

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA  
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS  
CAMPUS JABOTICABAL**

**TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO  
COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE REATOR UASB.**

**Mário Soares de Abreu Neto**

Biólogo

JABOTICABAL - SP - BRASIL

2007

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA  
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS  
CAMPUS JABOTICABAL**

**TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO  
COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE REATOR UASB.**

**Mário Soares de Abreu Neto**

**Orientador: Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira**

Dissertação apresentada à Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias – UNESP, Câmpus Jaboticabal, como parte das exigências para obtenção do título de Mestre em Microbiologia Agropecuária.

JABOTICABAL - SÃO PAULO - BRASIL

Novembro de 2007

A162t Abreu-Neto, Mário Soares  
Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB / Mário Soares de Abreu Neto. -- Jaboticabal, 2007  
xv, 170 f. : il. ; 28 cm

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, 2007

Orientador: Roberto Alves de Oliveira

Banca examinadora: Edson Aparecido Abdul Nour, Maria Bernadete Amâncio Varesche

Bibliografia

1. Biodegradação anaeróbia. 2. Reator de chicanas. 3. Resíduos de suínos. I. Título. II. Jaboticabal-Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias.

CDU 628.163:636.4

Ficha catalográfica elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação – Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação - UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

**unesp**



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA**  
**CÂMPUS DE JABOTICABAL**  
**FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS**



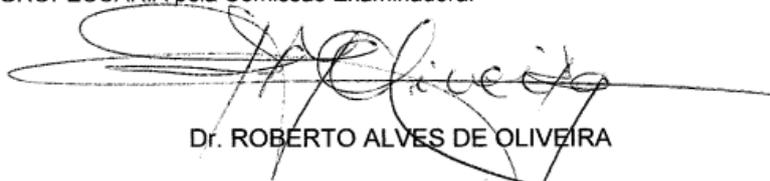
**CERTIFICADO DE APROVAÇÃO**

**TÍTULO:** TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE REATOR UASB

**AUTOR:** MÁRIO SOARES DE ABREU NETO

**ORIENTADOR:** Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE em MICROBIOLOGIA AGROPECUÁRIA pela Comissão Examinadora:



Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

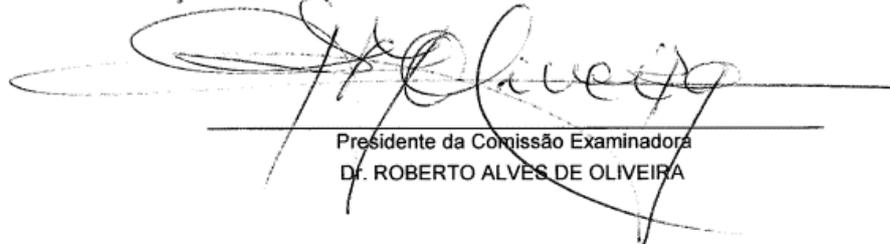


Dr. EDSON APARECIDO ABDUL NOUR



Dra. MARIA BERNADETE AMÂNCIO VARESCHE

Data da realização: 30 de novembro de 2007.



Presidente da Comissão Examinadora  
Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

## **DADOS CURRICULARES DO AUTOR**

**MÁRIO SOARES DE ABREU NETO** – Filho de Mário Soares de Abreu Filho e Eliana Maria Piffer Soares de Abreu, nascido em Jaboticabal, Estado de São Paulo, no dia 14 de abril de 1982. Graduado em Biologia pela Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” – Assis em fevereiro de 2005. Em julho de 2005, iniciou o Curso de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária, na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, da Universidade Estadual Paulista (FCAV-UNESP), situada em Jaboticabal-SP.

Aos meus pais,

***Mário e Eliana***

pelos ensinamentos, amor, dedicação e oportunidades que me proporcionaram ao longo da vida e que possibilitaram minha formação.

Aos meus queridos irmãos,

***Vanessa e Eitor***

por serem grandes amigos.

À minha namorada

***Érica***

pela atenção, ajuda e amor.

**Ofereço**

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço à DEUS por ter me dado força para a realização do trabalho.

Ao Prof. Dr. Roberto pela oportunidade, incentivo, confiança e amizade.  
Minha sincera gratidão.

A CAPES e o Programa de Microbiologia Agropecuária pela bolsa de estudos.

Aos professores Dra. Lúcia Helena Sipaúba Tavares e Dr. José Moacir Marin pelas sugestões no exame geral de qualificação.

Aos professores Dr. Edson Aparecido Abdul Nour e Dra. Maria Bernadete Amâncio Veresche pelas valiosas contribuições na banca de defesa.

A FCAV-UNESP e aos professores do curso de pós-graduação, pelo aperfeiçoamento profissional.

Aos colegas de laboratório Adélia, Adriana, Airon, Alexandre, André, Ariane, Carolina, Estevão, Helen, Laura, Marcelo, Mateus, Miller, Rodrigo e Roseane pela amizade e convivência.

As colegas Rose e Cristiane pela solicitude, especial ajuda e orientação que dispensaram a mim no desenvolvimento desse trabalho.

Aos funcionários do Departamento de Engenharia Rural, Marquinhos, Primo, Luizinho, Fiapo, Davi e Miriam e do Departamento de Tecnologia, Zé Carlos, pela ajuda constante e fundamental.

Aos meus amigos Nilson e Renato pelo incentivo e verdadeira amizade.

A todos os meus familiares pelo apoio e estímulo.

Á todos que ajudaram e torceram para que este trabalho fosse concluído com êxito.

## SUMÁRIO

|  | Página |
|--|--------|
| LISTA DE FIGURAS.....  | iv     |
| LISTA DE TABELAS.....  | vi     |
| LISTA DE ABREVIATURAS.....   | xiii   |
| RESUMO.....  | xiv    |
| SUMMARY.....   | xv     |
| I. INTRODUÇÃO.....   | 1      |
| II. REVISÃO DE LITERATURA.....   | 4      |
| 2.1. Características das águas residuárias de suinocultura e impactos ambientais de sua disposição inadequada.....   | 4      |
| 2.2. Processo de digestão anaeróbia.....   | 10     |
| 2.2.1. Hidrólise.....  | 12     |
| 2.2.2. Acidogênese.....  | 14     |
| 2.2.3. Acetogênese.....  | 14     |
| 2.2.4. Metanogênese.....   | 15     |
| 2.2.4.1. Metanogênese do Acetato.....  | 15     |
| 2.2.4.2. Metanogênese do Hidrogênio.....   | 15     |
| 2.2.5. Fatores que interferem na digestão anaeróbia.....   | 16     |
| 2.2.5.1. Temperatura.....  | 16     |
| 2.2.5.2. Nutrientes.....   | 18     |
| 2.2.5.3. pH, alcalinidade e acidez.....  | 19     |
| 2.2.5.4. Inibidores.....   | 21     |
| 2.2.5.5. Partida.....  | 21     |
| 2.2.5.6. Carga Orgânica Volumétrica.....   | 22     |
| 2.3. Tratamento de efluentes.....  | 23     |
| 2.4. Reator anaeróbio compartimentado no tratamento de águas residuárias.....  | 24     |
| 2.5. Reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura.....   | 35     |
| 2.6. Sistemas de tratamento anaeróbio em dois estágios.....  | 39     |
| III. MATERIAL E MÉTODOS.....   | 46     |
| 3.1. Local.....  | 46     |
| 3.2. Instalações experimentais.....  | 46     |
| 3.2.1. Descrição dos reatores.....   | 48     |
| 3.3. Afluente.....   | 49     |
| 3.4. Descrição da operação e acompanhamento do sistema.....  | 50     |
| 3.5. Procedimento de partida de cada ensaio.....   | 51     |
| 3.6. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos nos afluentes, efluentes, lodo e biogás: amostragem, frequência e metodologias..... | 51     |
| 3.6.1. Amostragem.....   | 52     |
| 3.6.2. Temperatura.....  | 53     |
| 3.6.3. Produção do biogás.....   | 53     |
| 3.6.4. Composição do biogás.....   | 54     |
| 3.6.5. Análise estatística.....  | 55     |
| IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....  | 55     |
| 4.1. Temperatura.....  | 55     |
| 4.2. DQO.....  | 58     |
| 4.2.1. Reator ABR.....   | 58     |

|   |     |
|---|-----|
| 4.2.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 64  |
| 4.2.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB).....                       | 66  |
| 4.2.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.....   | 71  |
| 4.3. Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV).....                                     | 73  |
| 4.3.1. Reator ABR.....  | 73  |
| 4.3.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 77  |
| 4.3.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB).....                       | 78  |
| 4.3.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.....   | 82  |
| 4.4. Produção e Composição do biogás.....   | 84  |
| 4.4.1. Reator ABR.....  | 84  |
| 4.4.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 86  |
| 4.4.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB).....                       | 88  |
| 4.4.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.....   | 91  |
| 4.5. pH, alcalinidade e ácidos voláteis totais.....   | 94  |
| 4.5.1. Reator ABR.....  | 94  |
| 4.5.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 99  |
| 4.5.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB).....                       | 101 |
| 4.5.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.....   | 105 |
| 4.6. Sólidos totais e voláteis da Manta de Lodo.....  | 107 |
| 4.6.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.....     | 113 |
| 4.7. Estimativa do balanço de massa para DQO, metano e sólidos voláteis do lodo.....          | 118 |
| 4.8. Teores de macronutrientes e micronutrientes.....   | 121 |
| 4.8.1. Nitrogênio.....  | 121 |
| 4.8.1.1. Reator ABR.....  | 121 |
| 4.8.1.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 124 |
| 4.8.1.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)                          | 126 |
| 4.8.1.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h..... | 128 |
| 4.8.2. Fósforo.....   | 130 |
| 4.8.2.1. Reator ABR.....  | 130 |
| 4.8.2.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 131 |
| 4.8.2.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)                          | 132 |
| 4.8.2.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h..... | 133 |
| 4.8.3. Cálcio, potássio, magnésio e sódio.....  | 134 |
| 4.8.3.1. Reator ABR.....  | 134 |
| 4.8.3.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....  | 136 |
| 4.8.3.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)                          | 138 |
| 4.8.3.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h..... | 140 |
| 4.8.4. Cobre, ferro, manganês e zinco.....  | 142 |
| 4.8.4.1. Reator ABR.....  | 142 |

|  |     |
|--|-----|
| 4.8.4.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h.....   | 144 |
| 4.8.4.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)                             | 146 |
| 4.8.4.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios<br>(ABR+UASB) com TDH de 29,4 h..... | 149 |
| 4.9. Coliformes.....   | 151 |
| V. CONCLUSÕES.....   | 154 |
| VI. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....  | 156 |

