$  e o máximo de  $246 \text{ mg.L}^{-1}$ , para o P3 a média e o desvio padrão foram de  $77,4 \pm 16 \text{ mg.L}^{-1}$ , chegou a apresentar apenas  $59 \text{ mg.L}^{-1}$  e teve um máximo de  $118 \text{ mg.L}^{-1}$ . A média do P1 teve uma diferença bem grande em relação a fase II, enquanto o P3, apesar de certa diferença, teve um valor bem próximo da fase II, o que gerou uma diferença entre as eficiências de remoção das duas fases.

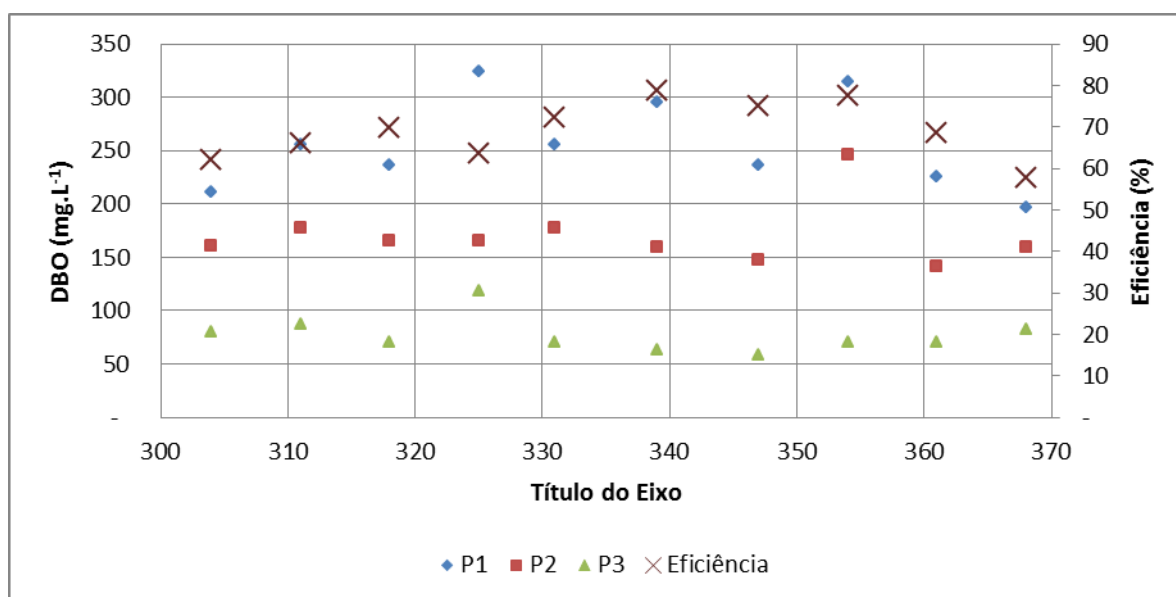
**Figura 61 - Gráfico de box plot da DBO na fase III**



Fonte: Próprio autor.

A média da eficiência e o desvio padrão foram de  $69,1 \pm 6,8\%$ , enquanto na fase II esses valores foram de  $76,9 \pm 8,2\%$ , demonstrando que a fase III teve menor eficiência de remoção de DBO, sendo justificada pela baixa carga orgânica que estava adentrando o reator. Mesmo assim o RUC chegou a apresentar uma eficiência de 79%, fato ocorrido no 339º dia de operação do reator, aonde a análise da Figura 63, permite observar que a carga de entrada foi de  $295 \text{ mg.L}^{-1}$ , não estando muito acima da média no P1, porém a carga no P2 foi de  $63 \text{ mg.L}^{-1}$ , o que possibilitou a alta eficiência de remoção do RUC.

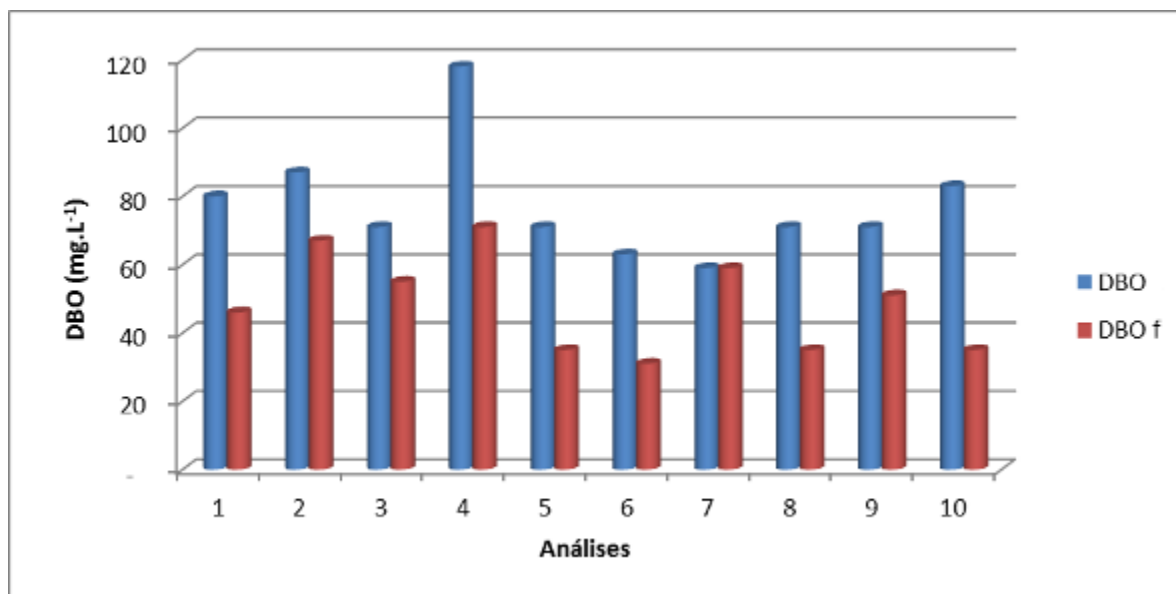
**Figura 62 - Gráfico com valores de concentração da DQO e eficiência de remoção na fase III**



Fonte: Próprio autor.

A  $DBO_f$  apresentou uma média de  $48,5\text{mg.L}^{-1}$ , enquanto a DBO teve a média de  $77,4\text{mg.L}^{-1}$ , gerando uma diferença média de  $28,9\text{mg.L}^{-1}$  (37%), dados observados na Figura 64, reafirmando a questão da presença de sólidos suspenso no P3, como observada na DQO. Sólidos esses gerados pelo arraste de lodo ocasionado pelo aumento da vazão. As maiores diferenças entre a DBO e a  $DBO_f$  observadas foram na 4ª e 10ª análise, que correspondem ao 325 e 368º dia de operação e nos citados dias as vazões eram  $0,16$  e  $0,09\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , respectivamente, ou seja, não foram dias com picos de vazões acima da média, o que permite afirmar que o arraste de lodo foi ocasionado pela vazão média.

**Figura 63 - Gráfico comparativo entre a DBO e a DBO<sub>f</sub> na fase III.**

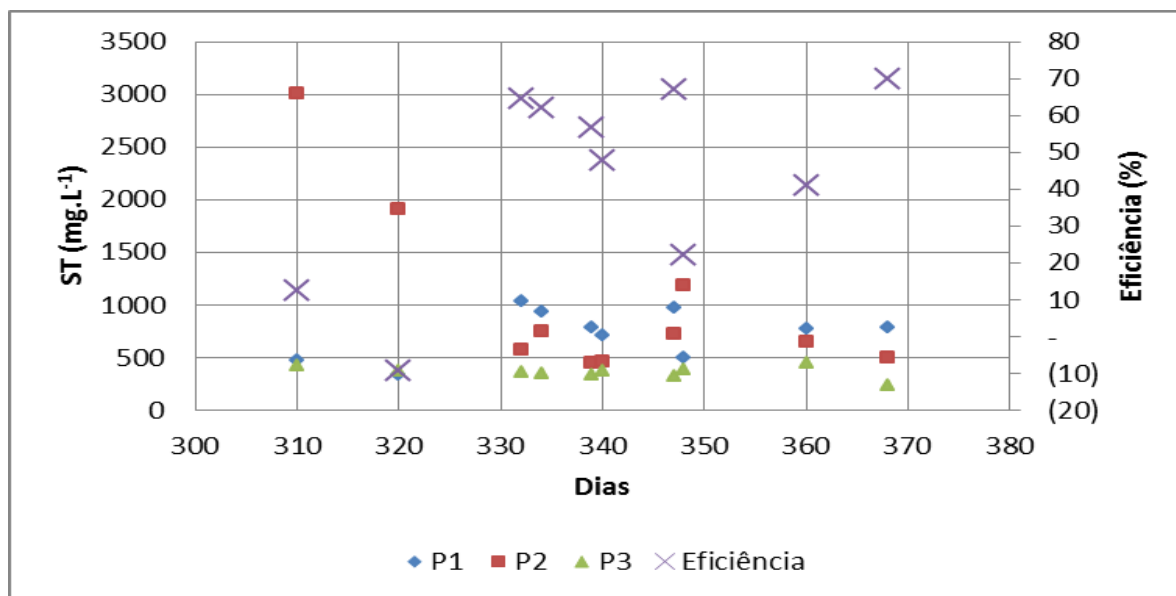


Fonte: Próprio autor.

### Série de sólidos

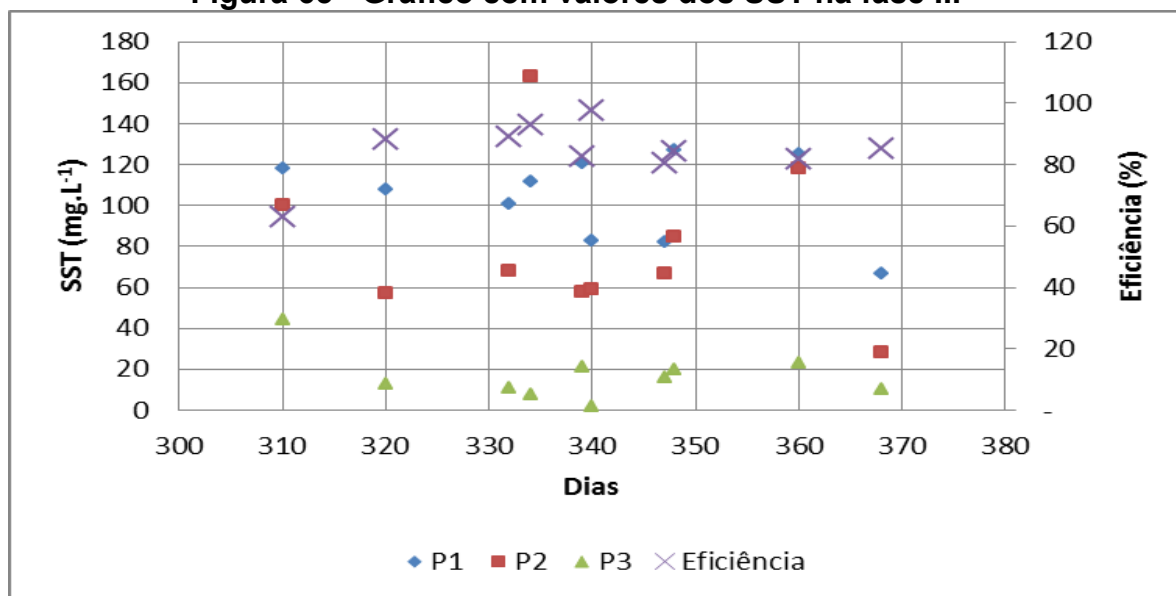
Os valores dos ST apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $778 \pm 228 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $683 \pm 829,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $369,5 \pm 58,1 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $52,3 \pm 26,8\%$ . A Figura 65 traz os valores dos ST na fase III, o mínimo de remoção apresentada foi de  $-9,4\%$  e o máximo foi de  $69,9\%$ , enquanto os mínimos e máximos de concentrações de ST no P1 foram de  $340$  e  $1035 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de  $237$  e  $453 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Os ST apresentaram uma eficiência de remoção inferior a fase I, fato esperado pelo aumento da vazão e consequente arraste de sólidos, porém quando comparado com a fase II, a eficiência da fase III foi maior. A análise dos valores no P3 indica que a concentração foi semelhante na fase II e III, mas a concentração no P1 da fase III foi maior, acarretando na diferença da eficiência de remoção dos ST.

**Figura 64 - Gráfico com valores dos ST na fase III**



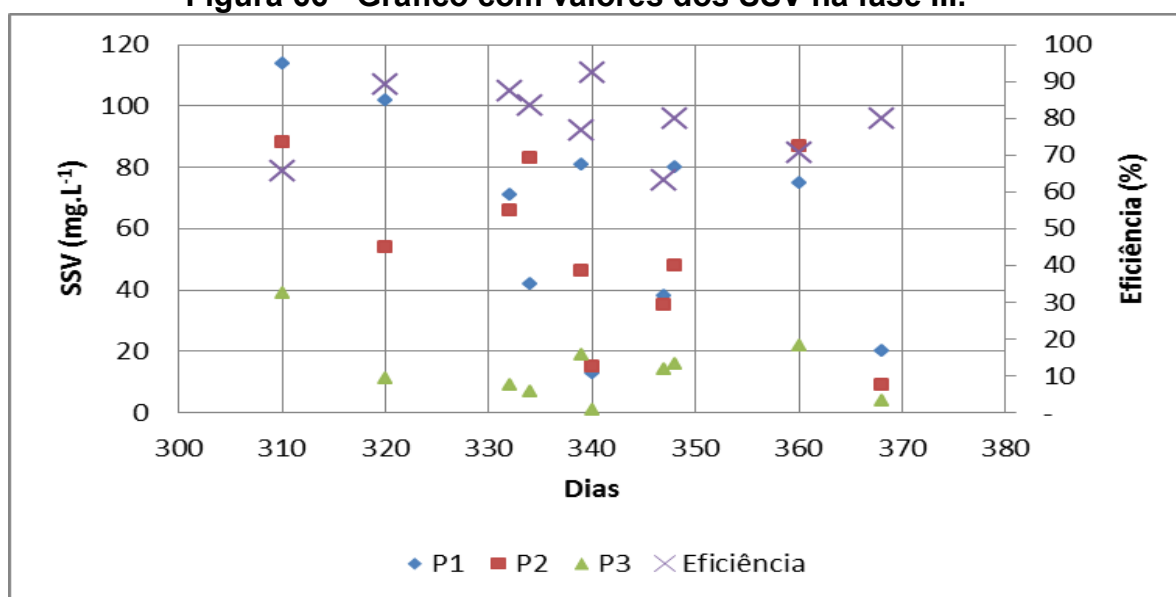
Fonte: Próprio autor.

Os valores de SST apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $110 \pm 20,6 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $67,5 \pm 38,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $14,5 \pm 11,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $84,7 \pm 9,3\%$ . A Figura 66 traz os valores dos SST na fase III, o mínimo de remoção apresentada foi de 62,7% e o máximo foi de 97,6%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST no P1 foram de 67 e  $127 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 2 e  $44 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Em relação as fases anteriores, a eficiência de remoção de SST foi bem maior na fase III.

**Figura 65 - Gráfico com valores dos SST na fase III**

Fonte: Próprio autor.

Os valores dos SSV apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $73 \pm 33,9 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $51 \pm 28,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $12,5 \pm 10,9 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $80 \pm 9,8\%$ . A Figura 67 traz os valores dos SST na fase III, o mínimo de remoção apresentada foi de 63,2% e o máximo foi de 92,3%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST no P1 foram de 13 e  $114 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 1 e  $39 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Assim como os SST, os SSV apresentaram a maior eficiência de remoção, em relação as duas fases anteriores.

**Figura 66 - Gráfico com valores dos SSV na fase III.**

Fonte: Próprio autor.

Os valores dos SSF apresentaram uma baixa concentração no P3, de apenas  $2\pm 8,5\text{mg.L}^{-1}$  (média e desvio padrão) e manteve sua concentração no P1, de  $45,5\pm 22,5\text{mg.L}^{-1}$ , o que gerou uma alta eficiência de remoção,  $94,2\pm 38,1\%$ , sendo a maior eficiência em relação as fases anteriores. Os sólidos sedimentáveis apresentaram uma maior concentração que a fase I e II, sendo de  $0,15\pm 0,2\text{mL.L}^{-1}$ . A Tabela 7 traz os valores dos SSF e sólidos sedimentáveis na fase III.

**Tabela 7 - Valores dos SSF e Sólidos Sedimentáveis na fase III**

| Análise                                      | P1        | P2      | P3       | E (%)     |
|----------------------------------------------|-----------|---------|----------|-----------|
| <b>SSF (<math>\text{mg.L}^{-1}</math>)</b>   | 45,5±22,5 | 25±23,5 | 2±8,5    | 94,2±38,1 |
| <b>SSed. (<math>\text{mL.L}^{-1}</math>)</b> | -         | -       | 0,15±0,2 | -         |

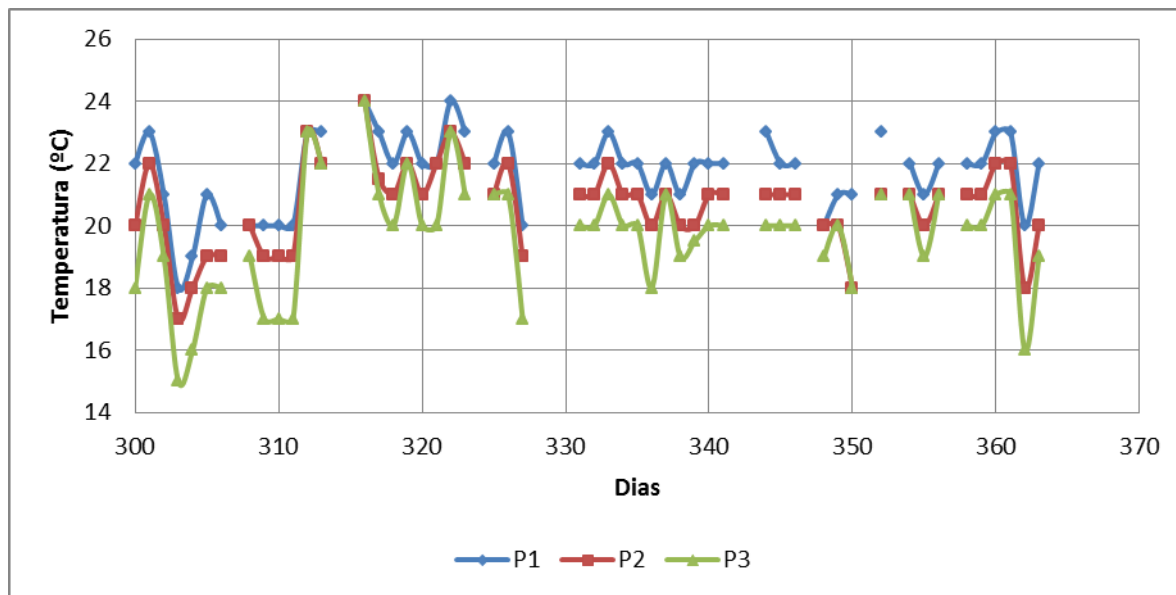
Fonte: Próprio autor.

### Temperatura

Os valores da temperatura estão apresentados na figura 68, a média e o desvio padrão no P1, P2 e P3 foram  $21,8\pm 1,2$ ;  $20,7\pm 1,4$  e  $19,8\pm 1,8^\circ\text{C}$ , respectivamente. Em todos os pontos as médias se apresentaram abaixo das médias das fases anteriores, fato esperado, uma vez que, a fase III transcorreu no período de final de maio até o início de agosto, correspondentes ao outono e inverno brasileiro. No período do 303º ao 311º dia de operação do reator foram verificadas sete análises com temperatura abaixo da média no P3 e a análise das eficiências de remoção da DQO no mesmo período mostram baixas eficiências do RUC, como no caso do dia 303º, que apresentou a temperatura mínima ( $15^\circ\text{C}$ ) e eficiência de remoção de 61,2%. Há certa dificuldade em se afirmar que a temperatura foi o preponderante para a baixa eficiência de remoção pelo fato dessas baixas temperaturas terem ocorrido no início da fase, o que normalmente gera baixas eficiências de remoção. Após esse intervalo de dias com baixas temperaturas, houve apenas eventos

esporádicos de temperaturas abaixo da média, que não resultaram em baixa eficiência de remoção da DQO.

**Figura 67 - Gráfico com valores da temperatura na fase III**

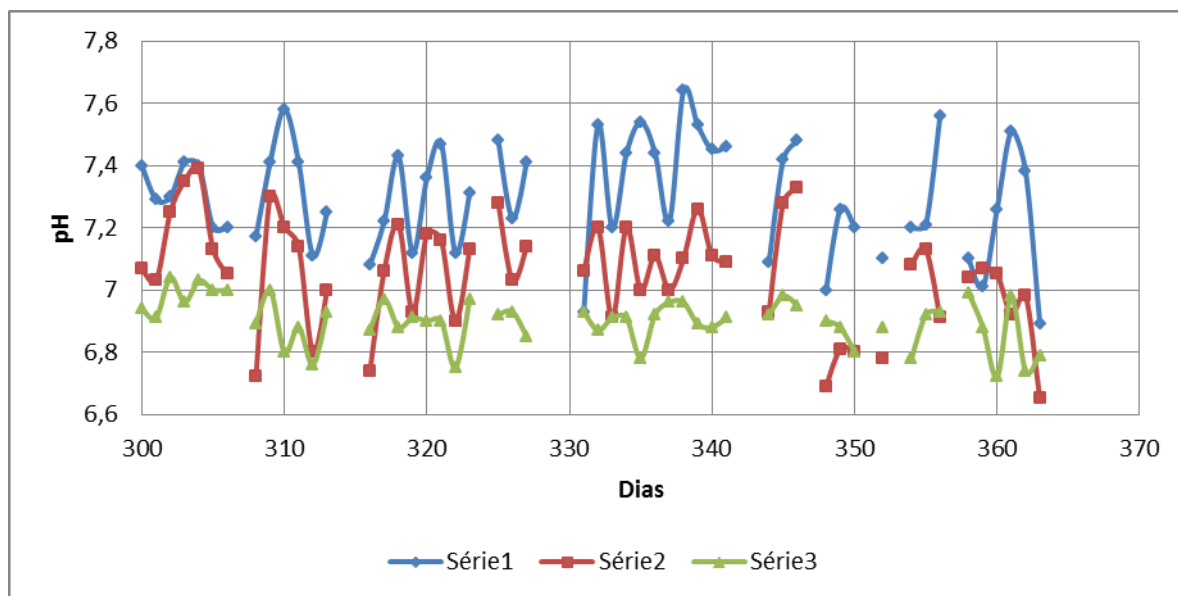


Fonte: Próprio autor.

#### pH, alcalinidade e ácidos voláteis

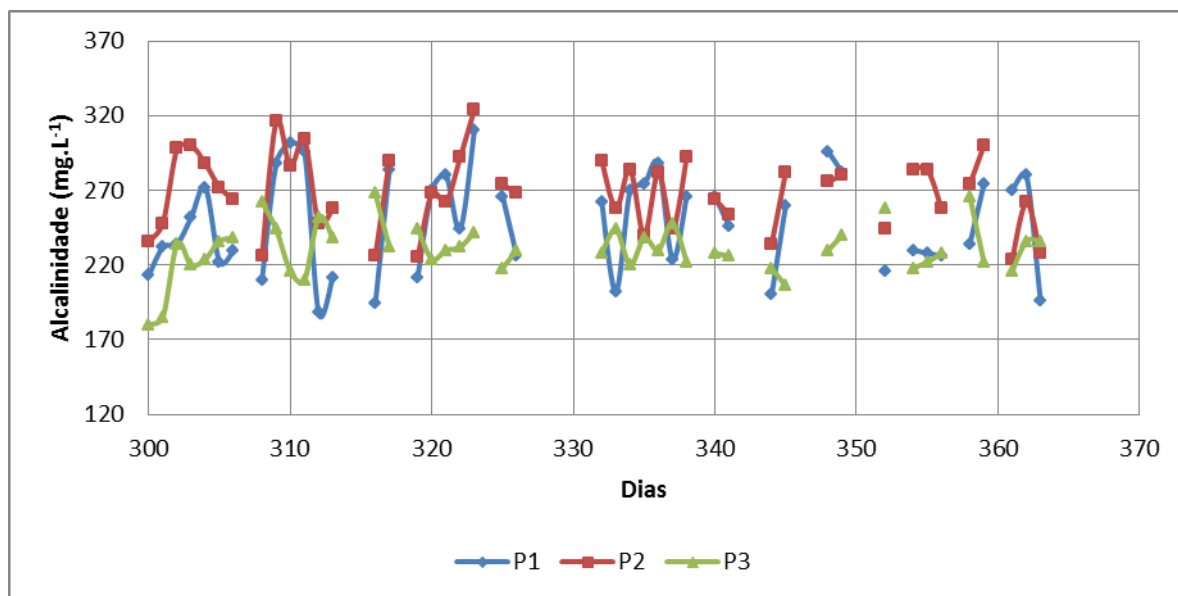
O pH no P1 foi o que mais sofreu alteração da fase II para a fase III, sua média e desvio padrão foram  $7,3 \pm 0,18$ , enquanto na fase II era de  $6,95 \pm 0,17$ , podendo ser uma vantagem para o reator, pois não ficou acima da faixa de inibição e resultou no aumento do pH no P2 e P3 também. A média e o desvio padrão do P2 e P3 foram  $7,04 \pm 0,18$  e  $6,89 \pm 0,08$ , os mínimos e máximos em todos os pontos não estiveram abaixo de 6,6 e nem acima de 7,8, dispensando uma possível análise da inibição da manta de lodo pelo pH. A Figura 69 traz o gráfico dos valores do pH na fase III.

**Figura 68 - Gráfico com valores do pH na fase III**



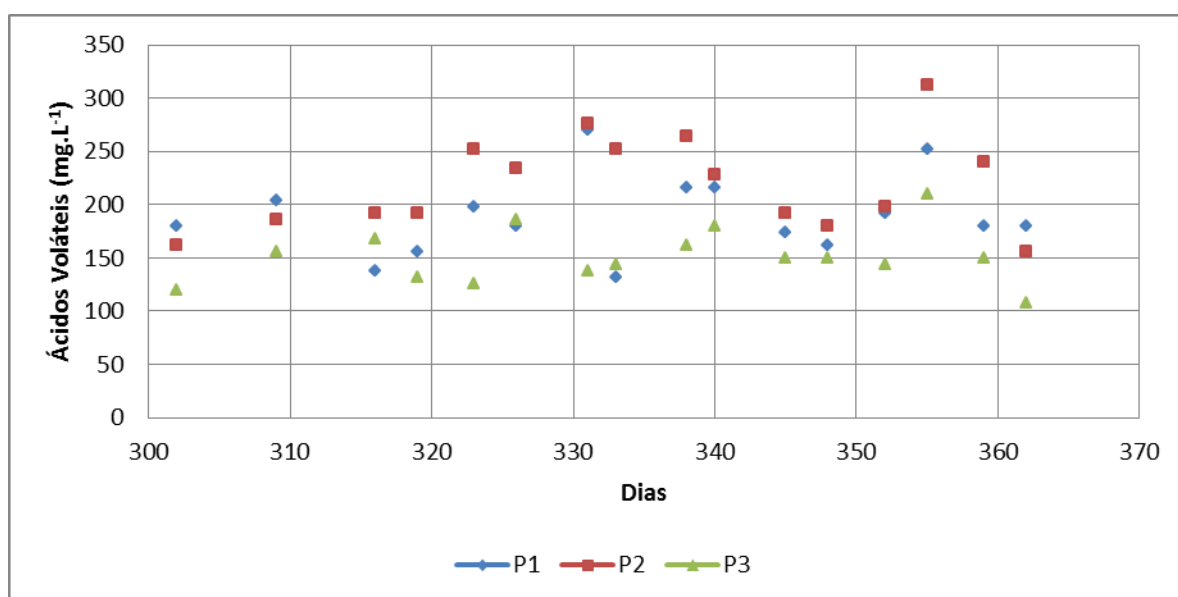
Fonte: Próprio autor.

A alcalinidade na fase II havia apresentado certa padronização, com o P2 sempre com os maiores valores, enquanto o P1 e P3 alternavam entre si os menores valores. Na fase III o que pode ser observado que os valores do P3 quase sempre estiveram abaixo do P2, indicando o consumo da alcalinidade após o 1º compartimento, contudo não resultou em problemas com o pH, como visto anteriormente. A média e o desvio padrão no P1, P2 e P3 foram  $249,5 \pm 33,5$ ;  $270,1 \pm 26,6$  e  $231,1 \pm 17,8 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, as médias e desvio padrão se apresentaram bem semelhantes a fase II e o comportamento da alcalinidade pode ser visualizada na Figura 70.

**Figura 69 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase III**

Fonte: Próprio autor.

Através da Figura 71 é possível notar que os ácidos voláteis seguiram o padrão da fase II, aonde o P2 quase sempre apresentou valores maiores do que os outros pontos e o P1 quase sempre teve seus valores abaixo dos outros pontos, indicando que, como esperado, o 1º compartimento estava produzindo os ácidos, que eram neutralizados pela alcalinidade nos compartimentos posteriores. A média e o desvio padrão do P1 foram de  $187 \pm 137,1 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 foram de  $219,9 \pm 42,8 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3  $152,12 \pm 25,1 \text{ mg.L}^{-1}$ .

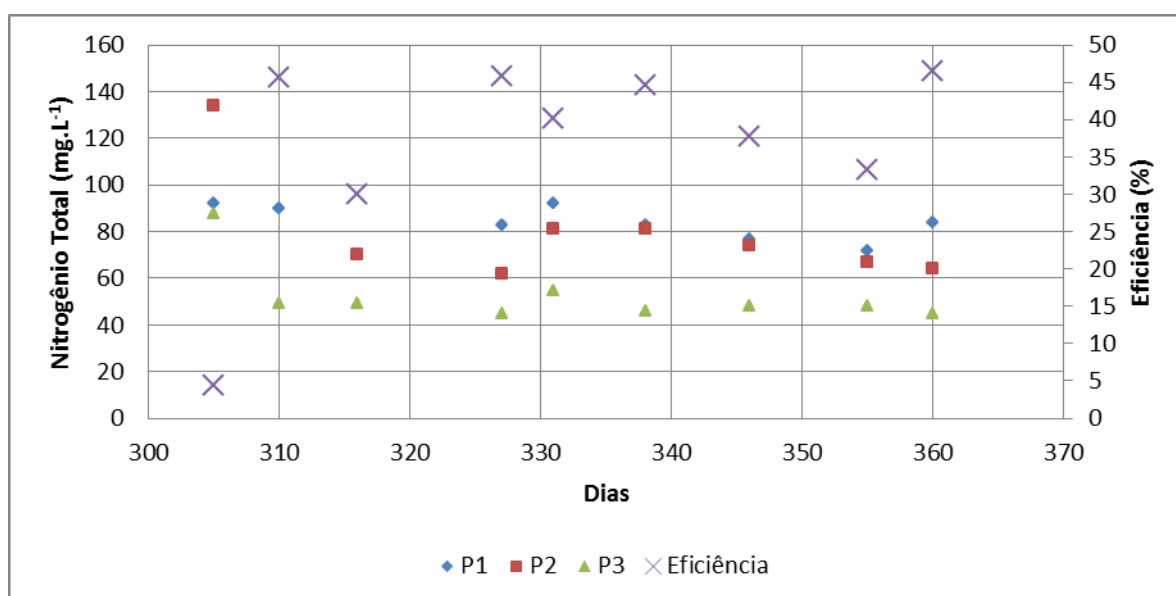
**Figura 70 - Gráfico com valores dos ácidos voláteis na fase III.**

Fonte: Próprio autor.