## LISTA DE FIGURAS

|  | Página |
|--|--------|
| FIGURA 1. Passos metabólicos e grupos microbianos envolvidos no processo de biodigestão anaeróbia.....   | 13     |
| FIGURA 2. Representação esquemática do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com reatores ABR e UASB em escala piloto.....  | 47     |
| FIGURA 3. Instalações experimentais compostas por reator de chicanas seguido de reator UASB.....   | 48     |
| FIGURA 4. Temperaturas climatológicas máxima, média e mínima, observadas na Estação Agroclimatológica durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....   | 56     |
| FIGURA 5. Temperatura dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 (C1, C2 e C3) do reator ABR e do efluente do reator UASB durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....   | 57     |
| FIGURA 6. $DQO_{total}$ , $DQO_{diss}$ e $DQO_{ss}$ do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 61     |
| FIGURA 7. Eficiência de remoção da $DQO_{total}$ , $DQO_{diss}$ e $DQO_{ss}$ nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....   | 63     |
| FIGURA 8. $DQO_{total}$ , $DQO_{diss}$ e $DQO_{ss}$ do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....   | 69     |
| FIGURA 9. Eficiência de remoção da $DQO_{total}$ , $DQO_{diss}$ e $DQO_{ss}$ nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5..... | 70     |
| FIGURA 10. Concentrações de SST e SSV do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 75     |
| FIGURA 11. Eficiência de remoção de SST e SSV nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 76     |
| FIGURA 12. Variação das concentrações de SST e SSV do afluente, do reator ABR e do reator UASB durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 80     |
| FIGURA 13. Eficiência de remoção de SST e SSV no reator ABR, no reator UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....                          | 81     |
| FIGURA 14. Produção volumétrica de metano nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 86     |

|            |   |     |
|------------|---|-----|
| FIGURA 15. | Produção volumétrica de metano nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....    | 90  |
| FIGURA 16. | pH do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....   | 95  |
| FIGURA 17. | Alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5..... | 98  |
| FIGURA 18. | Ácidos voláteis totais (AVT) e relação AI:AP do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....                | 99  |
| FIGURA 19. | pH do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 102 |
| FIGURA 20. | Alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....           | 103 |
| FIGURA 21. | Ácidos voláteis totais (AVT) e relação AI:AP do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....                          | 104 |

## LISTA DE TABELAS

|   | Página |
|---|--------|
| TABELA 1. Consumo de ração ao dia por fase de produção dos suínos e a respectiva produção mensal de dejetos.....  | 7      |
| TABELA 2. Características físicas e químicas de dejetos brutos de suínos.....   | 9      |
| TABELA 3. Vantagens e desvantagens do processo anaeróbio para tratamento de águas residuárias.....  | 11     |
| TABELA 4. Características do afluente, das condições operacionais e do desempenho de reatores ABR no tratamento de águas residuárias de diferentes procedências.....  | 32     |
| TABELA 5. Condições operacionais do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado (ABR) seguido de reator UASB) para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....  | 50     |
| TABELA 6. Exames e determinações, frequência e fontes das metodologias utilizadas.....  | 52     |
| TABELA 7. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura climatológica média durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 56     |
| TABELA 8. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura climatológica média durante os ensaios 4 e 5, com TDH de 24 h no reator ABR.....   | 56     |
| TABELA 9. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ) e da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4..... | 59     |
| TABELA 10. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ) e da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....      | 65     |
| TABELA 11. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ), da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) no reator ABR, UASB e no  |        |

|            |   |    |
|------------|---|----|
|            | sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 67 |
| TABELA 12. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO <sub>total</sub> ), da demanda química de oxigênio dissolvida (DQO <sub>diss</sub> ), da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos (DQO <sub>ss</sub> ), do afluente e dos efluentes, e da eficiência de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5..... | 72 |
| TABELA 13. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 74 |
| TABELA 14. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....  | 77 |
| TABELA 15. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) no reator ABR e UASB e no sistema tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 79 |
| TABELA 16. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema tratamento anaeróbio (ABR+UASB) em dois estágios nos ensaios 4 e 5.....   | 83 |
| TABELA 17. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH <sub>4</sub> ) no biogás e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH <sub>4</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 85 |
| TABELA 18. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH <sub>4</sub> ) no biogás e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH <sub>4</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....   | 87 |
| TABELA 19. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH <sub>4</sub> ) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de CH <sub>4</sub> nos reatores ABR e UASB e no sistema sistema de tratamento   |    |

|            |   |     |
|------------|---|-----|
|            | anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 89  |
| TABELA 20. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH <sub>4</sub> ) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de CH <sub>4</sub> nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.....      | 93  |
| TABELA 21. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....                                 | 94  |
| TABELA 22. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....                                       | 100 |
| TABELA 23. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nos reatores ABR e UASB nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 102 |
| TABELA 24. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nos reatores ABR e UASB nos ensaios 4 e 5...   | 106 |
| TABELA 25. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e taxa de carregamento orgânico (TCL) no lodo nos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 108 |
| TABELA 26. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 1 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4..... | 109 |
| TABELA 27. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 2 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4..... | 110 |

|            |   |     |
|------------|---|-----|
| TABELA 28. | Valores médios (em $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 3 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 111 |
| TABELA 29. | Valores médios (em $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta do reator UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 112 |
| TABELA 30. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e da taxa de carregamento orgânico (TCL) no lodo dos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.....  | 114 |
| TABELA 31. | Valores médios (em $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST no lodo obtido da manta da câmara 1 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.....   | 115 |
| TABELA 32. | Valores médios (em $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 2 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.....   | 116 |
| TABELA 33. | Valores médios (em $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 3 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.....   | 117 |
| TABELA 34. | Valores médios (em $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta do reator UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.....  | 117 |
| TABELA 35. | Estimativas das porcentagens da $\text{DQO}_{\text{total}}$ afluyente e removida convertidas em metano ( $\text{CH}_4$ ) e da relação entre a produção diária de $\text{CH}_4$ medida (expressa $\text{g DQO} - \text{CH}_4 \text{ d}^{-1}$ ) e a $\text{DQO}_{\text{diss}}$ removida e do tempo de retenção de sólidos (TRS), a partir das médias diárias de DQO afluyente, efluente, removida e na forma de $\text{CH}_4$ nos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3), UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB)..... | 119 |

|            |  |     |
|------------|--|-----|
| TABELA 36. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, e eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 122 |
| TABELA 37. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniacoal e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 123 |
| TABELA 38. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....   | 124 |
| TABELA 39. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniacoal e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....   | 125 |
| TABELA 40. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....                                     | 126 |
| TABELA 41. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniacoal e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.. .. | 127 |
| TABELA 42. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.....   | 128 |
| TABELA 43. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniacoal e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.....                     | 129 |
| TABELA 44. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 130 |
| TABELA 45. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das   |     |

|            |  |     |
|------------|--|-----|
|            | concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....  | 131 |
| TABELA 46. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....                           | 132 |
| TABELA 47. | Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.....                                 | 133 |
| TABELA 48. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....   | 135 |
| TABELA 49. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E) das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....   | 137 |
| TABELA 50. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....     | 139 |
| TABELA 51. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5..... | 141 |
| TABELA 52. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 143 |
| TABELA 53. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.....  | 145 |
| TABELA 54. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores   |     |

|            |   |     |
|------------|---|-----|
|            | ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....  | 147 |
| TABELA 55. | Valores médios (em mg L <sup>-1</sup> ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5..... | 150 |
| TABELA 56. | Valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e fecais dos afluentes e efluentes, e eficiências de remoção nos reatores compartimentado (câmaras 1, 2 e 3) e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.....      | 152 |

**LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS**

- ABR – Anaerobic baffled reactor – reator anaeróbio compartimentado ou de chicanas;
- Al – Alcalinidade intermediária;
- AP – Alcalinidade parcial;
- AT – Alcalinidade total;
- AVT – Ácidos voláteis totais;
- CH<sub>4</sub> – Metano;
- CNTP – Condições normais de temperatura e pressão (1 atm e 0 °C);
- COV – Carga orgânica volumétrica;
- CO<sub>2</sub> – Gás carbônico;
- CV – Coeficiente de variação da média;
- C1 – 1<sup>a</sup> câmara do reator ABR;
- C2 – 2<sup>a</sup> câmara do reator ABR;
- C3 – 3<sup>a</sup> câmara do reator ABR;
- DBO<sub>5, 20</sub> – Demanda bioquímica de oxigênio ao quinto dia, a 20 °C;
- DQO<sub>diss</sub> – Demanda química de oxigênio da fração dissolvida;
- DQO<sub>ss</sub> – Demanda química de oxigênio da fração de sólidos suspensos;
- DQO<sub>total</sub> – Demanda química de oxigênio da amostra bruta;
- N – Nitrogênio;
- NMP – Número mais provável;
- P-total – Fósforo total;
- pH – Potencial hidrogeniônico;
- ST – Sólidos totais;
- SV – Sólidos voláteis;
- SST – Sólidos suspensos totais (mg L<sup>-1</sup>);
- SSV – Sólidos suspensos voláteis (mg L<sup>-1</sup>);
- TCL – Taxa de carregamento orgânico no lodo;
- TDH – Tempo de detenção hidráulica;
- TRS – Tempo de retenção de sólidos;
- UASB – Upflow anaerobic sludge blanket reactor – reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.

## TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE REATOR UASB.

**RESUMO** - Neste trabalho avaliou-se o desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reator compartimentado (ABR) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), instalados em série, em escala-piloto (volumes de 530 e 120 L, respectivamente), tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos totais de 4.591 a 13.001 mg L<sup>-1</sup>, submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) de 60 a 24 h no primeiro reator e de 13,6 a 5,4 h no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQO<sub>total</sub> variaram de 69 a 88% no reator ABR e de 34 a 58% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com carga orgânica volumétrica (COV) de 11,51 a 21,12 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> no reator ABR, e de 4,21 a 13,29 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> no reator UASB. As eficiências de remoção de SST e SSV variaram de 86 a 96% e 88 a 97% no sistema de tratamento (ABR+UASB). A produção volumétrica de metano máxima de 0,455 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> ocorreu no reator ABR, com COV de 13,42 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> e TDH de 48 h. Obtiveram-se eficiências médias de remoção de 62 a 95% para Cu, Fe, Mn e Zn e de 30 a 71% para NTK e P-total. Houve remoção de coliformes totais e fecais de 91,935 a 99,667% porém, foram observados nos efluentes número de coliformes fecais acima de 1,5 x 10<sup>5</sup> NMP/100 mL, o que restringe sua aplicação para a irrigação de plantas. A maior parte da remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos, macro e micronutrientes e coliformes ocorreu no reator ABR e a diminuição da temperatura climatológica favoreceu o desempenho do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios.

**PALAVRAS-CHAVE:** biodegradação anaeróbia, reator de chicanas, resíduos de suínos.

## SWINE WASTEWATER TREATMENT IN ANAEROBIC BAFFLED REACTOR FOLLOWED BY UASB REACTOR

**ABSTRACT:** In this work it was evaluated the performance of two stage anaerobic process constituted of anaerobic baffled reactor (ABR) and an upflow sludge blanket reactor (UASB) installed in series, in pilot scale testing (volumes of 530 and 120 L, respectively) treating swine wastewater with total suspended solid (TSS) concentration of 4591 a 13001 mg L<sup>-1</sup> on and with hydraulic detention times (HDT) of 60 to 24 h in the first reactor and 13,6 to 5,4 h in the second reactor. The mean COD<sub>total</sub> removal efficiency varied from 69 to 88% in ABR and from 34 to 58% in UASB reactor, resulting in average values ranging from 87 to 95% for the two stage anaerobic treatment system (ABR+UASB) under organic volumetric load (OVL) of 11.51 to 21.12 g COD<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> in ABR and 4.21 to 13.29 g COD<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> in UASB reactor. The TSS and VSS removal efficiency varied from 86 to 96% and 88 to 97% in anaerobic treatment system (ABR+UASB). The maximum volumetric methane production of 0.455 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reactor d)<sup>-1</sup> occurred in ABR reactor with OVL of 13.42 g COD<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> and HDT of 48 h. The average mean removal efficiencies of 62 to 95% for Cu, Fe, Mn and Zn and of 30 to 71% for NTK and P-total. There was removal efficiency of total and fecal coliforms of 91,935 to 99,667% however, a number of fecal coliforms above 1,5 x 10<sup>5</sup> NMP/100 mL was observed on the effluents, which restricts its use for crop irrigation. The most part of removal of organic matter, suspended solids, macro and micronutrients and coliforms occurred in the ABR reactor and the diminution of environmental temperature favored the performance of two stage anaerobic treatment.

**KEYWORDS:** anaerobic biodegradation, anaerobic baffled reactor, swine waste.

## I. INTRODUÇÃO

O homem busca, desde os primórdios da civilização, sua subsistência nos recursos naturais, por meio do plantio de alimentos e criação de animais domésticos. Estas atividades eram realizadas, até então, de forma rudimentar e viviam em perfeita harmonia, uma vez que a produção era pequena, minimizando os impactos causados ao ciclo natural e à biodiversidade (ZANOTELLI, 2002).

O crescimento da população mundial e conseqüente aumento do consumo per capita de alimentos provocou mudanças na estrutura dos sistemas de produção, onde o gerenciamento de resíduos animais merece atenção especial.

A tradicional agricultura familiar caracterizada pela criação de pequenos números de animais foi substituída por um sistema tecnificado com capacidade de gerar grande quantidade de proteína animal em reduzido espaço físico, provocando o acúmulo de dejetos que armazenados e manejados inadequadamente comprometem irreversivelmente a qualidade do ar, da água e do solo.

A produção animal, em particular, provoca considerável impacto ambiental, mas os nutrientes e a matéria orgânica contidos nos dejetos constituem componentes naturais do ambiente e quando adequadamente tratados podem contribuir para a melhoria da produção vegetal e animal. Assim, embora sejam chamados de resíduos, estes componentes são na verdade recursos a serem reciclados (VAN HORN et al., 1994).

A racionalização do uso da água e restrições mais severas quanto à qualidade de efluentes líquidos dispostos no ambiente têm exigido a busca da otimização de processos de tratamento de efluentes.

Em virtude do aprimoramento da legislação, são crescentes as exigências quanto aos critérios de manejo de dejetos, tornando-se significativamente mais rigorosas e acarretando elevados custos aos produtores sendo, desta forma, necessária à evolução nos processos de tratamentos de resíduos que conduzam a uma redução do custo dos mesmos, tornando-os acessíveis aos suinocultores (MEISTER, 2005).

De acordo com o IBGE (2005), a última Pesquisa Pecuária Municipal realizada em 2005 apontou 34.063.934 suínos no Brasil, em sua maioria instalados

no estado de Santa Catarina. A criação desses animais em confinamentos com uso intensivo de água para higienizações assume particular importância, pois resulta em consideráveis volumes de águas residuárias contendo altas concentrações de sólidos suspensos, matéria orgânica, nitrogênio, fósforo, metais e patógenos.

As possíveis soluções para os rejeitos lançados no ambiente podem abrigar diferentes processos biológicos, cujo objetivo é a biodegradação de compostos poluentes em compostos mais simples, em outras palavras, a mineralização completa de moléculas orgânicas (VAZOLLER, 2005).

O tratamento de águas residuárias e resíduos sólidos pela ação de microrganismos emprega reatores (biorreatores) com diferentes configurações, constituindo verdadeiros ecossistemas microbianos (VAZOLLER, 2005).

A importância da digestão anaeróbia como processo de tratamento de resíduos orgânicos cresceu de forma extraordinária nas últimas décadas, principalmente por apresentar balanço energético mais favorável que os processos aeróbios convencionais. Dentre as principais vantagens amplamente enunciadas, citam-se: baixo consumo de energia, por não exigir a introdução forçada de oxigênio no meio como os processos aeróbios; baixa produção de lodo, estimada como sendo inferior a 20% daquela apresentada por processos aeróbios convencionais; possibilidade de recuperação e utilização do gás metano como combustível (OLIVEIRA, 1997). Outras vantagens seriam as baixas demandas de área e custos de implantação; possibilidade de preservação da biomassa sem alimentação no reator por vários meses; tolerância a elevadas cargas orgânicas; aplicabilidade em pequena e grande escala e baixo consumo de nutrientes (CHERNICHARO, 2007). Além disso, reduzem o poder poluente das águas residuárias e os subprodutos resultantes desse processo (biogás e efluente estabilizado) podem propiciar aplicação direta na propriedade rural.

O elevado desempenho dos reatores anaeróbios modernos denominados avançados ou de altas taxas é conseqüência da organização eficiente dos microrganismos anaeróbios e sua retenção no reator, permitindo que sejam operados com baixo tempo de detenção hidráulica (TDH) e altos tempos de retenção de sólidos (TRS), acarretando em pequenos volumes de reatores. No Brasil as pesquisas realizadas permitiram a adoção com sucesso desses sistemas para

tratamento de águas residuárias industriais, domésticas e agropecuárias (VAZOLLER, 2005).

Os reatores UASB, devido as suas características hidrodinâmicas, construtivas e operacionais, tem sido cada vez mais utilizados e apresentado elevadas eficiências tratando águas residuárias. Apesar disso, apresenta limitações relacionadas à hidrólise dos sólidos orgânicos, que pode ser lenta ou muito rápida, em virtude da produção de grandes quantidades de ácidos graxos voláteis, que por sua vez, inibem as arqueias formadoras de metano (FORESTI, 1999).

O reator compartimentado ou de chicanas (ABR) é resultante de uma modificação do reator UASB, no qual, por meio de chicanas força o líquido a fluir ascende e descendente possibilitando assim o maior contato entre o afluyente e os microrganismos que degradam a matéria orgânica (NOUR, 1996). Dentre suas vantagens, destacam-se sua simplicidade construcional e a habilidade de separar a fase acidogênica e a metanogênica, permitindo assim, que diferentes populações dominem cada compartimento além da sua alta capacidade de retenção de sólidos (KUSÇU & SPONZA, 2005).

Por isso, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, caracterizadas por alta fração de sólidos orgânicos particulados, seria vantajosa a adoção de um processo anaeróbio em dois estágios, que consiste de dois reatores instalados em série, sendo o primeiro para a hidrólise parcial da matéria orgânica e o segundo para digerir os compostos solúveis formados no primeiro reator (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Considerando as potencialidades dos reatores ABR e UASB e do processo anaeróbio em dois estágios, FERNANDES (2004) utilizou ambos reatores em série para tratar águas residuárias de suinocultura diluídas, com concentrações de sólidos suspensos totais (SST) em torno de  $6000 \text{ mg L}^{-1}$ , e obteve bons resultados. Os valores médios de eficiência de remoção de DQO e SST foram acima de 87% e da produção de metano acima de  $0,75 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  com estabilidade e resistência a choques de carga orgânica.

Portanto, neste trabalho dando continuidade às pesquisas iniciadas com o trabalho de FERNANDES (2004), tendo em vista as possibilidades de utilização do efluente bruto e aumento da COV, avaliou-se o desempenho do processo anaeróbio

em dois estágios com os reatores compartimentado e UASB em série, em escala piloto, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST do afluente em torno de  $10.000 \text{ mg L}^{-1}$ , variando-se o tempo de detenção hidráulico (TDH) e aplicação de COV acima de  $10 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ reator d)}^{-1}$  no reator ABR.

## II. REVISÃO DE LITERATURA

### 2.1. Características das águas residuárias de suinocultura e impactos ambientais de sua disposição inadequada

A temática ambiental tem ganhado corpo nas últimas décadas em nossa sociedade face ao alto impacto, que as mais distintas atividades humanas têm causado sobre o ambiente, trazendo como consequência a exaustão de muitos recursos naturais, obrigando-nos a repensar o modelo de desenvolvimento adotado. Daí o conceito de sustentabilidade (social, econômica e ambiental) das mais diversas atividades estar ganhando importância no setor produtivo (SUINO, 2006).