### Nitrogênio e fósforo

No gráfico da Figura 72 é possível averiguar que o nitrogênio total voltou a ter eficiência de remoção positiva na fase III, apenas na primeira análise que o P1 e P3 obtiveram valores bem próximas e na mesma análise o P2 teve valor maior do que o P1, fatos esses que estavam frequentes na fase II. A média e o desvio padrão do P1 foram  $81,2 \pm 8,8 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2  $77,5 \pm 22,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3  $51,5 \pm 13,3 \text{ mg.L}^{-1}$ , o que proporcionou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $36,7 \pm 12,6\%$ .

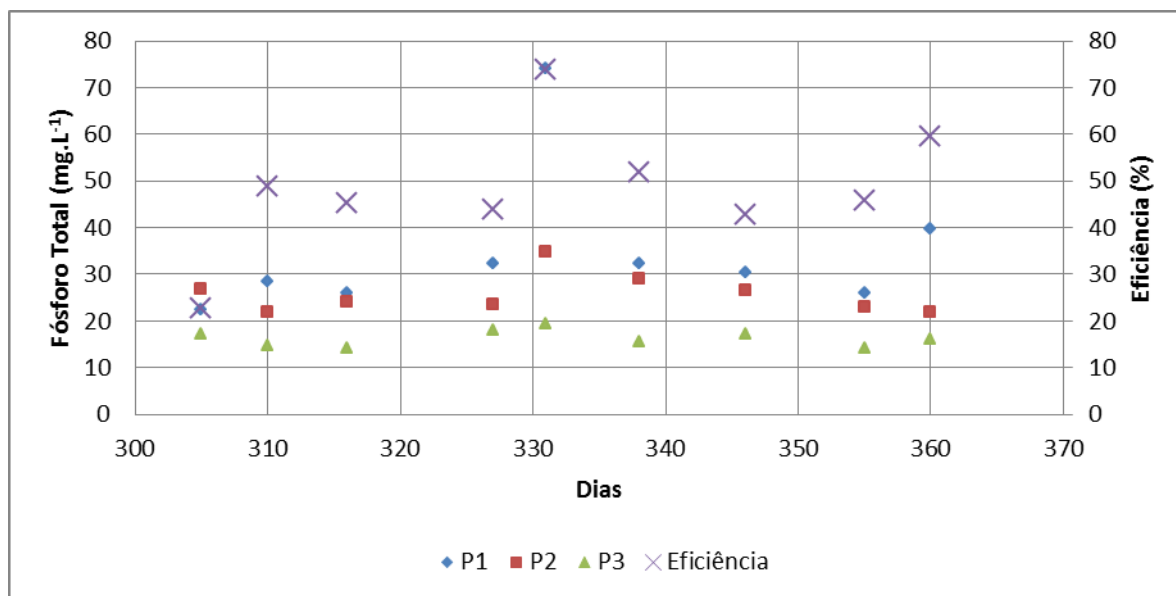
**Figura 71 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase III.**



Fonte: Próprio autor.

A média e o desvio padrão do fósforo total no P1, P2 e P3 foram de  $33,8 \pm 15$ ,  $25,4 \pm 4,1$  e  $16,1 \pm 1,9 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, gerando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $48,1 \pm 13\%$ . A análise da Figura 73, quando comparado com a fase II houve uma diferença entre as eficiências de remoção, uma vez que o P1 passou a ter uma maior concentração.

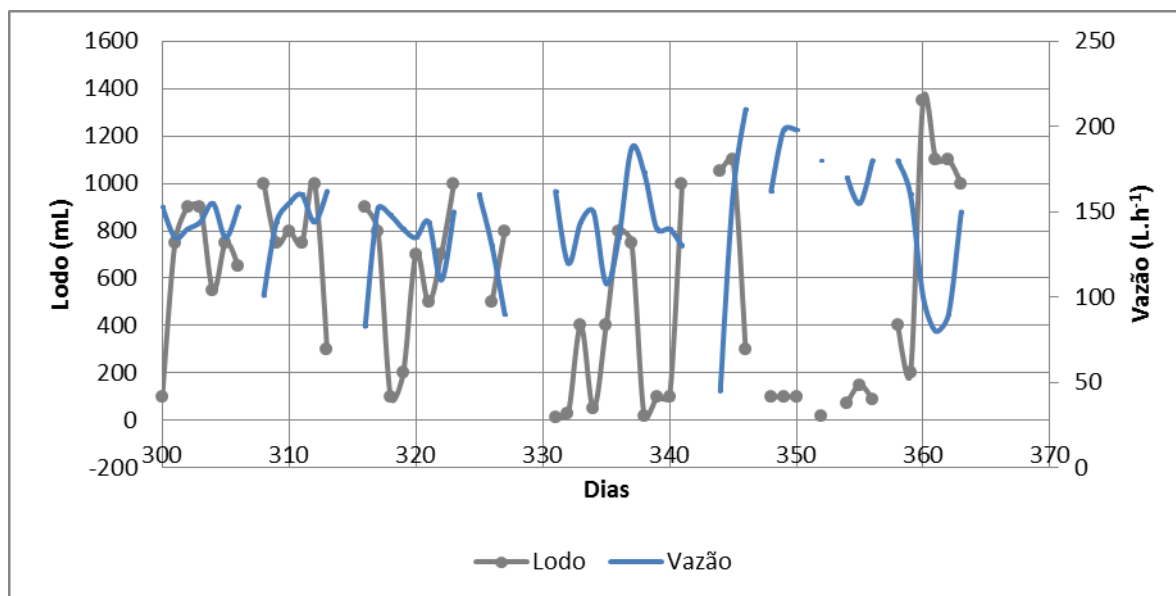
**Figura 72 - Gráfico com valores do fósforo total na fase III**



Fonte: Próprio autor.

### Lodo e espuma

O volume médio e o desvio padrão de lodo coletado foram de  $527,4 \pm 381,7$  mL, com um volume mínimo de 15 mL e máximo de 1.350 mL. A média e o desvio padrão da vazão foram de  $0,14,9 \pm 0,036$  m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, com valores mínimos e máximos de 0,04 e 0,02 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, respectivamente. A análise da Figura 74 permite afirmar novamente que eventos esporádicos de vazões altas ou baixas não interferiram no volume de lodo coletado.

**Figura 73 - Gráfico comparativo entre a vazão e o volume de lodo coletado**

Fonte: Próprio autor.

## 5.9 Intermediária IV

Ao final da fase III, foi dado início a mais uma fase de transição, a intermediária IV, todavia essa transição foi diferente da demais, ao invés de aumentar a vazão, abaixou-se a mesma para que fosse possível retornar a vazão da fase I e verificar a capacidade do RUC de passar por períodos com altas vazões e posteriormente retornar a vazões baixas, permanecendo com a mesma eficiência de remoção. Por falta de equipamentos para realizar as análises, essa fase não foi acompanhada por análises, em apenas em alguns dias, porém a vazão foi monitorada todos os dias. A duração total da transição foi de 18d, a cada 4d a vazão era diminuída em  $0,02\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , quando a vazão ficou em  $0,08\text{m}^3.\text{h}^{-1}$  foi dado início a última fase programada.

## 5.10 Fase IV

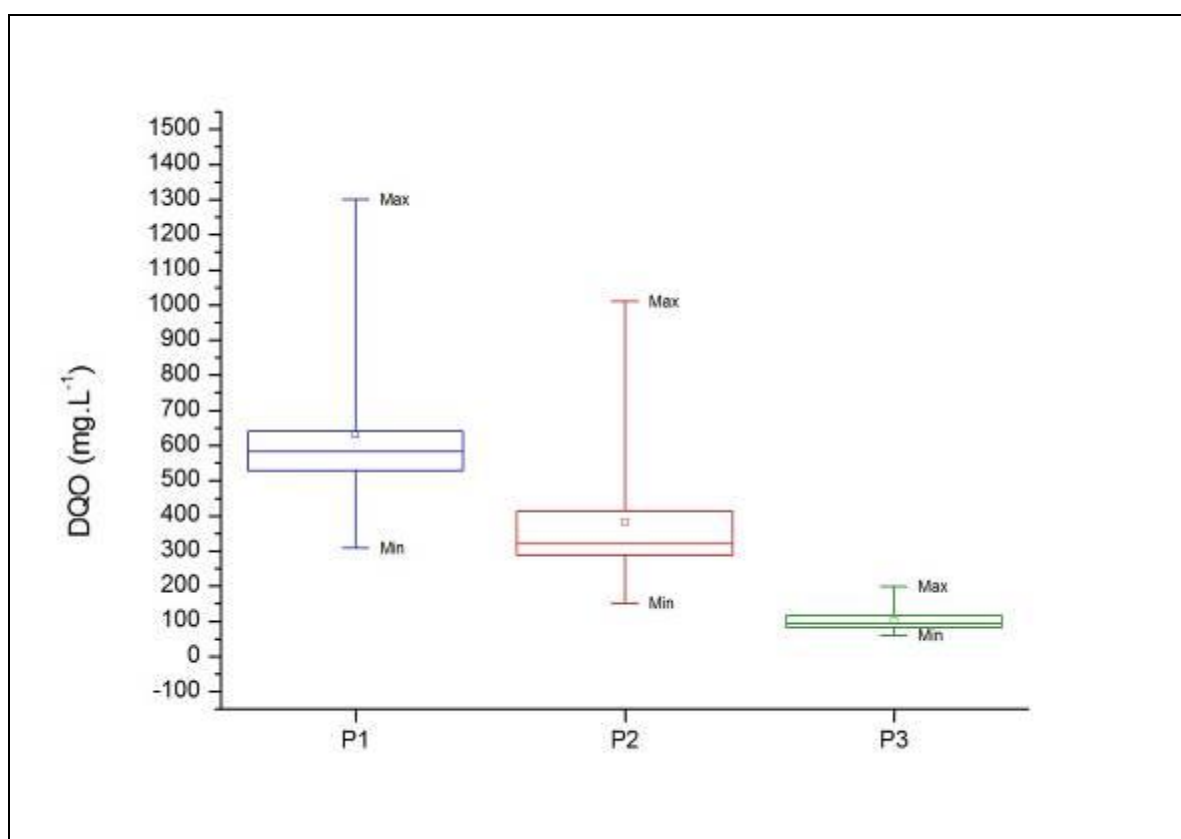
A fase IV constou na manutenção da vazão em  $0,08\text{m}^3.\text{h}^{-1}$  pelo período de 60d.

### DQO

Na Figura 75 está representado o gráfico tipo box plot da DQO na fase IV, a média e o desvio padrão do P1 foram de  $632,2 \pm 185,3\text{mg.L}^{-1}$ , sendo essa a maior média de todas as fases, o valor mínimo foi de  $307\text{mg.L}^{-1}$  e máximo de  $1.300\text{mg.L}^{-1}$ .

No P2 a média e o desvio padrão foram de  $381,6 \pm 165,4 \text{ mg.L}^{-1}$ , quando comparado com as fases I a diferença é grande, entretanto a carga de entrada na fase I também era menor, o que manteve uma diferença quase igual entre o P1 e o P2 em ambas as fases (diminuição de aproximadamente 40% da concentração). A média e o desvio padrão do P3 foram de  $101,5 \pm 30,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , com mínimo e máximo de 60 e  $198 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, o valor máximo não foi observado no início da fase como em outros casos, não podendo ser justificado por uma não estabilização do sistema.

**Figura 74 - Gráfico de box plot da DQO na fase IV**

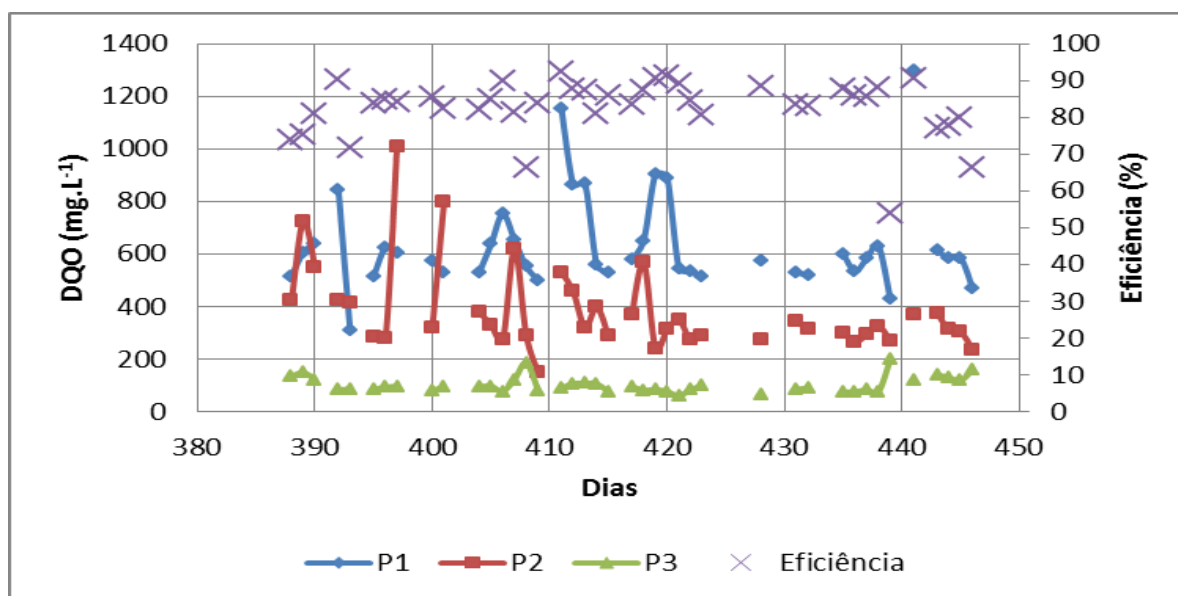


Fonte: Próprio autor.

Apesar da média da DQO no P3 não ter sido menor do que na fase I, a fase IV apresentou as melhores eficiências de remoção de todas as fases, configurando uma média e desvio padrão de  $82,7 \pm 7,7\%$ , atingindo um máximo de 92,2% e mínimo de 53,9%. A análise da Figura 76 permite averiguar que a remoção mínima ocorreu no 439º dia de operação do reator, dia em que coincidiu da concentração da DQO no P1 ter sido  $430 \text{ mg.L}^{-1}$  (bem abaixo da média) e a concentração no P3 foi de  $198 \text{ mg.L}^{-1}$ , valor máximo obtido na fase. Ocorreram mais dois eventos onde a

eficiência de remoção esteve abaixo de 70%, porém acima de 60% e no restante dos dias todas as eficiências foram acima de 70%. A eficiência máxima foi observada no 411º dia operação, aonde a concentração da DQO no P1 foi de  $1.151\text{mg.L}^{-1}$ , concentração essa bem acima da média, mas houve vários outros dias em que a remoção foi acima de 90%, e não necessariamente a concentração no P1 foi alta.

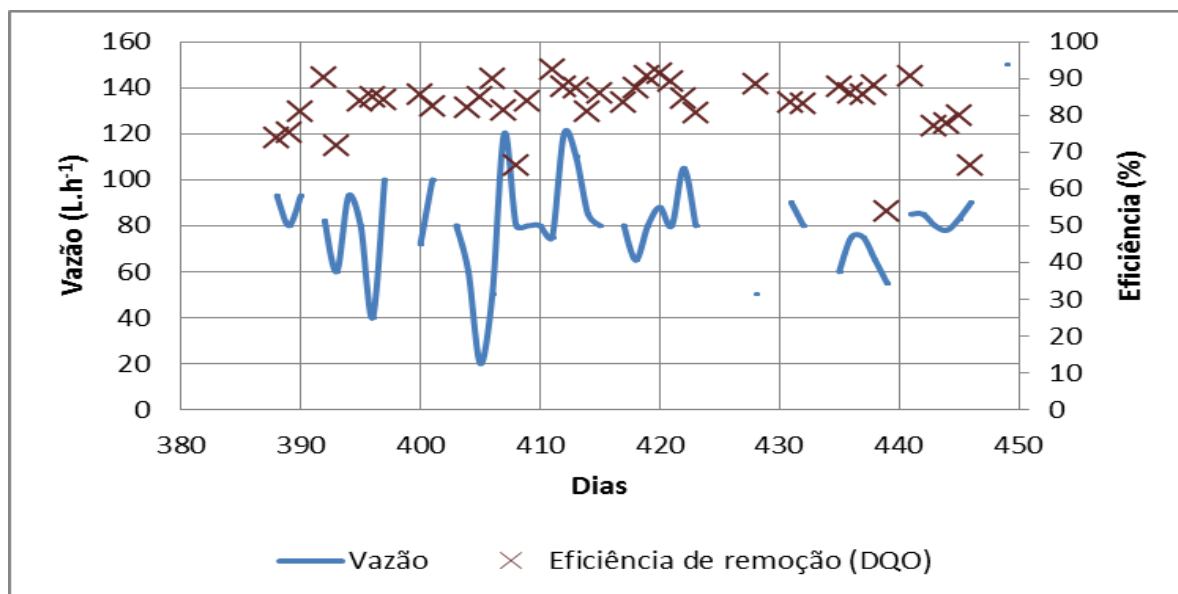
**Figura 75 - Gráfico com valores da DQO na fase IV**



Fonte: Próprio autor.

A Figura 77 traz o gráfico comparativo da vazão com a eficiência de remoção da DQO, a média da vazão e o desvio padrão foram de  $0,079 \pm 0,021 \text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , com mínimo e máximo de  $0,02$  e  $0,12 \text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , respectivamente, enquanto a eficiência de remoção da DQO apresentou uma média e desvio padrão de  $82,7 \pm 7,7\%$ , com um valor mínimo de 53,9% e máximo de 92,3%. A vazão apresentou várias oscilações em relação a vazão média, porém a análise gráfica não indica que a variação da vazão causou perda na eficiência de remoção da DQO. Apesar da eficiência mínima ter ocorrido em um dia que a vazão estava baixa ( $0,055 \text{m}^3.\text{h}^{-1}$ ), ocorreram outros eventos com vazão baixa que não indicaram baixa eficiência, como no caso da vazão mínima ( $0,02 \text{m}^3.\text{h}^{-1}$ ) em que a eficiência de remoção foi de 84,8%. E nos casos de vazão alta, também não resultaram em baixa eficiência de remoção, no dia da vazão máxima ( $0,12 \text{m}^3.\text{h}^{-1}$ ) a eficiência de remoção foi de 81,3%.

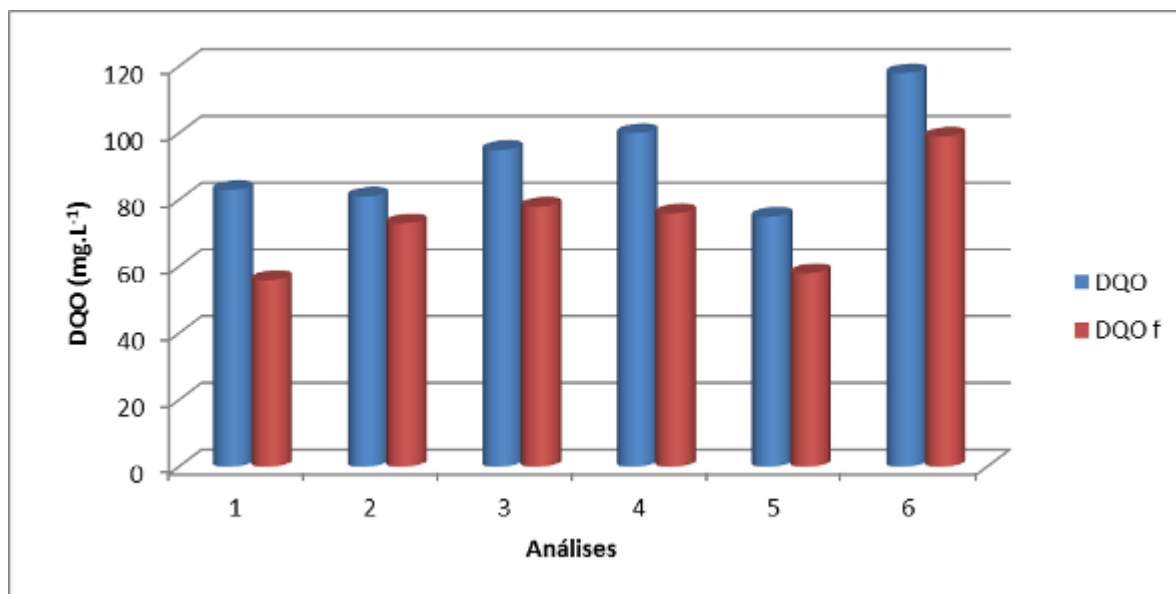
**Figura 76 - Gráfico comparativo entre a vazão e a eficiência de remoção da DQO na fase IV. Fonte**



Próprio autor.

O gráfico comparativo da DQO e a DQO<sub>f</sub>, representado na Figura 78, indica que ao abaixar a vazão na fase IV diminuíram as diferenças entre as duas análises, quando comparado com a fase II e III. A média da DQO nos dias em que se fez análises da DQO<sub>f</sub> foi de 92mg.L<sup>-1</sup>, enquanto a DQO<sub>f</sub> apresentou uma média de 73,3mg.L<sup>-1</sup>, gerando uma diferença média de 19,7mg.L<sup>-1</sup> (20%). Porém essa diferença foi alta quando comparado com a fase I do experimento, que gerou uma diferença de apenas 5,8%, indicando que o aumento da vazão e posterior baixa da mesma acarretaram em um maior arraste de sólidos suspensos.

**Figura 77 - Gráfico comparativo entre a DQO e a DQO<sub>f</sub> na fase IV**



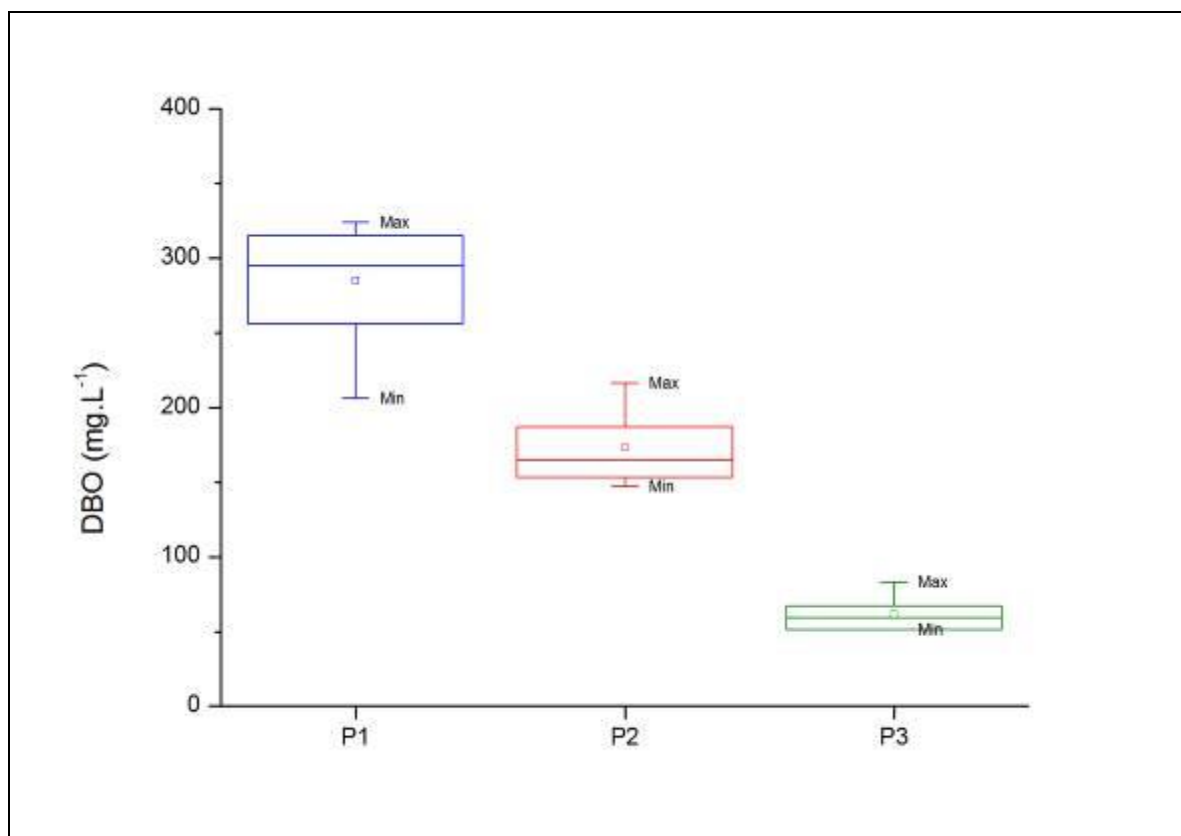
Fonte: Próprio autor.

Ainda será mencionado no tópico do lodo e espuma que foi feito o descarte de lodo do RUC, acreditando-se que havia lodo em excesso no reator e na tentativa de diminuir o arraste de lodo.

### DBO

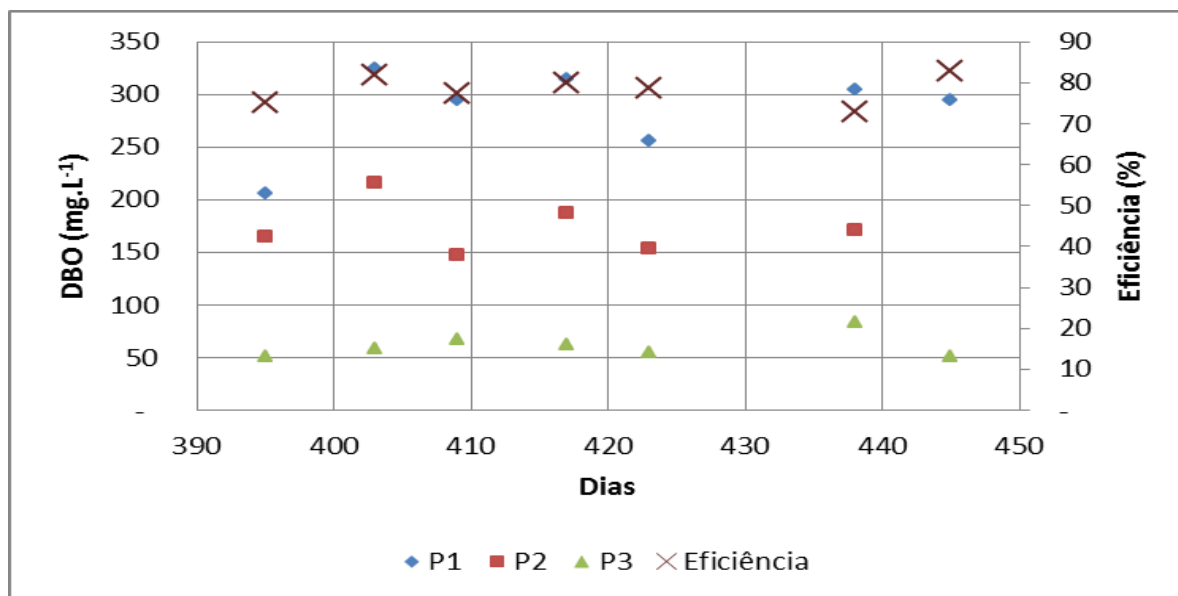
O gráfico tipo box plot da Figura 79 indica que a DBO no P1 apresentou uma média e desvio padrão de  $285,1 \pm 41 \text{ mg.L}^{-1}$ , com mínimo e máximo de 206 e  $324 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. No P2 a média e o desvio padrão foram de  $173,2 \pm 25 \text{ mg.L}^{-1}$ , com um valor mínimo de  $147 \text{ mg.L}^{-1}$ , e máximo de  $216 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto no P3 os respectivos valores foram de  $61,3 \pm 25, 51$  e  $83 \text{ mg.L}^{-1}$ . A concentração da DBO no P1 aumentou em relação a fase III, porém ainda ficou abaixo da fase II, enquanto a concentração no P3 foi a menor de todas as fases, resultando na maior média de eficiência de remoção do experimento.

**Figura 78 - Gráfico de box plot da DBO na fase IV**



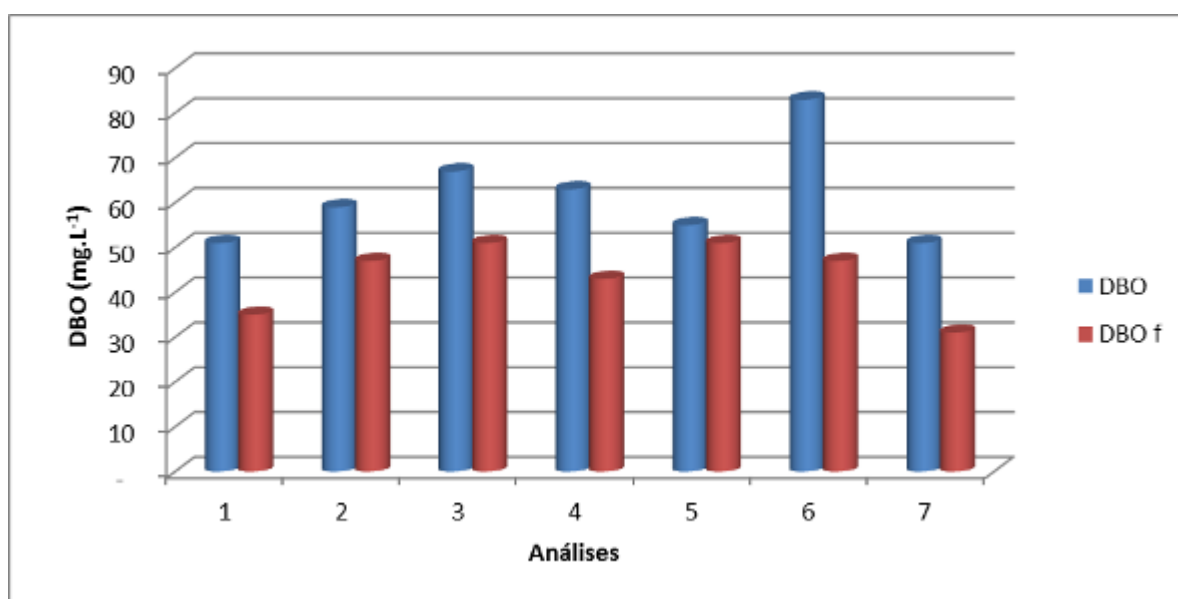
Fonte: Próprio autor.