A alta densidade de animais e o tipo de confinamento, que caracterizam as novas formas de produção de suínos, freqüentemente não encontram equilíbrio entre a quantidade e qualidade dos resíduos gerados e a capacidade de tratamento dos sistemas convencionais, criando impactos ambientais consideráveis.

Apesar disso, a suinocultura no Brasil ainda é uma atividade predominantemente de pequenas propriedades rurais e uma atividade importante do ponto de vista social, econômico, além de contribuir para a fixação do homem no campo, não o deixando migrar para os centros urbanos. Cerca de 81,7% dos suínos são criados em propriedades de até 100 hectares. Essa atividade se encontra presente em 46,5% das propriedades rurais existentes no Brasil, empregando mão-de-obra tipicamente familiar e constituindo importante fonte de renda e de estabilidade social (PERDOMO, 2005).

A criação intensiva de suínos tem causado grandes problemas ambientais em algumas regiões do Brasil. Isto se deve a alta concentração de matéria orgânica e nutrientes nos dejetos de suínos que, quando não são corretamente manejados e tratados, podem causar grande impacto sobre a biota do solo e água. A produção e

disposição destes dejetos em áreas onde não se tem uma demanda suficiente por nutrientes têm causado a lixiviação e percolação de dejetos, apresentando em determinadas regiões altos índices de contaminação de nossos recursos hídricos (SUINO, 2006).

A crescente evolução dos índices de desempenho e melhoria do padrão sanitário obtida nos últimos anos colocam a produção brasileira de suínos no patamar da competitividade internacional. O Brasil possui o 4º rebanho de suínos ficando atrás apenas da China, União Européia (25 países) e EUA. É também o quarto maior exportador de carne suína atrás da União Européia, EUA e Canadá e tem como principais mercados consumidores a Rússia, Hong Kong, Ucrânia e Cingapura (ANUALPEC, 2006).

São 35 milhões de cabeças que produzem 1,7 milhões de toneladas de carne e respondem por 1% do PIB, gerando emprego e renda para mais de 2 milhões de propriedades rurais (PERDOMO, 2005). Isso significa mais de 192 milhões de m<sup>3</sup>/ano de água demandada pelo setor de produção e mais de 100 milhões de m<sup>3</sup>/ano de efluentes gerados pela atividade, com um potencial poluente da ordem de 2,5 milhões de toneladas de DBO<sub>5</sub>, concentrados, basicamente, na região Sul que possui 43% do plantel de suínos seguido das regiões Nordeste (22%), Sudeste (17%), Centro-Oeste (12%) e Norte (6%) (ANUALPEC, 2006).

Santa Catarina, com seus 95,442,9 km<sup>2</sup> de área territorial e efetivo suíno de 5.235.692 milhões de cabeças, é o Estado com maior densidade suína (54,9 suínos/km<sup>2</sup>), sendo considerada baixa em relação aos padrões europeus, a exemplo da Alemanha (72,9 suínos/km<sup>2</sup>) e Holanda (301 suínos/km<sup>2</sup>). No entanto, ao se detalhar a análise para a região Oeste (169,1 suínos/km<sup>2</sup>), os municípios de Concórdia (287 suínos/km<sup>2</sup>) e da Sub-bacia do Rio do Lajeado Frágoso (613 suínos/km<sup>2</sup>), a situação passa a ser preocupante (OLIVEIRA, 2007).

O alojamento de matrizes se aproximou, no ano de 2006, dos 2,46 milhões de cabeças, 117 mil matrizes a mais do que em 2004. Neste período, a participação do plantel industrial (com produtividade média ao redor de 20 suínos terminados por matriz por ano) passou de 58% para 62% do total alojado, devendo em 2007 superar 64%. Isto indica que o processo de modernização da produção tecnificada vem se acelerando em detrimento da produção de subsistência, que por força das

exigências de qualidade e segurança alimentar, perde competitividade e mercado (ABIPECS, 2007).

Os dejetos de suínos são constituídos por fezes, urina, água dos bebedouros e resíduos de alimentos. As instalações de criação de suínos, o tipo de alimentação e de bebedouro, os sistemas de manejo e de limpeza (quantidade de água utilizada na higienização das baias) podem ser considerados como fatores determinantes das características e do volume total dos dejetos produzidos (KONZEN, 1983). Gosmann (1997) apud ZANOTELLI (2002) ressaltou que as diferentes condições estruturais e de manejo nas criações de suínos faz com que a quantidade e a composição dos dejetos variem em cada propriedade. O uso de água para limpeza de instalações de suínos varia de 6 a 50 L d<sup>-1</sup> por animal (Montalvo, 1995 apud PEREIRA, 2003).

BELLI FILHO (1995) relatou que o volume produzido depende do tipo da criação, construções, alimentação, distribuição de água, manejo adotado e ainda do estado psicológico dos suínos. A quantidade de dejetos produzida diariamente e seu teor de umidade variam de acordo com as fases de produção. OLIVEIRA et al. (1993) observaram uma produção média de 8,6 litros/suíno/dia de dejetos líquidos para o rebanho total.

A Holanda e a Alemanha, gigantes da produção mundial de suínos, abriram mão de suas posições de produtores, diante dos impactos ambientais provocados pela atividade. Esses países encontraram custos para despoluir o ambiente maiores do que os benefícios econômicos, mesmo gigantescos, produzidos pela suinocultura.

A capacidade poluidora dos dejetos de suínos, em termos comparativos, é muito superior à de outras espécies, pois enquanto a DBO<sub>5,20</sub> per capita de um suíno, com 85 kg de peso vivo varia de 189 a 208 g/animal/dia, a doméstica é de apenas 45 a 75 g/habitante/dia (PERDOMO & LIMA, 1998). Segundo OLIVEIRA (1997), a DBO<sub>5,20</sub> do esgoto doméstico é cerca de 200 a 500 mg L<sup>-1</sup>, enquanto a DBO<sub>5,20</sub> dos dejetos de suínos oscila entre 30000 a 52000 mg L<sup>-1</sup>, ou seja, em torno de 260 vezes superior.

Em termos de comparação, um suinocultor médio com três mil animais permanentemente instalados em sua granja tem uma produção de esgotos semelhante a uma cidade com doze mil habitantes (BEZERRA, 2002).

A quantidade total de esterco produzida por um suíno varia de acordo com o seu desenvolvimento ponderal, mas apresenta valores decrescentes de 8,5 a 4,9% em relação a seu peso vivo/dia para a faixa de 15 a 100 kg (OLIVEIRA et al, 1993). Na Tabela 1, estão apresentados o volume de dejetos produzidos por categoria animal.

TABELA 1. Consumo de ração ao dia por fase de produção dos suínos e a respectiva produção mensal de dejetos.

| Categoria animal      | Ração<br>kg/animal/dia | Dejetos<br>m <sup>3</sup> /animal/mês |
|-----------------------|------------------------|---------------------------------------|
| Lactação              | 5,5                    | 0,81                                  |
| Gestação              | 2,3                    | 0,48                                  |
| Suínos de 25 a 100 kg | 2,4                    | 0,25                                  |
| Leitões na creche     | 0,8                    | 0,05                                  |

Fonte: LUDKE & LUDKE (2002)

Os mananciais e fontes d'águas podem ser contaminadas por dejetos de suínos. O acúmulo e o extravasamento de dejetos ou o despejo ilegal desses resíduos em rios e a construção de esterqueiras próximas a essas fontes tem contaminado a água e interferido no desenvolvimento da vida em rios e lagoas. Há um aumento significativo na quantidade de bactérias, principalmente *Citrobacter*, *Enterobacter*, *Klebsiella*, *Escherichia* e outras. A *Escherichia coli* pode ser considerada a de maior importância e patogenicidade para o homem e animais por ser responsável por severas enterites. Destaca-se ainda a contaminação por *Salmonella*, sendo esta zoonose de importância mundial (Weiss et al., 2002 apud RAMIREZ et al., 2003).

O nitrogênio (N) e o fósforo (P) são considerados como os principais problemas de poluição dos recursos hídricos. Dietas ricas em proteína, e conseqüentemente nitrogênio, exigem maior consumo de água, uma vez que o metabolismo das proteínas gera menor produção de água metabólica, quando comparada ao de carboidratos e lipídeos. A excreta na urina é tanto maior quanto mais elevado for o nível de N da dieta.

O N é o nutriente que exige maiores cuidados, pois além de limitar o desenvolvimento da maioria das culturas, é o mais sujeito a transformações biológicas e perdas, seja na armazenagem ou no solo.

O nitrogênio alterna-se entre várias formas e estados de oxidação em seu ciclo na biosfera. No meio aquático, pode apresentar-se nas seguintes formas: nitrogênio molecular ( $N_2$ ), nitrogênio orgânico, nitrito ( $NO^2^-$ ) e nitrato ( $NO^3^-$ ). Com a aplicação no solo de resíduos orgânicos, a percolação de nitrogênio pode contaminar o lençol freático com nitratos, que em concentrações elevadas ( $>10$  mg/l) podem causar câncer e metahemoglobinemia em crianças (Síndrome do bebê azul), sendo também responsável pela eutrofização dos corpos d'água. Os processos bioquímicos de conversão de amônia a nitrito e deste a nitrato, implicam no consumo de oxigênio do meio. A toxicidade aguda dos compostos N-nitrosos varia de acordo com o tipo de composto e a suscetibilidade das pessoas sobre as quais atuam. Sabe-se que no homem, os efeitos tóxicos das nitrosaminas podem se manifestar através de cirroses e outros danos hepáticos. O nitrogênio na forma de amônia é diretamente tóxico aos peixes; além disso, importantes agentes patogênicos como *E. coli*, *Salmonella sp*, *M. Tuberculosis*, *Brucella suis*, *Streptococcus sp*, vírus da peste suína clássica, da febre aftosa, entre outros, podem ser veiculados pelos dejetos de suínos (ISBIZUKA, 1998).