A média e o desvio padrão da eficiência de remoção da DBO na fase IV foram de  $78,3 \pm 3,4\%$ , com um valor mínimo de 73% e máximo de 83%. Na Figura 80 é possível notar que o valor mínimo foi o maior entre todas as fases, porém o máximo não, o que pode ser justificado pela baixa concentração da DBO no P1, quando comparado com a fase I e II, que chegaram a apresentar concentrações como 534 e 456 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente, gerando uma maior diferença entre o P1 e P3, logo, maior eficiência de remoção.

**Figura 79 - Gráfico com valores da DBO na fase IV**

Fonte: Próprio autor.

A Figura 81 contém o gráfico comparativo entre a DBO e a  $DBO_f$  na fase IV, a DBO no P3 obteve uma média de  $61,3\text{mg.L}^{-1}$ , uma vez que a  $DBO_f$  obteve a média de  $43,7\text{mg.L}^{-1}$ , gerando uma diferença média de  $17,7\text{mg.L}^{-1}$  (29%). A diferença gerada nessa fase foi bem próxima a da fase I, logo foi menor que na fase III, indicando que com o retorno da vazão a  $0,08\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , ocorreu um menor arraste de sólidos suspensos.

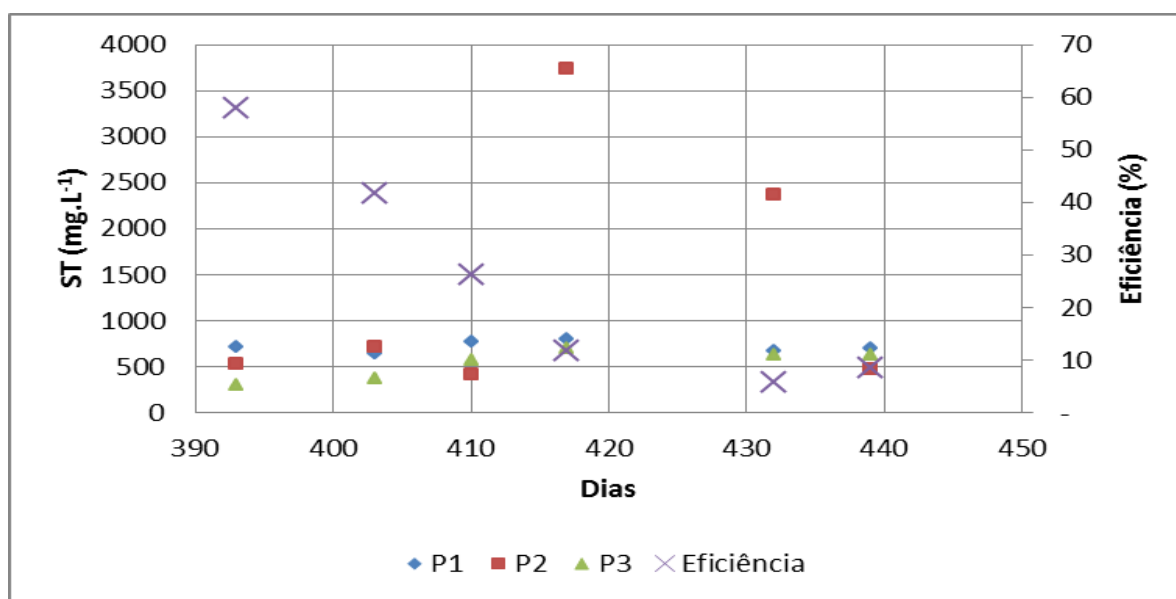
**Figura 80 - Gráfico comparativo entre a DBO e a  $DBO_f$  na fase IV**

Fonte: Próprio autor.

### Série de sólidos

Os valores dos ST apresentaram uma média e desvio padrão no P1, P2 e P3 de  $704,5 \pm 59,1$ ;  $618 \pm 1378,7$  e  $600,5 \pm 160,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $18,9 \pm 20,9\%$ . A Figura 82 traz os valores dos ST na fase IV, o mínimo de remoção apresentada foi de 5,7% e o máximo foi de 58%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST no P1 foram de 637 e  $792 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 301 e  $699 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. A concentração de ST no P3 foi a maior de todas as fases, o que acarretou na menor eficiência de remoção, o que pode ser explicado pelo arraste de sólidos que essa fase não parou de apresentar, mesmo após a diminuição da vazão.

**Figura 81 - Gráfico com valores dos DT na fase IV.**

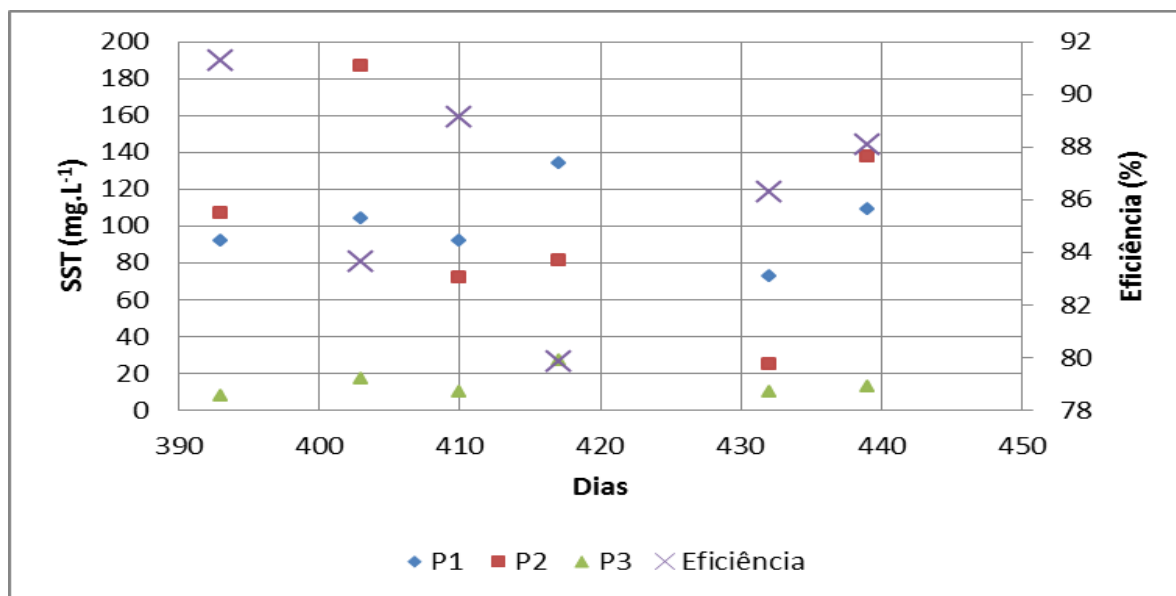


Fonte: Próprio autor.

Os valores de SST apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $98 \pm 20,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $94 \pm 56,2 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $11,5 \pm 7 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $87,2 \pm 4,1\%$ . A Figura 83 traz os valores dos SST na fase IV, o mínimo de remoção apresentada foi de 79,8% e o máximo foi de 91,3%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST no P1 foram de 73 e  $134 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 8 e  $27 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Os SST apresentaram uma concentração no P3 bem próxima as fases III,

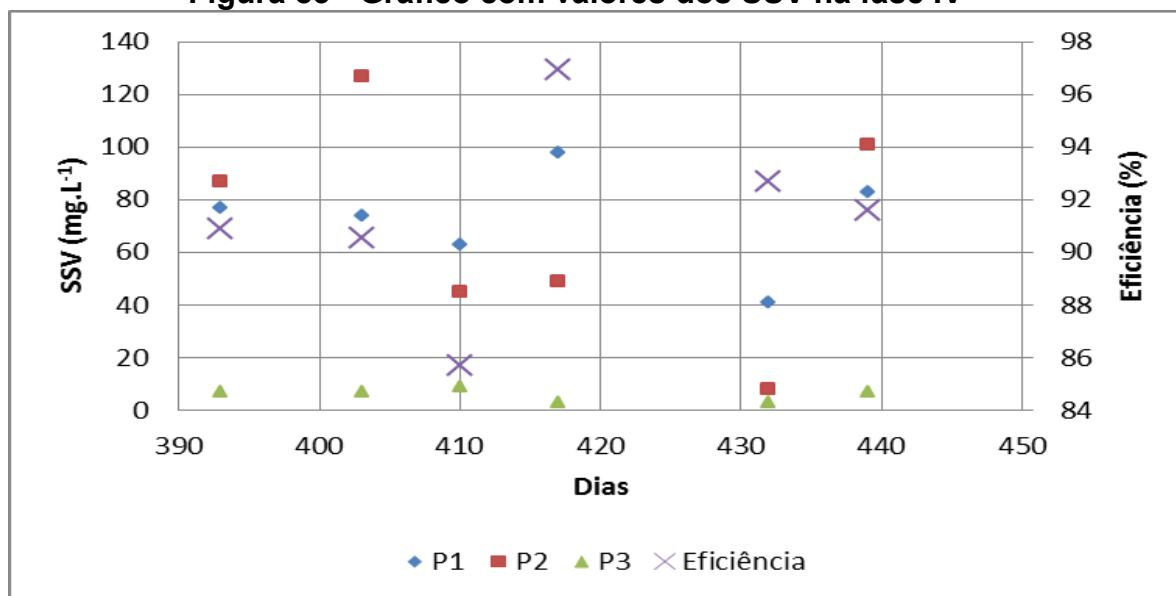
consequentemente, bem abaixo das fases I e II, resultando na maior eficiência de remoção para SST.

**Figura 82 - Gráfico com valores dos SST na fase IV**



Fonte: Próprio autor.

Os valores de SSV apresentaram uma média e desvio padrão no P1 de  $75,5 \pm 19,3 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 de  $68 \pm 43,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 de  $7 \pm 2,4 \text{ mg.L}^{-1}$ , configurando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $91,2 \pm 3,6\%$ . A Figura 84 traz os valores dos SSV na fase IV, o mínimo de remoção apresentada foi de 85,7% e o máximo foi de 96,9%, enquanto os mínimos e máximos de concentrações de SST no P1 foram de 41 e  $98 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P3 foram de 3 e  $9 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Os SSV também geraram a maior eficiência de remoção de todas as fases, assim como a menor concentração no P3.

**Figura 83 - Gráfico com valores dos SSV na fase IV**

Fonte: Próprio autor.

Os valores dos SSF apresentaram média e desvio padrão no P1 de  $29,5 \pm 7,2 \text{ mg.L}^{-1}$ , e de  $6,5 \pm 8,5 \text{ mg.L}^{-1}$  no P3, o que gerou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $77,5 \pm 22,9\%$ . Média essa inferior a fase III, mas superior as fases I e II. Os sólidos sedimentáveis apresentaram menores concentrações do que a fase III, concentrações igual a fase II e concentrações superiores a fase I, indicando que o aumento e posterior diminuição da vazão, faz com que o RUC arraste uma maior quantidade de sólidos. A Tabela 8 apresenta os valores médios dos SSF e dos sólidos sedimentáveis na fase IV.

**Tabela 8 - Valores dos SSF e sólidos sedimentáveis na fase IV.**

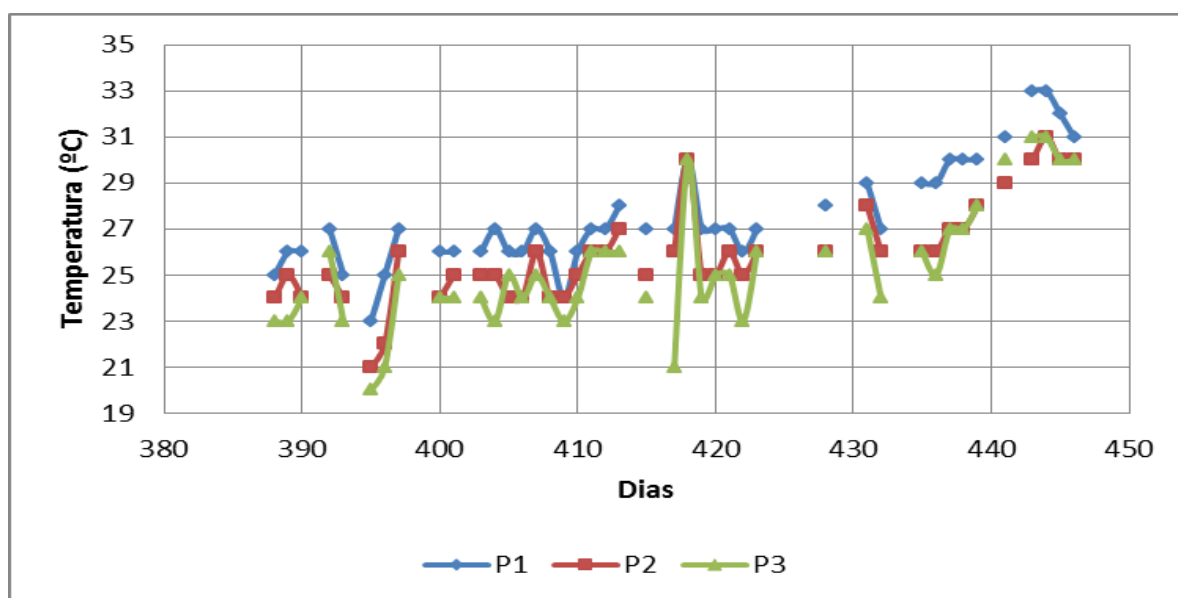
| Análise                          | P1       | P2        | P3        | E (%)     |
|----------------------------------|----------|-----------|-----------|-----------|
| <b>SSF (mg.L<sup>-1</sup>)</b>   | 29,5±7,2 | 29,5±15,5 | 6,5±8,5   | 77,5±22,9 |
| <b>SSed. (mL.L<sup>-1</sup>)</b> | -        | -         | 0,01±0,02 | -         |

Fonte: Próprio autor.

### Temperatura

A temperatura na fase IV apresentou valores praticamente iguais a fase II, e bem próximos da fase I, diferenciando mais apenas da fase III. A média e o desvio padrão no P1 foram de  $27,5 \pm 2,3^\circ\text{C}$ , no P2 foram de  $25,9 \pm 2,2^\circ\text{C}$  e no P3 foram de  $25,3 \pm 2,6^\circ\text{C}$ . Com um valor mínimo de  $20^\circ\text{C}$  e máximo de  $33^\circ\text{C}$  para todos os pontos. Através da Figura 85 é possível averiguar os valores da temperatura.

**Figura 84 - Gráfico com valores da temperatura na fase IV**

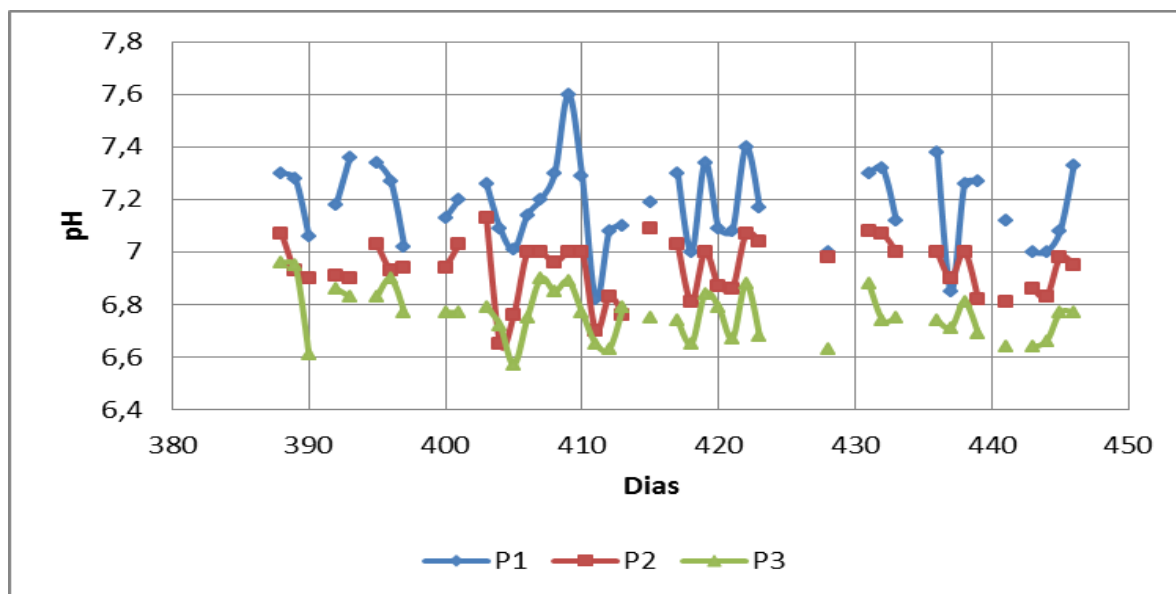


Fonte: Próprio autor.

### pH, alcalinidade e ácidos voláteis

O pH na fase IV continuou com o mesmo padrão que vinha seguindo, onde o P1 apresenta os maiores valores, o P2 os valores intermediários e o P3 os menores valores. A média e o desvio padrão no P1 foram de  $7,18 \pm 0,15$ ; no P2 foram de  $6,94 \pm 0,11$  e no P3 foram de  $6,76 \pm 0,09$ . Através da Figura 86 é possível notar alguns eventos extremos, como no 409º dia de operação, e que o pH no P1 estava em 7,6, valor esse abaixo da faixa máxima de inibição dos microrganismos, além do que, no mesmo dia o pH no P2 e P3 apresentou valores ótimos. O P3 chegou a apresentar um pH de 6,57 no 405º dia de operação, mas quando analisado a eficiência de remoção da DQO no mesmo dia, que foi de 84,8%, é possível afirmar que não gerou inibição dos microrganismos.

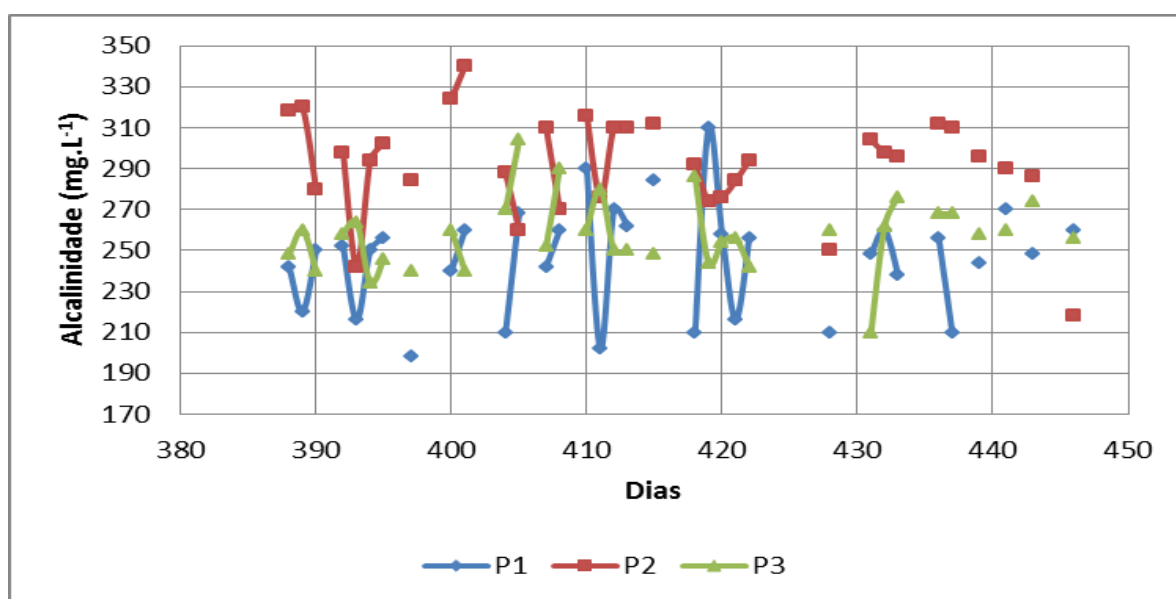
**Figura 85 - Gráfico com valores do pH na fase IV.**



Fonte: Próprio autor.

Através da Figura 87 é possível notar que a alcalinidade seguiu a tendência das fases anteriores, com um aumento da alcalinidade do P1 para o P2 e posterior queda do P2 para o P3, indicando a produção de alcalinidade no 1º compartimento e consumo nos compartimentos posteriores. A média e o desvio padrão do P1 foram de  $246,1 \pm 26,2 \text{ mg.L}^{-1}$ , no P2 forma de  $292,2 \pm 24,8 \text{ mg.L}^{-1}$  e no P3 foram de  $257,9 \pm 17,6 \text{ mg.L}^{-1}$ .

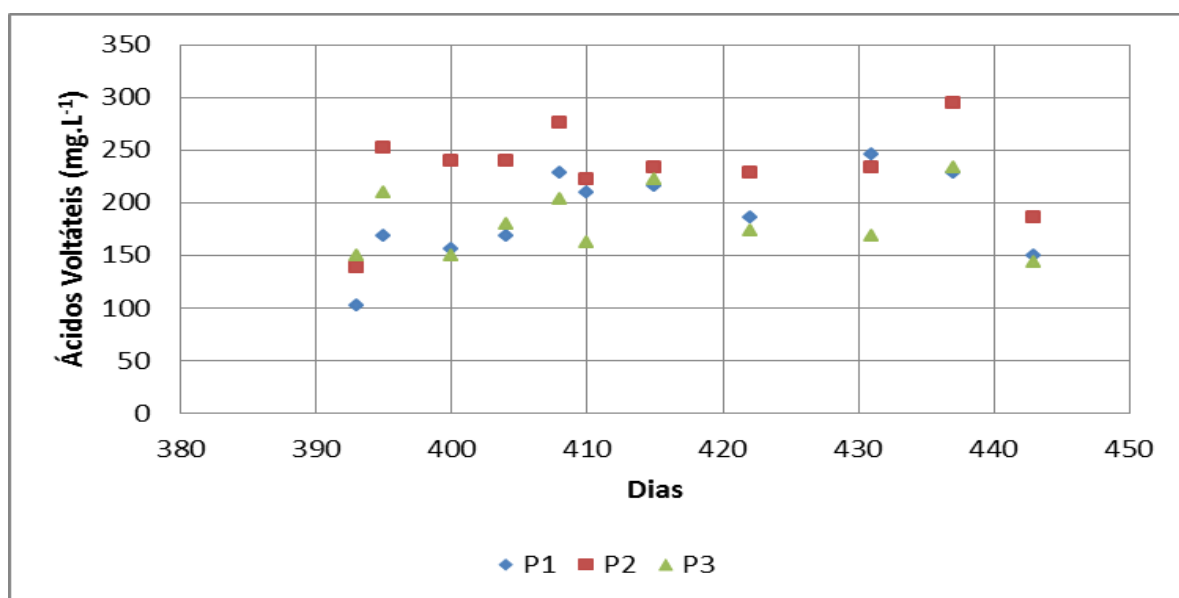
**Figura 86 - Gráfico com valores da alcalinidade na fase IV**



Fonte: Próprio autor.

Na fase IV os ácidos voláteis também apresentaram a mesma tendência das fases anteriores e da alcalinidade, como pode ser observado na Figura 88, o P2 quase sempre apresentou os maiores valores, indicando que a fase acidogênica estava liberando os ácidos e os mesmos estavam sendo neutralizados pela alcalinidade. A média e o desvio padrão no P1, P2 e P3 foram de  $187,1 \pm 43 \text{mg.L}^{-1}$ ,  $231,3 \pm 41,7 \text{mg.L}^{-1}$  e  $181,6 \pm 31,2 \text{mg.L}^{-1}$ , respectivamente.

**Figura 87 - Gráfico com valores dos ácidos voláteis na fase IV**

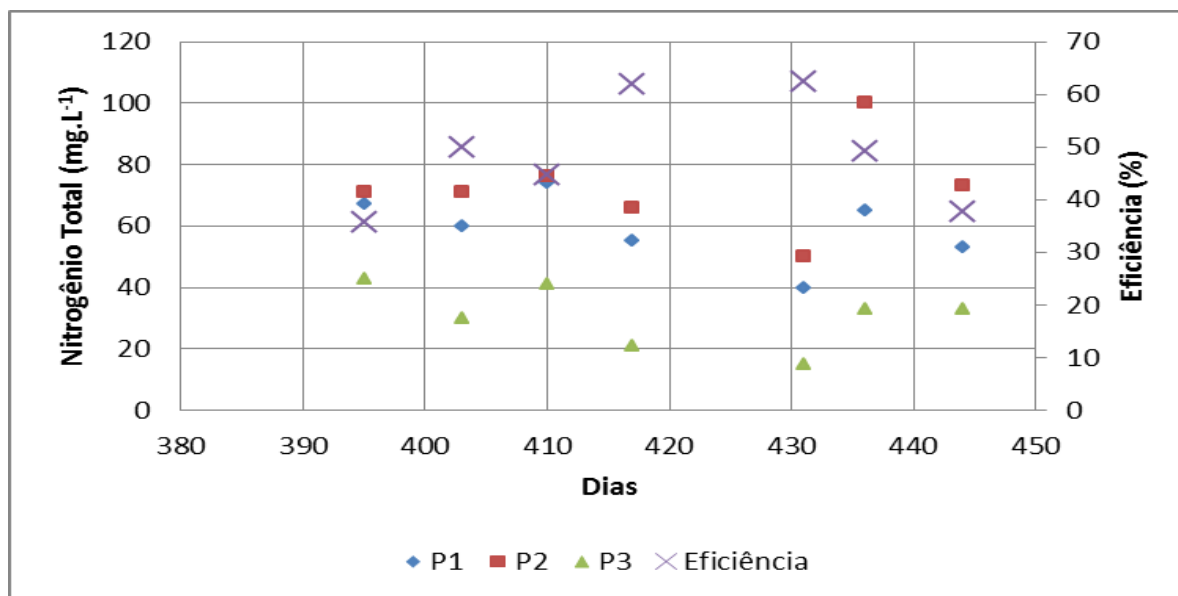


Fonte: Próprio autor.

### Nitrogênio e fósforo

Os valores do nitrogênio total tiveram alterações significativas no P1 e P3 quando comparado com a fase III. O P1 passou a apresentar uma média e desvio padrão de  $59,1 \pm 11,1 \text{mg.L}^{-1}$  e o P3 de  $30,9 \pm 10,1 \text{mg.L}^{-1}$ , o que configurou a esta fase uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $48,8 \pm 10,5\%$ . O P2 manteve uma média e desvio padrão de  $72,4 \pm 14,8 \text{mg.L}^{-1}$ , valor esse praticamente igual ao da fase anterior. Todos os valores estão representados na figura 89.

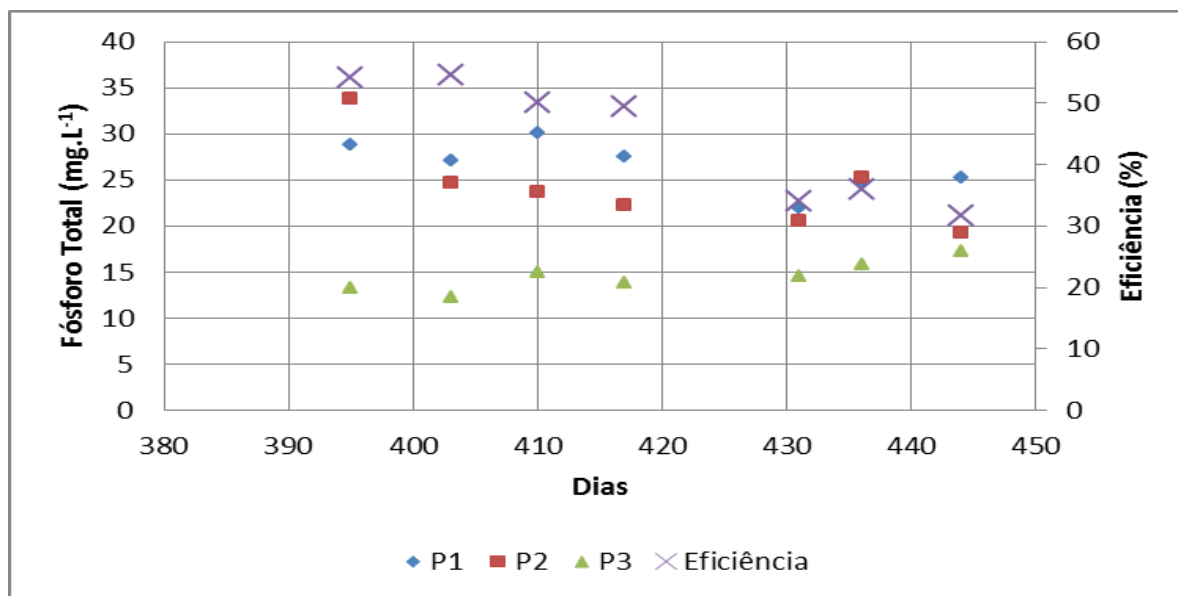
**Figura 88 - Gráfico com valores do nitrogênio total na fase IV.**



Fonte: Próprio autor.

O fósforo teve alteração significativa apenas no P1, com uma média e desvio padrão de  $26,5 \pm 2,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto o P2 e P3 apresentaram a média e desvio padrão de  $24,2 \pm 4,8 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $14,6 \pm 1,7 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. O que gerou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $44,3 \pm 10\%$ . Ainda é possível averiguar na Figura 90 que as quatro primeiras análises obtiveram boas eficiências de remoção, porém houve uma queda na eficiência nas três últimas análises, mas como citado, não se espera altas eficiências de remoção para reatores anaeróbios, apenas valores de nutrientes com concentrações suficientes para ocorrer a digestão anaeróbia, fato ocorrido nesta última fase.

**Figura 89 - Gráfico com valores do fósforo total na fase IV**

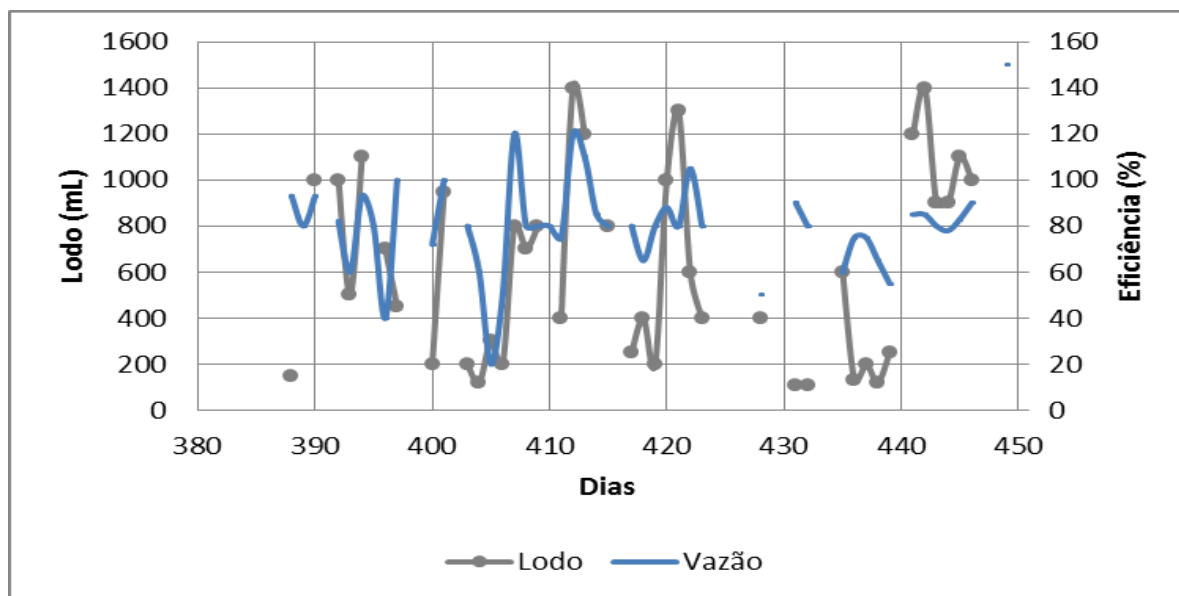


Fonte: Próprio autor.