Segundo Voermans (1994) apud ATKINSON & WATSON (1996), a retenção de N em leitões, em porcos em fase de crescimento e matrizes é de 40, 33 e 19%, respectivamente, e para P é de 39, 33 e 17%. Se os dados de N excretados forem combinados com o número de porcos na Inglaterra, isso indicará a necessidade de  $1,90 \times 10^5$  ha de terras para dispor a água residuária, assumindo 250 kg N por ha. O autor sugere uma redução no conteúdo de proteínas da dieta através de uma melhor combinação de aminoácidos essenciais com os necessários, podendo reduzir sua excreção de 15 a 21%. LUDKE & LUDKE (2002) também apontam a necessidade de uma melhor adequação nutricional da dieta, com correta formulação, de forma a reduzir a quantidade de nutrientes na alimentação, conseqüentemente reduzir suas quantidades nos dejetos e ao mesmo tempo aumentar a eficiência da utilização.

SEGANFREDO (1998) ao estudar o efeito acumulativo da aplicação de dejetos suínos no solo por três anos, concluiu que com doses para suprir até 150 kg  $ha^{-1}$  de N na cultura do milho, houve aumento dos teores de N total,  $N-NH_4^+$  e  $N-NO^3^-$  na camada de 0 a 20 cm do solo e de  $N-NO^3^-$  na de 40 a 60 cm. A concentração de  $N-NO^3^-$  na profundidade de 40 a 60 cm foi 172% superior a

testemunha (adubação mineral) e os teores de  $\text{NO}_3^-$  excederam de 50 a 121% o limite estabelecido pela legislação de saúde pública ambiental ( $10 \text{ mg L}^{-1}$ ).

Os valores médios de características físicas e químicas de dejetos brutos de suínos são apresentados na Tabela 2:

TABELA 2. Características físicas e químicas de dejetos brutos de suínos.

| <b>Parâmetros</b>            | <b>Média</b> |
|------------------------------|--------------|
| pH                           | 7,75         |
| DBO (mg/l)                   | 10.250       |
| DQO (mg/l)                   | 25.625       |
| Sólidos Totais (mg/l)        | 22.399       |
| Sólidos Voláteis (mg/l)      | 16.389       |
| Sólidos Fixos (mg/l)         | 6.010        |
| Sólidos Sedimentáveis (ml/l) | 429          |
| NTK (mg/l)                   | 2.374        |
| P-total                      | 578          |

Fonte: Embrapa/CNPSA; Konzen (1980); Iap (1997) apud BEZERRA (2002)

Além dos macronutrientes essenciais, os dejetos de suínos, em virtude da suplementação mineral oferecida aos animais, contém micronutrientes como o Zn, Mn, Cu e Fe que, em doses elevadas, também, podem ser tóxicos. A indústria de ração costuma usar doses elevadas de Zn (3000 ppm) e de Cu (250 ppm) na ração de leitões para a prevenção de diarreias e como estimulante do crescimento, respectivamente (PERDOMO et al., 2005).

Campelo (1997) apud OLIVEIRA (2006) avaliou a influência de aplicações de águas residuárias de granjas de suínos sobre as características físico-hídricas e químicas de um solo Podzólico Vermelho – Amarelo. Foram utilizadas 4 diferentes concentrações de sólidos-totais (2,40; 7,00; 16,30 e 26,90  $\text{g L}^{-1}$ ). Observou-se aumento nas concentrações de Ca, P, Cu e Zn na camada de 0 a 10 cm, ocorrendo para o zinco esse aumento também na camada de 10 a 20 cm.

Portanto, para evitar a adição de nutrientes em quantidades superiores às exigidas pelas culturas e, muitas vezes, até superiores à capacidade de retenção do solo, recomenda-se equacionar a dose do resíduo orgânico a ser aplicado tomando

por base o nutriente cuja quantidade será satisfeito com menor dose. É preciso considerar, além da disponibilidade de nutrientes determinada pela análise do solo, a exigência da cultura e a concentração de nutrientes nos resíduos. Além disso, a maior parte das propriedades não possuem área suficiente para distribuir dejetos, de acordo com a recomendação estabelecida pela legislação, que é de  $50 \text{ m}^3 \text{ ha}^{-1} \text{ ano}^{-1}$  (MIRANDA, 2005).

Além da potencial poluição que os resíduos gerados pela suinocultura podem causar aos mananciais e ao solo, existe ainda os problemas em relação à qualidade do ar, que podem ser relativos à ocorrência de emissões gasosas que afetam localmente os moradores da região onde os animais estão alojados e os que dizem respeito à emissão dos gases que contribuem para a geração do efeito estufa (MIRANDA, 2005).

## **2.2. Processo de digestão anaeróbia**

O crescimento populacional e o desenvolvimento industrial tem ocasionado efeitos negativos sobre o ambiente, tais como a poluição e a degradação dos recursos naturais. Existe a necessidade de tecnologias que revertam esse quadro de degradação, a fim de assegurar a não ocorrência de prejuízos irreparáveis e garantir a qualidade de vida das gerações atuais e futuras (ISOLDI et al., 2006).

A digestão anaeróbia é um processo biológico no qual um consórcio de diferentes tipos de microrganismos, na ausência de oxigênio molecular, promove a transformação de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples como o metano e o gás carbônico.

O tratamento biológico de efluentes, como o próprio nome indica, ocorre inteiramente por mecanismos biológicos. Estes processos reproduzem, de certa maneira, os processos naturais que ocorrem, em um corpo d'água, após o lançamento de despejos. No corpo d'água, a matéria orgânica carbonácea e nitrogenada é convertida em produtos inertes por mecanismos puramente naturais, caracterizando o assim chamado fenômeno da autodepuração. Em uma estação de tratamento de efluentes os mesmos fenômenos básicos ocorrem, mas com a introdução de tecnologia. Essa tecnologia tem como objetivo fazer com que o processo de depuração desenvolva-se em condições controladas.

Na Tabela 3, estão apresentadas algumas vantagens e desvantagens da utilização da tecnologia anaeróbia para tratamento de águas residuárias.

TABELA 3. Vantagens e desvantagens do processo anaeróbio para tratamento de águas residuárias.

| Vantagens  | Desvantagens   |
|--|--|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>■ Baixa produção de sólidos, cerca de 2 a 8 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios.</li> <li>■ Baixo consumo de energia, usualmente associado a uma elevatória chegada. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos.</li> <li>■ Baixa demanda de área.</li> <li>■ Baixos custos de implantação, da ordem de 20 a 30 dólares per capita (para tratamento de esgoto doméstico).</li> <li>■ Produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico.</li> <li>■ Possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator, por vários meses.</li> <li>■ Tolerância a elevadas cargas orgânicas.</li> <li>■ Aplicabilidade em pequena e grande escala</li> <li>■ Baixo consumo de nutrientes.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>■ Remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos insatisfatória.</li> <li>■ Produção de efluente com aspecto desagradável e usualmente com qualidade insuficiente para atender aos padrões ambientais. Em decorrência, alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária.</li> <li>■ Possibilidade de distúrbios devido à choques de carga orgânica e hidráulica, presença de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes.</li> <li>■ A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas ainda precisam ser mais estudadas.</li> <li>■ A partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semente adaptado.</li> <li>■ Possibilidade de geração de maus odores e de problemas de corrosão, porém controláveis.</li> </ul> |

Fonte: CHERNICHARO (2007).

A digestão anaeróbia do resíduo animal resulta na produção de biogás, composto basicamente de metano (CH<sub>4</sub> de 50 a 70% do biogás) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub> - 30%); além dos aspectos ambientais, redução na emissão de gases de efeito estufa, pode agregar valor a produção, tornando-a auto sustentável economicamente, por meio da geração de energia (térmica) e a valorização agrônômica do biofertilizante (LUCAS JUNIOR, 1994).

Várias instalações rurais, como granjas de suínos, de aves e leiteira, necessitam diariamente de água aquecida para a assepsia de animais, utensílios e

para o processo de pasteurização, dentre outros, o que vem sendo feito por meio de aquecedores centrais elétricos ou a GLP, nos quais poderia ser usado o biogás. Comparando-se o m<sup>3</sup> de biogás contendo 5500 kcal com outros combustíveis, obtêm-se o correspondente a: 1,1 L de álcool anidro; 1,14 L de álcool hidratado; 3 kg de bagaço de cana; 2,17 kg de lenha; 0,9 kg de carvão vegetal; 0,7 L de gasolina; 0,6 L de óleo diesel; 0,2 m<sup>3</sup> de GLP e 0,64 kg de gás natural. Com o biogás pode-se gerar eletricidade por meio de motores de combustão interna com geradores e alcançar eficiências de até 40%. Parte do calor dos gases de exaustão do processo de combustão pode ser recuperado em trocadores de calor. Por meio desse aproveitamento simultâneo de energia elétrica e térmica conhecido como cogeração, pode-se aproveitar até 80% da energia combustível (LIMA, 2005).

A conversão dos compostos orgânicos em metano é eficaz na remoção do material orgânico, apesar de não promover a sua oxidação completa, a exemplo de sistemas bioquímicos aeróbios (CAMPOS, 1999).

As reações que compõem o processo de digestão anaeróbia são numerosas e complexas, resultando diversos produtos intermediários, os quais ainda estão sendo pesquisados para uma melhor análise de suas atuações e funções no processo.

Alguns autores dividem a digestão anaeróbia em três estágios – hidrólise de polímeros, fermentação e produção de CH<sub>4</sub>, outros autores em quatro – hidrólise, acidogênese, acetogênese, metanogênese (Figura 1).

As quatro etapas da conversão anaeróbia de compostos orgânicos a CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub> estão descritas abaixo:

### **2.2.1. Hidrólise**

Processo onde as bactérias hidrolíticas transformam a matéria orgânica em formas mais solúveis, utilizando exo-enzimas (lipases, proteases e amilases). Grande variedade de moléculas complexas como carboidratos, proteínas e lipídeos são hidrolisadas a uma gama de compostos de menor peso molecular (monômeros) assimiláveis pelas bactérias fermentativas acidogênicas.