### Lodo e espuma

A quantidade média e o desvio padrão de lodo coletado na fase IV foram de  $622,9 \pm 410,6$  mL, com um valor mínimo de 110 mL e máximo de 1.400 mL. A vazão teve média e desvio padrão de  $0,079 \pm 0,021$  m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, com mínimo e máximo de 0,02 e 0,12 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>. Nas fases anteriores a análise gráfica do comparativo entre a vazão e o lodo coletado, não permitiu afirmar que altas vazões causassem uma maior flotação de lodo no 1º compartimento. Porém o gráfico da Figura 91 com o comparativo da vazão e lodo coletado na fase IV, traz alguns pontos aonde há uma tendência da curva do lodo estar acompanhando a curva da vazão. É importante salientar que houve o descarte de lodo no 401º e 422º dia de operação, o que gerou um menor volume de lodo coletado por alguns dias, ficando nesses dias difícil de analisar a influência da vazão no volume de lodo coletado.

**Figura 90 - Gráfico comparativo entre a vazão e o lodo e espuma.**

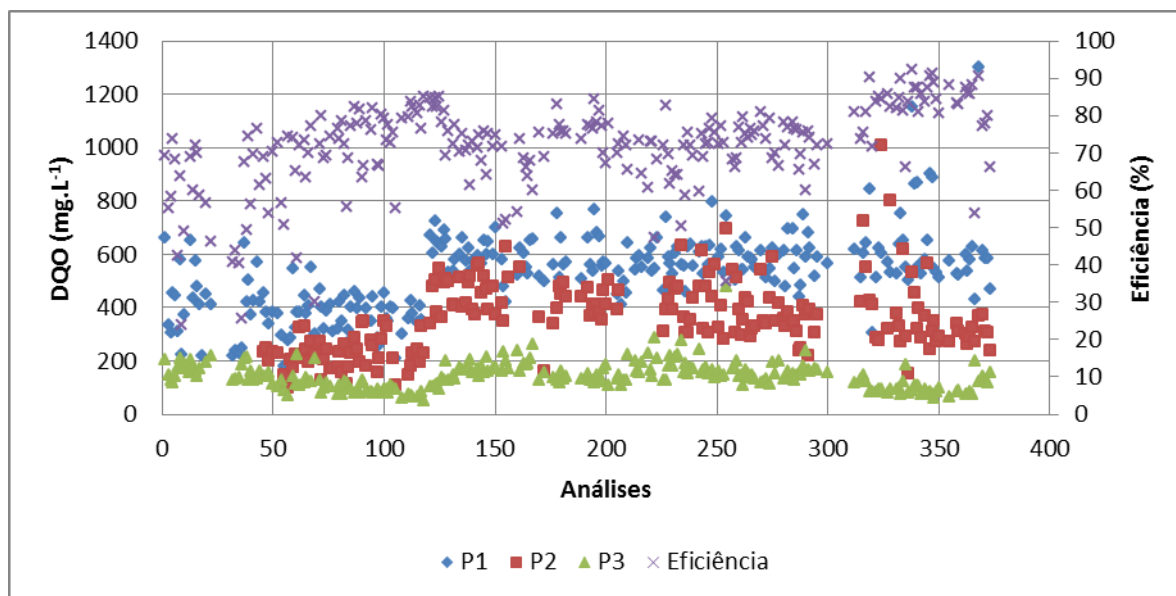


Fonte: Próprio autor.

### 5.11 Desempenho Total e resumo de todas as fases

A Figura 92 traz o gráfico com valores da DQO em todas as fases da pesquisa. A análise do gráfico permite reafirmar que o melhor desempenho em eficiência de remoção de DQO foi da fase IV, onde o reator foi operado com uma vazão de  $0,08\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ , uma COV de  $1,3\text{kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$  e um TDH de 12 horas, resultando em uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de  $82,7\pm 7,7\%$ , chegando a remover até 92,3%. Além da melhor eficiência de remoção, essa fase ainda apresentou a menor concentração de DQO no P3 com média e desvio padrão de  $101\pm 30,7\text{mg.L}^{-1}$ .

**Figura 91 - Gráfico com valores da DQO em todas as fases da pesquisa.**



Fonte: Próprio autor.

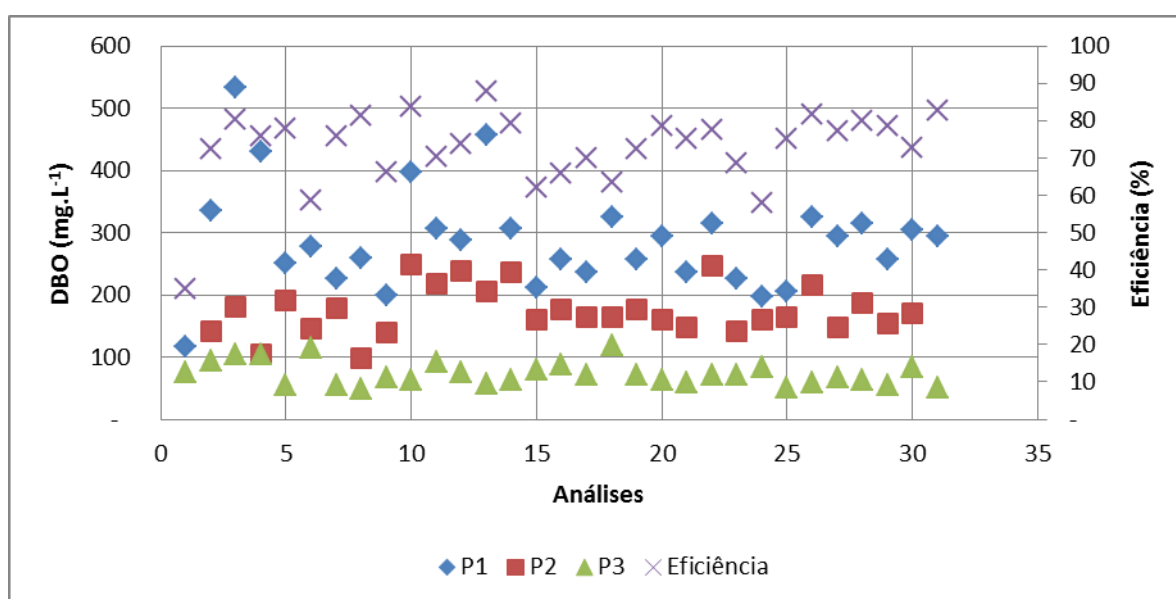
A fase I apresentou a menor média de eficiência de remoção de DQO entre todas as fases, com o valor de  $68,9 \pm 11\%$ . Entretanto, como citado anteriormente, através da análise gráfica é possível notar que no início da pesquisa a DQO no P1 estava com uma concentração em torno de  $380 \text{ mg.L}^{-1}$  e após o dia 117º houve um aumento da carga no P1, resultando em médias próximas de  $558 \text{ mg.L}^{-1}$ . Fato é que a fase I ocorreu até o dia 95º, onde a DQO no P1 esteve na média mais baixa ( $380 \text{ mg.L}^{-1}$ ) e mesmo com a DQO no P3 saindo próxima a  $115 \text{ mg.L}^{-1}$  a fase obteve baixas eficiências de remoção, quando comparado com as outras fases, aonde a DQO no P1 estava mais concentrada e mesmo com a DQO no P3 com médias maiores do que a da fase I, resultaram em maiores eficiências de remoção. Com a essa concentração da DQO no P1, a fase I obteve uma COV de  $0,78 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ , com a vazão de  $0,08 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  e TDH de 12h.

A fase II apresentou a COV de  $1,70 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ , uma vazão de  $0,113 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  e o TDH de 8h, o que resultou em uma média e desvio padrão da eficiência de remoção da DQO de  $74,2 \pm 8,8\%$  e média e desvio padrão da concentração no P3 de  $144 \pm 49 \text{ mg.L}^{-1}$ . A fase III obteve a COV de  $2,17 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ , vazão de  $0,144 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  e TDH de 6h, gerando uma média e desvio padrão da eficiência de remoção da DQO de  $71,8 \pm 6,2\%$  e média e desvio padrão da concentração no P3 de  $163 \pm 33,5 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Em relação à DBO, a melhor média da eficiência de remoção também foi da fase IV, com uma média e desvio padrão de  $78,3 \pm 3,5\%$ , chegando a apresentar um valor

de 83%, a fase também apresentou a menor concentração no P3, com média e desvio padrão de  $61,3 \pm 11 \text{ mg.L}^{-1}$ . A fase II apresentou uma média e desvio padrão bem próxima a fase IV, com o valor de  $76,9 \pm 8,2\%$ , obtendo um máximo de 88%. As fases I e III obtiveram a média e desvio padrão de  $69,7 \pm 15,7$  e  $69,1 \pm 6,8\%$ , respectivamente, porém a concentração da DBO no P3 foi superior na fase I, com a média e desvio padrão de  $81,4 \pm 26 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto na fase II foi de  $69,5 \pm 12 \text{ mg.L}^{-1}$ . A Figura 93 traz o gráfico com os valores da DBO em todas as fases da pesquisa.

**Figura 92 - Gráfico com valores da DBO em todas as fases da pesquisa.**



Fonte: Próprio autor.

Os valores dos ST tiveram a maior eficiência de remoção na fase I, com média e desvio padrão de  $57,1 \pm 17,9\%$ , a fase III apresentou a segunda maior eficiência de remoção, com média e desvio padrão de  $52,3 \pm 26,8\%$ , enquanto a fase IV apresentou a menor eficiência de remoção, com média e desvio padrão de  $19 \pm 20,9\%$ . A fase II apresentou uma média e desvio padrão de  $27 \pm 23,4\%$ , sendo interessante citar novamente a baixa quantidade de dados adquiridos nesta fase, podendo ter comprometido a confiabilidade dos dados. Acredita-se que a maior eficiência de remoção ocorreu na primeira fase, pela menor quantidade de lodo que se arrastou nesse período, obviamente ocorrido pela menor vazão aplicada. Entretanto a fase IV utilizou-se da mesma vazão da fase I e apresentou a menor eficiência de remoção, o que indica certa incapacidade do RUC em não arrastar

sólidos ao operar com altas cargas por períodos prolongados e posteriormente ser submetido a baixas cargas.

Outro parâmetro que indicou a presença de sólidos no P3 foi os sólidos sedimentáveis. As fases I, II e III obtiveram média e desvio padrão de  $0,0\pm0,02$ ;  $0,01\pm0,01$  e  $0,15\pm0,2\text{mL.L}^{-1}$ , respectivamente, ou seja, com o aumento da vazão, houve o aumento da quantidade de sólidos sedimentáveis. A fase IV apresentou média e desvio padrão de  $0,01\pm0,02\text{mL.L}^{-1}$ , reafirmando a ocorrência de maior arraste de sólidos após a aplicação de altas vazões por períodos prolongados.

Os SST tiveram a melhor eficiência de remoção na fase IV, com média e desvio padrão de  $87,2\pm4,1\%$ , a fase III obteve uma média e desvio padrão bem próxima a fase IV, com o valor de  $87,2\pm4,1\%$ . A fase I e II apresentaram médias bem semelhantes, se diferenciando mais no desvio padrão, sendo que os valores foram de  $60,4\pm22,6\%$  e  $60,4\pm5,9\%$ , para fase I e II, respectivamente.

Os valores médios e o desvio padrão dos parâmetros de todas as fases estão apresentados na tabela 9.

Tabela 9 - Valores médios e desvio padrão dos parâmetros monitorados em todas as fases.

| Análise                                         | Fase I    |           |           | Fase II  |           |          | Fase III   |           |           | Fase IV   |           |           |
|-------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|----------|-----------|----------|------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
|                                                 | P1        | P3        | E (%)     | P1       | P3        | E (%)    | P1         | P3        | E (%)     | P1        | P3        | E (%)     |
| <b>DQO</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )             | 382±87    | 115±33    | 68,9±11   | 558±107  | 144±49    | 74,2±8,8 | 585±71,5   | 163±33,5  | 71,8±6,2  | 632±185   | 101±30,7  | 82,7±7,7  |
| <b>DQO<sub>f</sub></b><br>(mg.L <sup>-1</sup> ) | -         | 98,7      | -         | -        | 101,8     | -        | -          | 122       | -         | -         | 73,3      | -         |
| <b>DBO</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )             | 303±128   | 81,4±26   | 69,7±15,7 | 325±89   | 69,5±12   | 76,9±8,2 | 255±43     | 77,4±16   | 69,1±6,8  | 285±41    | 61,3±11   | 78,3±3,5  |
| <b>DBO<sub>f</sub></b><br>(mg.L <sup>-1</sup> ) | -         | 44,5      | -         | -        | 58,5      | -        | -          | 48,5      | -         | -         | 43,6      | -         |
| <b>ST</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )              | 658±130   | 296±112   | 57,1±17,9 | 497±90,4 | 365±24,7  | 27±23,4  | 778±228    | 369±58,1  | 52,3±26,8 | 704±59,1  | 600±160   | 19±20,9   |
| <b>SST</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )             | 75,5±31,7 | 31±27,9   | 60,4±22,6 | 80±38,5  | 33±9,2    | 60,4±5,9 | 110±20,6   | 14,5±11,5 | 84,7±9,3  | 98±20,5   | 11,5±7    | 87,2±4,1  |
| <b>SSV</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )             | 46,5±16,9 | 10,5±10,7 | 77,7±13,3 | 45±22    | 14±7,2    | 68±10,8  | 73±33,9    | 12,5±10,9 | 63,2±9,8  | 75,5±19,3 | 7±2,4     | 91,2±3,6  |
| <b>SSF</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )             | 33±14,8   | 19±15,4   | 60±34,2   | 45±22,1  | 14±7,2    | 68±10,8  | 45,5±22,5  | 2±8,5     | 94,2±38,1 | 6,5±8,5   | 29,5±15,5 | 77,5±22,9 |
| <b>S.Sed.</b>                                   | -         | 0,0±0,02  | -         | -        | 0,01±0,01 | -        | -          | 0,15±0,2  | -         | -         | 0,01±0,02 | -         |
| <b>T (°C)</b>                                   | 25,2±2,5  | 23,8±2,8  | -         | 27,6±1,3 | 26,5±1,6  | -        | 21,8±1,2   | 19,8±1,8  | -         | 27,5±2,3  | 25,3±2,6  | -         |
| <b>pH</b>                                       | 7,03±0,3  | 6,75±0,2  | -         | 6,95±0,2 | 6,77±0,1  | -        | 7,29±0,2   | 6,89±0,1  | -         | 7,18±0,2  | 6,76±0,1  | -         |
| <b>Al</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )              | 200±19,7  | 187±13,4  | -         | 230±26,2 | 230±32,4  | -        | 249,5±33,5 | 231±17,8  | -         | 246±26,2  | 257±17,6  | -         |
| <b>AOV</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )             | 86±23,2   | 74,9±24,5 | -         | 108±27,5 | 77±30,8   | -        | 187±37,1   | 152±25,2  | -         | 187±43    | 181±31,2  | -         |
| <b>Nt</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )              | 48,3±19,4 | 26,5±7,9  | -         | 46±11,3  | 46±13,3   | -        | 81,2±8,8   | 51,5±13,2 | -         | 59,1±31,2 | 30,8±10,1 | -         |
| <b>Pt</b><br>(mg.L <sup>-1</sup> )              | 24,9±5,8  | 13,9±4,8  | -         | 34,7±15  | 28,6±28,9 | -        | 33,8±15    | 16,1±1,8  | -         | 26,5±2,7  | 14,6±1,6  | -         |

Fonte: Próprio autor.

## 6 CONCLUSÃO

O Reator UASB Compartimentado (RUC) apresentou bons resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea, relativo à DQO e DBO, em todas as fases a que foi submetido, chegando a apresentar uma eficiência de remoção de DQO de até 93,2%.

O RUC se apresentou promissor para o tratamento de águas residuárias de baixa concentração de matéria orgânica, como os esgotos sanitários, mesmo quando foi submetido a maiores concentrações de carga orgânica volumétrica. 0,78, 1,70, 2,17 e 1,30kgDQO/m<sup>3</sup>.d, respectivamente.

A melhor condição operacional, relativa à remoção de carga orgânica, foi conseguida quando o RUC foi operado com uma vazão de 0,08m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, uma COV de 1,30kgDQO/m<sup>3</sup>.d e um TDH de 12h (Fase IV). O RUC apresentou uma média e desvio padrão da eficiência de remoção de DQO de 82,7±7,7%, chegando a remover até 92,3% e a concentração da DQO no P3 ficou com média e desvio padrão de 101±30,7mg.L<sup>-1</sup>.

Para o parâmetro DBO, a média e desvio padrão da eficiência de remoção foi de 78,3±3,5%, chegando a apresentar um valor de 83%, com média e desvio padrão da concentração de DBO no P3 de 61,3±11mg.L<sup>-1</sup>.

A fase III, mesmo operando com a maior COV de todas as fases, apresentou a segunda melhor eficiência de remoção de carga orgânica. A COV aplicada foi de 2,17kgDQO/m<sup>3</sup>.d, com uma vazão de 0,113m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> e o TDH de 6h, o que resultou em uma média e desvio padrão da eficiência de remoção da DQO de 74,2±8,8% e da DBO de 76,9±8,2%.

A fase II foi operada com uma COV de 1,70kgDQO/m<sup>3</sup>.d, uma vazão de 0,113m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> e o TDH de 8h, o que resultou em uma média e desvio padrão da eficiência de remoção da DQO e DBO de 74,2±8,8% e 69,1±6,8%, respectivamente.

A fase I foi operada com uma COV de 0,78kgDQO/m<sup>3</sup>.d, com a vazão de 0,08m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> e TDH de 12h. A fase I apresentou a menor média de eficiência de remoção de DQO e a segunda menor de DBO entre todas as fases, com o valor de 68,9±11% e 69,7±15,7%, respectivamente. Porém, é interessante notar que a concentração de DQO no P1 era próximo de 380mg.L<sup>-1</sup>, valor bem abaixo da concentração nas outras fases.

A fase I teve a melhor remoção de ST, com média e desvio padrão de  $57,1 \pm 17,9\%$ , a menor concentração de sólidos sedimentáveis, com média e desvio padrão de  $0,0 \pm 0,02 \text{ mL.L}^{-1}$  e a menor diferença entre a DQO e a  $\text{DQO}_f$  (5%), indicando que essa fase foi a melhor quanto ao arraste de sólidos.

Na fase IV a média e o desvio padrão da eficiência de remoção dos ST foram de  $19 \pm 20,9\%$ , os sólidos sedimentáveis tiveram uma média e desvio padrão de  $0,01 \pm 0,02 \text{ mL.L}^{-1}$  e a diferença entre a DQO e a  $\text{DQO}_f$  foi de 20%.

A operação do RUC por períodos prolongados com alta carga e posterior operação com baixa carga, não interferiu na eficiência de remoção da carga orgânica, porém interferiu no arraste de sólidos.

A variação diária da vazão aplicada no RUC não interferiu nas eficiências de remoção de DQO e nem na quantidade de lodo coletado no topo do 2º compartimento do reator.

Os parâmetros alcalinidade, o pH, temperatura, nitrogênio e fósforo, apresentaram resultados que não interferiram no desempenho do reator, não inibindo as bactérias anaeróbias presentes no reator.

## REFERÊNCIAS

ABREU, É. F. de. **Estudo da diversidade microbiana metanogênica em reatores UASB tratando esgoto sanitário**. 2007. 93 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxosvoláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 2, p. 152-161, 2005.

AVELAR, J. C. **Avaliação da escória de Aciaria (LD) como leito cultivado e leito filtrante no pós-tratamento de efluente de reator UASB compartimentado**. 2008. 153 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2008.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION – APHA; WATER WORKS ASSOCIATION - AWWA, WATER ENVIRONMENT FEDERATION - WEF. **Standard methods for water and wastewater analysis**. 20. ed. Washington, 1998.

BAIRD, C. **Química ambiental**. 2. ed. Porto Alegre: Bookman, 2002. 622 p.

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The use of the Anaerobic Baffled Reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. **Water Research**. New York, v. 33, n. 7, p. 1559-1578, 1999.

BARNES, D.; BLISS P. J.; GOULD B. W.; VALLENTINE, H. R. **Water and wastewater engineering systems**. London: Pitman International Texts, 1981. 513 p.

BARROS, W.; CAMPOS, J. R. Tratamento de esgotos sanitários por reator anaeróbio compartimentado. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 23., 1992, La Habana. **Anais...** La Habana: [s. n.], 1992. p. 297-307.

BOOPATHY, R. Biological treatment of swine waste using anaerobic baffled reactors. **Bioresource Technology**, Essex, v. 64, n. 1, p. 1-8, 1998.

CASTILLO, A., CECCHI, F., MATA-ALVAREZ, J. A combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas. **Water Science and Technology**, Oxford, v.31, n.12, p. 3057-3063, 1997.

CARVALHO, K. Q.; SALGADO, M. T.; PIRES, E. C. Influência da variação cíclica de carga hidráulica no comportamento do reator UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23. 2005, Campo Grande. **Anais...** Campo Grande: ABES, 2005. p. 1-5.

CARVALHO, K. Q. **Resposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e**

**resultados experimentais.** 2006. 193 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

CASSEB, M. M. S. **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo, em escala piloto, tratando esgotos sanitários da cidade de Belo Horizonte.** 1996. 128 f. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, 1996.

CASSERLY, C.; ERIJMAN, L. Molecular monitoring of microbial diversity in an UASB reactor. **International Biodeterioration & Biodegradation**, Barking, n. 1, v. 52, p. 7-12, 2003.

CAVALCANTI, P. F. F. **Integrated Application of the UASB reactor and ponds for domestic sewage treatment in tropical conditions.** 2003. 141 f. Ph.D. (Thesis) Wageningen University, The Netherlands, 2003.

CERVANTES, F.J; PAVLOSTATHIS, S. G.; VAN HAANDEL, A. C. **Advanced biological treatment processes for industrial wastewater:** principles and applications. IWA Publishing, London, 2006.

CHUA, H.et al. Responses of anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings. **Bioresource Technology**, Essex, v. 61, n.1, p. 79-83, 1997.

COSTA, E. S. **Proposta de protocolo para projeto de engenharia ambiental de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo.** 2009. 96 f. Dissertação (Mestrado Profissionalizante em Engenharia Ambiental) - Faculdade de Engenharia, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

CHERNICHARO, C. A. L. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.** 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2001. 544 p.

CHERNICHARO, C. A. de L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias:** reatores anaeróbios. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2007.

CHERNICHARO, C. A. de L. **Reatores anaeróbios.** v. 5. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997. 245 p.

DA SILVA, G. H. R. **Reator compartimentado anaerobio/aerobio, tratando esgoto sanitário:** desempenho e operação. 2001. 132 f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP, Campinas, 2001.

DELBÈS, C.; MOLETTA, R.; GODON, J. J. Bacterial and archaeal 16S rRNA dynamics during an acetate crisis in an anaerobic digester ecosystem. **FEMS Microbiology Ecology**, Amsterdam, v. 35, p. 19-26, 2001.

ELMITWALLI, T.; OTTERPOHL, R. Grey water treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor at different temperatures. **Water Science & Technology**, Oxford, v. 64, n. 3, 2011.

FERNANDES, G. F. R.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 26, n. 1, p. 243-256, 2006.

FLORENCIO, L.; KATO, M.T.; DE MORAIS, J.C. Domestic sewage treatment in full-scale UASBB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco. **Water Science Technology**, Oxford, v. 44, n. 4, p. 71-77, 2001.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEL, A. V.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: PROSAB, 1999. p. 29-52.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic process as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives and challenges. **Reviews in environmental Science and Biotechnology**, Dordrecht, v. 6, p. 3-19, 2006.

GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C. Performance of the anaerobic baffled reactor under steady-state and shock loading conditions. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 33, p. 344-355, 1991.

GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C. The combined biological nitrogen and phosphorus removal - design and large scale experiences. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 26, n. 9-11, p. 2241-2244, 1992.

HAJARNIS, S. R., RANADE, D. R. Effect of propionate toxicity on some methanogens at different pH values and in combination with butyrate. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AEROBIC DIGESTION, 7., 1994, Cape Town. **Proceeding...** Cape Town : [s. n.], 1994.

HORI, T.; HARUTA, S.; UENO, Y.; ISHII, M.; IGARASHI, Y. Dynamic transition of a methanogenic population in response to the concentration of volatile fatty acids in a thermophilic anaerobic digester. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 72, n. 2, p. 1623-1630, 2006.

HUSSAR, G. J. **Avaliação do desempenho de leitos cultivados no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 1998. 118 f. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1998.

INTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA – IBG. **Plano Nacional de Saneamento Básico**. Brasília, DF, 2008.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgoto doméstico**. 3. ed. Rio de Janeiro: SEGRAC, 1995.

LEITÃO, R.C. **Robustness of UASB reactors treating sewage under tropical conditions**. 2004. 125 f. PhD (Thesis) - Wagenigen University, Wagenigen, 2004.

LEITÃO, R. C.; HANDEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review. **Bioresource Technology**, Essex, v. 97, p. 1105-1118, 2006.

LEITÃO, R. C., SILVA-FILHO, J. A.; SANDERS, W.; VAN HAANDEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effect of operational conditions on the performance of UASB reactors for domestic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, v.52, n.1-2, p. 299-305, 2005.

LETTINGA, G. Anaerobic digestion and wastewater treatment system. *Antonie van Leeuwenhoek*, v 6, p. 3-28, 1995.

MAHMOUD, N., ZEEMAN, G., GIJZENB, H., LETTINGA, G. Anaerobic stabilization and conversion of biopolymers in primary sludge: effect of temperature and sludge retention time. **Water Research**, New York, v. 38, p. 983 -991, 2004.

McKINNEY, R. E. **Microbiology for sanitary engineers**. New York: McGraw-Hill Book, 1962. 293 p.

METCAL; EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse**. 3. ed. New York: McGraw - Hill, 1991.

MEYSTRE, J. A. Partida de um reator UASB, em escala piloto, para tratamento de efluente doméstico: estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira. 2007. 112 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia da Energia) - Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

NOUR, E. A. A. **Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator anaeróbio compartimentado**. São Carlos: EESC, USP, 1996. 148 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1996.

OLIVA, L. C. H. V. **Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB): protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas**. São Carlos. 1997. 218 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1997.

OLIVEIRA NETO, M. S. A. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 192 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal.

PASSIG, F. H.; VILELLA, L. H.; FERREIRA, O. P. Piracicamirim sewage treatment plant - conception utilizing anaerobic process followed by aerobic process - evaluation of operational conditions and compatibility of the processes. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 6., 2000, Recife. **Proceedings...** Recife: [s. n.], 2000. p. 323-328.

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**, New York, v. 40, p. 445-452, 2006.

PIEROTTI, S. M. **Avaliação da partida de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis**. 2007. 156 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

POVINELLI, S. C. C. Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário. 1994. 181 f. Tese (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

QASIM, S. R. **Wastewater treatment plants: planning, desing and operation**. 2. ed. New York: CRC PRESS LLC, 1998. 1126 p.

RAMOS, R. A. **Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal**. 2008. 133 p. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos) – Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 2008.

RIVELINO, E. P. **Desempenho e caracterização microbiana no processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura**. 2004. 119 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

ROEST, K.; HELIG, H. G. H. J.; SMIDT, H.; VOS, W. M.; STAMS, A. J. M.; KKERMANS, A. D. L. Community analysis of a full-scale anaerobic bioreactor treating paper mill wastewater. **Systematic and Applied Microbiology**, Stuttgart, v. 28, p. 175-185, 2005.

SANZ, J. L.; DIAZ, E.; AMILS, R. Molecular ecology of anaerobic granular sludge grown at different conditions. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE BIOPROCESSOS, 15., Recife, 2005. **Anais...** Recife: SINAFERM, 2005. p.

SATO, C. M. **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto doméstico**. 2013. 109 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2013.

SAWYER, C. N.; MCCARTY, P. L.; PARKIN, G. F. **Chemistry for environmental engineering**. 4. ed. [S. l.]: MacGrall Hill, 1994. 658 p.

SEGHEZZO, L. **Anaerobic treatment of wastewater in subtropical conditions**. 2004. 172 f. Ph.D. (Thesis) - Wageningen University, The Netherlands, 2004.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, G. A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresearch Technology**, Amsterdam, v. 65, n. 3, p. 175-190, 1998.

SILVA, G. H. R.; ZANELLA, L.; NOUR, E. A. A. Comportamento de um reator compartimentado híbrido submetido a um período de operação precária: estabilidade do sistema. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17., 2000, Porto Alegre. **Anais eletrônicos...** Porto Alegre: [s. n.], 2000. p. 3-8.

TEIXEIRA, A. R. **Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reatores UASB tratando esgotos domésticos.** 2007. 166 f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.

TORRES, P.; FORESTI, E. Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. **Water Science and Technology**, London, v. 44, n. 4, p. 247-253, 2001.

VAN HAANDEL, A. et al. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews Environmental Science and Biotechnology**, Dordrecht, v. 5, p. 21-38, 2006.

VAN LIER, J. B. et al. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, London, v. 43, n. 1. p. 1-18, 2001.

VAN LIER, J.B., RINTALA, J., SANZ MARTIN, J.L., LETTINGA, G. Effect of short-term temperature increase on the performance of a mesophilic UASB reactor. **Water Science and Technology**, London, v. 22, p. 183-190, 1990.

VERSIANI, B. M. et al. Fatores intervenientes no desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., Campo Grande, MS. **Anais...** Campo Grande, MS: ABES, 2005. p. 1-8.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um reator submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos domésticos do campus da UFRJ.** 2005. 78 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias:** Introdução a qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2005. 452 p.

YANG, G., ANDERSON, G.K. Effects of wastewater composition on stability of UASB. **Journal of Environmental Engineering**, Reston, v. 119, n. 5, p. 958–977, 1993.