Na anaerobiose, a hidrólise dos polímeros usualmente ocorre de forma lenta, sendo vários os fatores que afetam o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado

(CHERNICHARO, 2007). Portanto, a velocidade da conversão do material orgânico complexo em biogás pode ser limitada pela velocidade da hidrólise no tratamento de águas residuárias com altas concentrações de sólidos suspensos orgânicos.

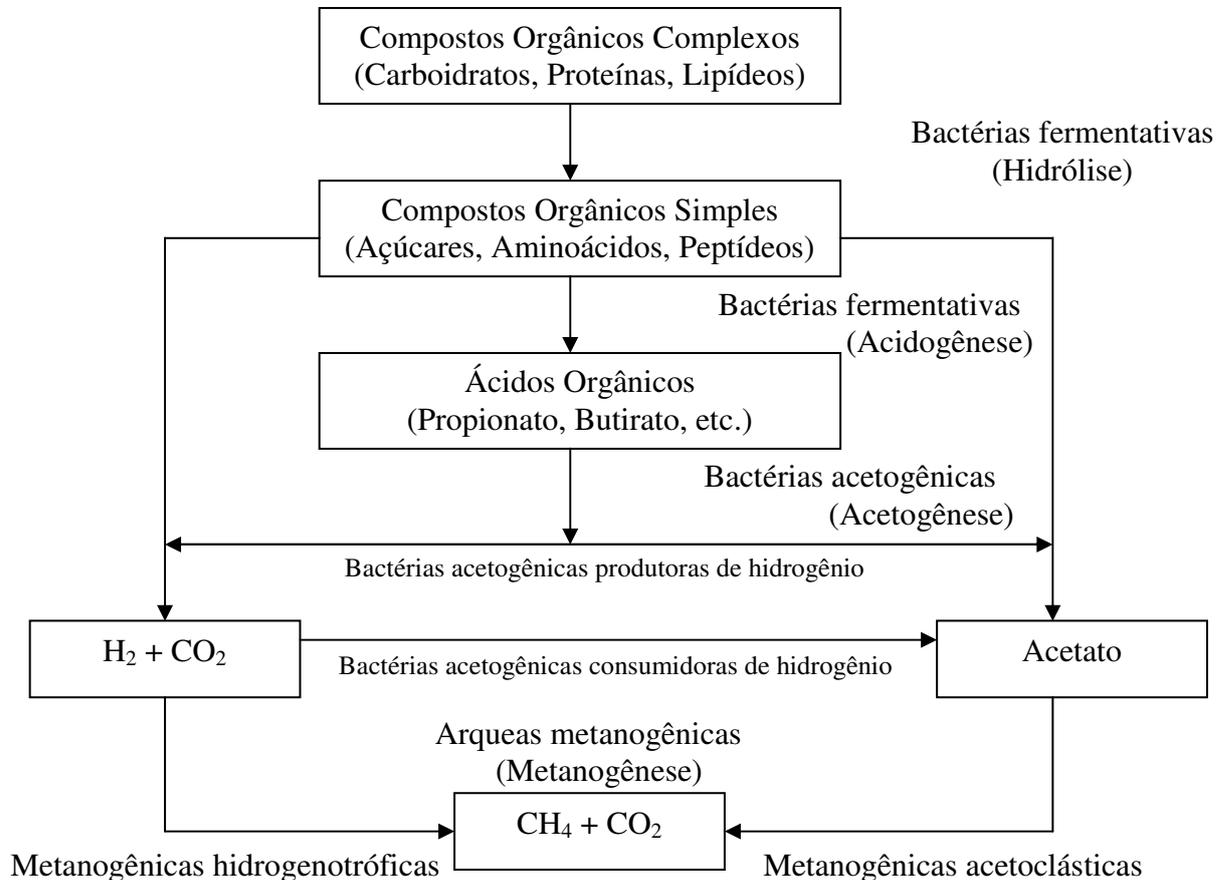


FIGURA 1. Passos metabólicos e grupos microbianos envolvidos no processo de biodigestão anaeróbica (Fonte: adaptado de CHERNICHARO, 2007).

Os fatores de possível interferência na hidrólise são, segundo CHERNICHARO (2007):

- temperatura operacional do reator;
- tempo de residência do substrato no reator;
- composição do substrato (ex: teores de lignina, celuloses, proteínas, carboidratos e gordura);
- tamanho das partículas;
- pH do meio;

- concentração de  $\text{NH}_4^+$  - N;
- concentração de produtos da hidrólise (ex: ácidos orgânicos voláteis).

Dentre os gêneros de bactérias com capacidade hidrolítica destacam-se *Clostridium*, *Micrococcus*, *Staphylococcus*, *Acetivibrio*, *Selenomonas* e *Proteus*, sendo que a composição destes microrganismos dependerá do substrato a ser tratado.

### **2.2.2. Acidogênese**

Na fase acidogênese os compostos dissolvidos gerados na hidrólise são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e excretadas como substâncias orgânicas simples (ácidos graxos voláteis, álcoois, ácidos lácticos e compostos minerais como:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , etc...).

Entre as bactérias envolvidas na acidogênese são encontradas espécies anaeróbias estritas (a maioria) e facultativas. Estas últimas são importantes na reação de consumo do oxigênio dissolvido presentes no material em fermentação anaeróbia, que poderia afetar negativamente o processo (poderia se tornar uma substância tóxica para as arqueias metanogênicas se não fosse removido pelas bactérias acidogênicas facultativas) (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

### **2.2.3. Acetogênese**

As bactérias acetogênicas catabolizam o propionato, butirato e outros ácidos de cadeia longa (maiores que acetato), álcoois e compostos aromáticos (benzoatos), formando acetato,  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}_2$ . Isto é importante, pois o propionato e o butirato em altas concentrações são responsáveis pela acidificação da digestão anaeróbia, prejudicando o processo.

Durante a formação dos ácidos acético e propiônico, uma grande quantidade de hidrogênio é formada, fazendo com o valor do pH no meio aquoso decresça.

Para a manutenção de baixas pressões parciais de  $\text{H}_2$ , as bactérias acetogênicas estabelecem uma estreita relação de simbiose com as arqueias utilizadoras de  $\text{H}_2$ , sejam elas metanogênicas ou hidrogenotróficas ou redutoras de sulfato (FORESTI et al., 1999).

As bactérias acetogênicas (*Syntrophobacter* e *Syntrophomonas*) convertem cerca de 60 a 70% da demanda química de oxigênio (DQO) original em ácido acético (CHERNICHARO, 2007).

#### 2.2.4. Metanogênese

A etapa final no processo global de degradação anaeróbia de compostos em metano e dióxido de carbono é efetuado pelas arqueias metanogênicas. O metano é um gás insolúvel em água e é facilmente removido do sistema.

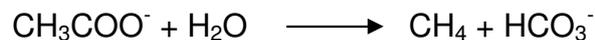
O dióxido de carbono pode sair do sistema em forma de gás ou ser convertido em bicarbonato (Parkim e Owem (1986), Hirakawa (2000) apud MANGIERI (2001)).

Em função de sua fisiologia as arqueias metanogênicas são divididas em dois grupos:

- a) Arqueias utilizadoras de acetato (acetoclásticas);
- b) Arqueias utilizadoras de hidrogênio (hidrogenotróficas).

##### 2.2.4.1. Metanogênese do Acetato

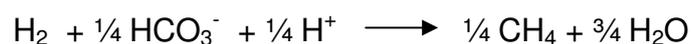
O acetato é o principal precursor do metano, pois cerca de 70% do metano produzido no reator é derivado da descarboxilação deste ácido, conforme a seguinte reação:



As principais arqueias envolvidas nessa transformação pertencem aos gêneros *Methanosaeta* e *Methanosarcina*.

##### 2.2.4.2. Metanogênese do Hidrogênio

O metano proveniente da redução do CO<sub>2</sub> com hidrogênio correspondente a 30% do total produzido em um reator. A reação apresentada por CHERNICHARO (2007), demonstra esse redução:



Ao contrário das acetoclásticas, praticamente todas as espécies conhecidas de arqueias metanogênicas são capazes de produzir metano, a partir do hidrogênio

e gás carbônico. Destacam-se as do gênero *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanospirillum*, *Methanoculleus* e *Methanocorpusculum* (Leclerc et al., 2004 apud CHERNICHARO, 2007).

O estágio da metanogênese é considerado limitante de todo o processo de estabilização, devido à baixa taxa de crescimento das arqueias metanogênicas. Desta forma, torna-se importante que sejam oferecidas ao meio as condições ideais para o desenvolvimento normal dessa população.

### **2.2.5. Fatores que interferem na digestão anaeróbia**

Os fatores que influenciam o desempenho da digestão anaeróbia de águas residuárias são vários, dentre eles: temperatura, pH, alcalinidade, presença de nutrientes, tempo de retenção, carga orgânica introduzida, os quais devem ser considerados no tratamento anaeróbio. A capacidade de assimilação de cargas tóxicas, transferência de massa, sobrecargas hidráulicas e a atividade metanogênica também são fatores que desempenham um papel importante no tratamento (FORESTI et al., 1999).

Sendo um processo biológico, o aspecto fundamental é que os grupos de microrganismos encontrem condições ambientais favoráveis ao seu desenvolvimento e realizem satisfatoriamente conversão da matéria orgânica (FERNANDES, 2004).

#### **2.2.5.1. Temperatura**

Dos fatores físicos que afetam a atividade microbiana, a temperatura é dos mais importantes na seleção das espécies, pois pode afetar a velocidade do metabolismo dos microrganismos, o equilíbrio iônico e a solubilidade dos substratos. Deve-se optar por temperaturas que, em termos de custo benefício, dêem melhor resultado (CAMPOS et al., 2004). Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna que é determinada pela temperatura ambiente (ISOLDI et al., 2006).

As arqueias metanogênicas são bastante sensíveis a variações, especialmente a elevações de temperatura, as quais devem, portanto, sempre ser evitadas. Três faixas de temperatura podem ser associadas ao crescimento

microbiano na maioria dos processos biológicos (Lettinga et al., 1996, apud CHERNICHARO, 1997):

- faixa psicrófila: entre 0 e aproximadamente 20 °C;
- faixa mesófila: entre 20 e aproximadamente 45 °C;
- faixa termófila: entre 45 e 70 °C, e acima.

Na faixa mesofílica, estudos têm demonstrado que valores de temperatura entre 30 e 40 °C conferem uma taxa máxima de crescimento bacteriano, a qual decresce 11% por °C para digestores operados a temperaturas abaixo de 30 °C (CHERNICHARO, 1997).

A operação na faixa termofílica produz maior quantidade de biogás e mais rapidamente, resultando em tempos de detenção hidráulica (TDH) mais curtos, os quais implicam em reatores com câmaras menores e, conseqüentemente, menores custos (LUCAS JUNIOR, 1994). Apesar disso ser desejável, mais importante seria a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as duas maiores populações microbianas e a conseqüente falha do processo (CHERNICHARO, 1997). A velocidade de digestão é maior nas temperaturas termofílicas, com maior remoção de microrganismos patogênicos, porém, os custos relativos ao aquecimento em geral não compensam o uso destas temperaturas (CHERNICHARO, 1997).

SOUZA et al. (2005), avaliou a partida de biodigestores de bancada, alimentados com dejetos de suíno, com 6 g L<sup>-1</sup> de sólidos totais, submetidos a três temperaturas diferentes (25, 35 e 40 °C) e agitação do substrato. Os resultados demonstraram que a agitação não interferiu e que as temperaturas de 35 e 40 °C favoreceram a partida dos biodigestores, pois resultaram em maior produção acumulada de biogás e em menor tempo, quando comparadas a de 25 °C.

FERNANDES & OLIVEIRA (2006) tratou água residuária de suinocultura em sistema anaeróbio de dois estágios (ABR+UASB), com TDH de 56 e 28 h e COV de 5,05 e 7,81 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, respectivamente, para os ensaios 1 e 2. Os autores alcançaram eficiência de remoção de DQO<sub>total</sub> e SST de 87 e 86%, respectivamente, para temperatura média de 18,2 °C (ensaio 1). Mesmo com o diminuição do TDH e

aumento da COV do ensaio 2 em relação ao 1, as remoções aumentaram para 95 e 96%, respectivamente, para DQO<sub>total</sub> e SST devido, segundo os autores, ao aumento da temperatura média para 21,6 °C.

#### **2.2.5.2. Nutrientes**

Parte da matéria orgânica é usada na produção da biomassa. Os dois elementos essenciais são o fósforo e o nitrogênio. Estima-se uma necessidade de nitrogênio de 12 a 15% e de fósforo de 2 a 3% da biomassa anaeróbia sintetizada. São igualmente importantes: C, H, O, S, K, Ca, Mg (Hohlfeld & Sasse, 1986 apud HENN, 2005) e notadamente os metais pesados em quantidades traços, Fe, Co, Mn, Zn, Mo, sendo os últimos essenciais para certas reações enzimáticas dentro do meio, dependendo, entretanto, do funcionamento do digestor.

De acordo com CHERNICHARO (1997), são os seguintes nutrientes, em ordem decrescente de importância, necessários à estimulação nutricional de arqueias metanogênicas: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibdênio, selênio, riboflavina e vitamina B12. O autor afirma ainda que uma relação de DQO:N:P de 500:5:1 é suficiente para suprir as necessidades macro nutricionais. Adicionalmente, o despejo deverá conter pequena quantidade de enxofre e traços de alguns outros elementos.

Segundo NOGUEIRA (1986), o fosfato é necessário à bactéria e ainda que as conseqüências de um alto teor não sejam drásticas, a sua ausência inibe o processo. A relação ideal carbono/fosfato é em torno de 150. O enxofre é outro nutriente básico para a bactéria, mas em teores menores que o fosfato, e a maioria dos resíduos orgânicos não apresentam carência deste elemento. Entretanto, se o teor de enxofre for muito alto, haverá um grande crescimento da população bacteriana redutora de sulfatos, convertendo os sais de enxofre em sulfeto de hidrogênio, um gás venenoso e criador de dificuldades na queima do metano.

Os valores de macro e micronutrientes encontrados nas águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST variando de 5000 a 13000 mg L<sup>-1</sup> nos trabalhos realizados por RAMIRES (2004) e DUDA (2006), não se mostraram limitantes para o processo de digestão anaeróbia.

### **2.2.5.3. pH, alcalinidade e acidez**

Segundo FORESTI (1999), o monitoramento da alcalinidade nos reatores anaeróbios torna-se mais importante que a avaliação do pH; isso se deve à escala logarítmica do pH, significando que pequenos abaixamentos de pH implicam no consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo o tamponamento do meio.

Na digestão anaeróbia, a faixa de pH ótimo é o resultado das diversas reações que ocorrem. A maioria dos autores considera que um pH entre 6,6 e 7,4 corresponde a uma condição ótima, embora se possa conseguir estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla de pH, entre 6,0 e 8,0. O valor e a estabilidade do pH no reator anaeróbio são extremamente importantes: uma taxa elevada de metanogênese só pode se desenvolver quando o pH se mantém numa faixa estreita, perto do valor neutro: se o pH tiver um valor menor que 6,3 ou superior a 7,8 a taxa de metanogênese diminui rapidamente. O valor do pH no reator se estabelece após o equilíbrio iônico dos diferentes sistemas ácido/base presentes no sistema de tratamento (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

As bactérias formadoras de ácidos fracionam a matéria orgânica e produzem os ácidos voláteis. Daí resulta um aumento da acidez do meio e uma redução do pH. Depois de algum tempo, as arqueias metanogênicas começarão a agir transformando os ácidos em metano, neutralizando o meio e elevando o pH. Outro fator que tende a elevar o pH neste estágio é o teor de amônia, que aumenta quando as proteínas começam a serem digeridas. A amônia dissolvida em água é bastante alcalina (NOGUEIRA, 1986).

As variações de alcalinidade no reator se originam basicamente de dois processos: amonificação e remoção de AGV (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Quando a quantidade de ácidos voláteis presentes é pequena, a alcalinidade total é praticamente igual à alcalinidade em bicarbonato. Quando os ácidos voláteis aumentam, eles são neutralizados pela alcalinidade em bicarbonato (OLIVEIRA et al., 1993).

O pH, a alcalinidade e os ácidos voláteis são três fatores ambientais que estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle dos processos anaeróbios. A instabilidade em um reator anaeróbio resulta

no acréscimo da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV), o que implica na redução do pH; o sistema reage por meio da alcalinidade que atua neutralizando os AGV produzidos nas etapas acidogênica e acetogênica. (CHERNICHARO, 1997).

RIPLEY et al. (1986) relacionaram a estabilidade do processo à alcalinidade e à concentração de ácidos voláteis. Desenvolveu baseado em JENKINS et al. (1983) um método de monitoramento que consiste em titular as amostras em dois estágios, inicialmente até o pH=5,75 e, em seguida, até o pH=4,3, calculando-se o valor da alcalinidade parcial (AP) e intermediária (AI), respectivamente. O valor de AP representa quase que a totalidade da alcalinidade de bicarbonato, enquanto, que AI representa basicamente a alcalinidade de ácidos voláteis.

A relação AI/AP é sugerida por RIPLEY et al. (1986) como um parâmetro extremamente útil, além de preciso, para indicar a ocorrência de distúrbios do processo. Obtiveram valores de AI/AP próximos a 0,3 quando o processo mantinha-se operacionalmente estável (confirmado também pela produção de metano), sendo que valores superiores foram associados a certa instabilidade do processo.

IAMAMOTO et al. (2002), monitoraram dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), tratando águas residuárias de suinocultura, instalados em série, por meio de medidas de alcalinidade (AI/AP), concluindo ser esta uma ferramenta útil no diagnóstico de possíveis instabilidades no reator. O experimento foi conduzido sob oito COV variando de 0,28 a 5,31 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> com DQO variando de 415 a 3252 mg L<sup>-1</sup> e SST de 111 a 1740 mg L<sup>-1</sup> no afluente com diminuição de TDH de 23,5 para 14,7 h. No reator 1, a relação AI/AP acima de 0,3 associou-se a ausência de eficiências de remoção de DQO ou eficiências inferiores a 20%, decréscimo na produção de metano e valores de alcalinidade intermediária superiores a 200 mg L<sup>-1</sup>, válido para COV até 1,96 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>. Com o aumento de COV para valores médios de 4,46 a 5,31 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, apesar das eficiências de remoção de DQO e SS acima de 60%, a produção de metano diminuiu e ocorreram valores de alcalinidade intermediária acima de 200 mg L<sup>-1</sup> e relação AI/AP acima de 0,30 indicando tendência de acúmulo de ácidos voláteis no reator I. No reator II, a relação AI/AP acima de 0,30 ocorreu concomitantemente a eficiências de remoção de DQO abaixo de 50%, principalmente nos períodos com aplicação de COV mais altas (na média até 1,63 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>).

#### 2.2.5.4. Inibidores

Existem diversas substâncias que provocam efeito tóxico no processo de tratamento anaeróbio. A magnitude desse efeito depende da concentração do material em digestão, podendo ter, em alguns casos, um efeito benéfico quando há baixa concentração. Os principais agentes tóxicos da digestão anaeróbia são: amônia, sulfatos/sulfetos, metais pesados, metais alcalinos e alcalino-terrosos e oxigênio (OLIVEIRA et al., 1993).

Segundo NOGUEIRA (1986), sais de metais pesados, como cobre e zinco, podem significar problemas, mas sob condições alcalinas e, especialmente se o íon sulfeto estiver presente, estes metais se precipitarão, pouco afetando o sistema. Na verdade, embora sua toxidez possa se apresentar com baixas concentrações, sob certas condições, os biodigestores têm sido operados com esterco de pocilga com teor de cobre da ordem de  $80 \text{ mg L}^{-1}$ , ocorrendo uma inibição significativa apenas com teores de  $200 \text{ mg L}^{-1}$ .

Segundo Rouger (1987) apud HENN (2005), além do Cu, Ni, Cr, Zn e Pb, também são tóxicos em concentrações a partir de certos limites, os metais pesados Mo, Fe, Mn e Mg. São conhecidos também os efeitos prejudiciais de antibióticos, desinfetantes e pesticidas. Estes compostos podem, freqüentemente, ser encontrados em larga escala nas propriedades rurais. O antibiótico monensina, às vezes, usado na alimentação de animais, inibe a metanogênese em concentrações tão baixas quanto  $1 \mu\text{g L}^{-1}$  (NOGUEIRA, 1986).

BORJA et al. (1996) avaliou a influência das concentrações de amônia na digestão anaeróbica termofílica em reator UASB (4 L) alimentados com dejetos de bovino. Os autores observaram que concentrações de nitrogênio acima de  $5 \text{ g L}^{-1}$  inibiam o processo de digestão, mas um processo estável pode ser mantido com concentrações acima de  $7 \text{ g N L}^{-1}$  depois de 6 meses de operação. Testes de toxicidade demonstraram uma maior sensibilidade das arqueias acetoclásticas ( $4 \text{ g N L}^{-1}$ ) em relação às hidrogenotróficas ( $7,5 \text{ g N L}^{-1}$ ).

#### 2.2.5.5. Partida

A partida (start-up) de reatores anaeróbios pode ser definida como o período transiente inicial, marcado por instabilidades operacionais. É comum ocorrerem

distúrbios no reator durante a partida, conduzindo a um fraco desempenho, e reduzindo a eficiência na remoção de matéria orgânica (LECLERC et al., 2001). Um dos maiores problemas da partida consiste na adaptação da população microbiana ao efluente, principalmente quando o resíduo for complexo. Assim, a operação de um reator somente se torna estável quando a biomassa está estabilizada (Stronach; Rudd; Lester, 1987 apud BEUX, 2006).

De acordo com CHERNICHARO (1997), a partida de um UASB sem a utilização de inóculo pode demorar de 4 a 6 meses. Com a utilização do mesmo em quantidade inferior a 4% do volume do reator pode-se alcançar período de partida de 2 a 3 semanas.

Portanto, é conveniente, em um processo de partida, preencher o reator com lodos provenientes de reatores já estabilizados contendo microrganismos anaeróbios, principalmente arqueias metanogênicas. A alimentação dos reatores com o resíduo a ser digerido deve ser iniciada com uma quantidade inferior de carga orgânica em relação à carga final desejada. À medida que aumenta a produção de biogás e a concentração de ácidos graxos voláteis não estiver elevada, aumenta-se gradativamente a carga orgânica (MORENO, 1996).

BORJA et al. (1998), estudando o tratamento de resíduo de abatedouro em reator híbrido, utilizaram como inóculo lodo proveniente de um reator anaeróbio de manta de lodo usado no tratamento de efluente de abatedouro a 35°C. O reator foi inicialmente alimentado com COV de 2 g DQO (L d)<sup>-1</sup> e operado com TDH de 3 dias a 35°C. Após um período de adaptação de 20 dias, o reator apresentou reduções de DQO de até 93,4% com COV entre 2,49 e 20,82 g DQO (L d)<sup>-1</sup>.

#### **2.2.5.6. Carga Orgânica Volumétrica**

A carga orgânica volumétrica (COV) é a massa de material orgânico afluente por unidade de tempo e por unidade de volume do reator (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

O equilíbrio entre os microrganismos responsáveis pela digestão do afluente pode ser afetado por sobrecargas orgânicas levando a predominância da fase ácida sobre a metanogênica, prejudicando a remoção de sólidos orgânicos e sólidos

suspensos. No entanto, cargas orgânicas extremamente elevadas, da ordem de 45 kg DQO ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ ) tem sido aplicadas com sucesso em instalações piloto.

CAMPOS et al. (2004) avaliaram o desempenho de reator UASB em escala laboratorial no tratamento de efluente de laticínio tendo como substrato leite tipo B diluído com  $\text{DQO}_{\text{total}}$  média de  $2.500 \text{ mg L}^{-1}$ , sob TDH de 20, 18, 16 e 12 horas e condições mesofílicas. O reator apresentou eficiências de 43, 52, 39 e 24% para  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e 22, 17, 17 e 22% na remoção de ST para os TDH, respectivamente. Os autores atribuíram essas eficiências relativamente baixas ao alto teor de óleos e graxas no afluente e ressaltaram a necessidade de unidades de polimento para atender aos padrões de lançamento.

GAVALA et al. (1999) trataram águas residuárias da indústria de produção de queijo com reator UASB em escala laboratorial (10 L). A máxima eficiência de remoção de DQO foi de 98% com TDH de 6 dias e DQO no afluente de  $37 \text{ g L}^{-1}$  (COV  $6,2 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ ). Quando aumentado a concentração de DQO para  $42 \text{ g L}^{-1}$  (COV  $7,5 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ ) a eficiência de remoção de DQO caiu para 85-90% com concentração no efluente de  $5 \text{ g L}^{-1}$ . Aumento de DQO no afluente acima desses valores resultou em menor eficiência acompanhada por diminuição dos valores de pH e produção de biogás.

### **2.3. Tratamento de efluentes**

O principal objetivo do tratamento de efluentes é corrigir suas características indesejáveis, de tal maneira que o seu uso ou sua disposição final possam ocorrer de acordo com a legislação ambiental. Os principais parâmetros são sólidos suspensos e dissolvidos, fósforo e nitrogênio (ISOLDI et al., 2006), além da matéria orgânica e coliformes.

A poluição da água limita seu uso em diversas finalidades dependendo do nível de qualidade exigido. Dependendo de suas características, a água pode ser usada para alguns fins e ser inviável para outros. O tratamento deve garantir a qualidade exigida para seu uso (LIMA, 2005). Os usos mais comuns são: abastecimento doméstico e industrial, irrigação, dessedentação de animais, preservação da flora e da fauna, recreação e lazer, navegação, geração de energia,

transporte e diluição de despejos. Os requisitos de qualidade para cada uso final são definidos pela CONAMA 357, de 17 de março de 2005 (BRASIL, 2007).

A CONAMA 357 também define as condições e os padrões de lançamento de efluentes e estabelece em seu artigo 24 que, os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, nos corpos d'água, após o devido tratamento. Os padrões para lançamento no corpo d'água, e os padrões de qualidade do corpo receptor, definidos por lei, são exigidos pelas entidades ligadas a água.

#### **2.4. Reator anaeróbio compartimentado no tratamento de águas residuárias**

O reator anaeróbio de chicanas foi desenvolvido primeiramente por Bachmann e colaboradores demonstrando grande capacidade de retenção da biomassa (VOSSOUGH et al., 2003). Ele combina as vantagens do filtro anaeróbio, que apresenta alta estabilidade e segurança, e do reator UASB, no qual, a própria biomassa agregada facilita a sua retenção no reator, mostrando excelente desempenho para tratamento de resíduos de suinocultura. Isso se explica porque a configuração desse reator é altamente eficiente para a retenção da fração orgânica (sólidos voláteis) desses resíduos, constituída por uma grande porção de partículas de diâmetro menor que 0,21 mm, cujos constituintes bioquímicos, os quais incluem proteínas, lipídeos e celulose, contribuem com mais de 50% da potencialidade de produção de metano (BOOPATHY, 1998).

YANG & MOENGANGONGO (1987) verificaram que a remoção de matéria orgânica em reatores anaeróbios compartimentados ocorre também por meio de sedimentação e floculação, portanto, o reator funcionaria como processo físico-químico e biológico de remoção de sólidos. Com essas características, os reatores anaeróbios compartimentados têm se apresentado como boa alternativa para o tratamento de águas residuárias com altas frações de sólidos suspensos orgânicos, como são os efluentes da produção agropecuária, entre eles, as águas residuárias de suinocultura.

O reator anaeróbio compartimentado ou de chicanas é conhecido por se constituir de um tanque de diversas câmaras dispostas horizontalmente em série,

cada qual separada por paredes ou chicanas verticais. O fluxo de esgoto em cada câmara é vertical ascendente, sendo que a alimentação sucessiva de cada câmara ocorre pelo efluente da anterior por meio de dispositivos, em geral, tubulações (KATO, 1999). Sua configuração permite que a água residuária atravesse regiões de elevada concentração de microrganismos ativos que se formam junto ao fundo do reator, pois as chicanas obrigam o esgoto a se movimentar descendente e ascendentemente (BARBER & STUCKEY, 1999; VOSSOUGH et al., 2003).

Em termos de processo, o reator compartimentado se caracteriza por oferecer a possibilidade de separar algumas das fases da digestão anaeróbia, o que termodinamicamente favorece a formação de metano, liberando na forma de gás, o hidrogênio na primeira ou nas primeiras câmaras. O hidrogênio formado pode impedir a rápida transformação do ácido propiônico para ácido acético e conseqüentemente a metanogênese (BARBER & STUCKEY, 1999).

Possui como vantagens o projeto simples, não há necessidade de separador de gás ou de lodo, ocorre baixa produção de lodo, alto TRS, pode ser operado com baixos TDH e com alta estabilidade quando submetido a choque hidráulico ou orgânico. Mas sua maior vantagem é a habilidade de separar a fase acidogênica e a metanogênica. Isso permite que diferentes populações dominem cada compartimento, sendo que as bactérias acidificantes predominam no 1º compartimento e as metanogênicas dominem as seções subseqüentes. A separação de fases causa um aumento na proteção contra materiais tóxicos e alta resistência a mudanças ambientais como pH, temperatura e carregamento orgânico (KUSÇU & SPONZA, 2005).

OLIVEIRA (2007) afirma, em dossiê técnico, que o reator chicanas possui como vantagens: facilidade operacional; economia de mão-de-obra e redução do custo de tratamento da fase líquida. No entanto, exige investimento inicial alto de cerca de R\$ 60,00 o m<sup>3</sup> construído.

O reator ABR, devido as suas características, tem sido aplicado para os mais diversos tipos de águas residuárias, tanto para as com baixa carga orgânica (esgoto doméstico) como para as com alta concentração de matéria orgânica (agroindústria), com resultados satisfatórios. A seguir, seguem exemplos de aplicação.

POVINELLI (1994) pesquisou a partida e hidrodinâmica de um reator anaeróbio compartimentado em escala piloto com 4 compartimentos, sendo um utilizado para remoção de sólidos que sofressem arraste. O sistema foi utilizado para o tratamento de esgoto doméstico, operando com tempo de detenção hidráulica média de 12 horas. Os resultados da pesquisa revelaram na etapa final, remoção média de DQO e de sólidos suspensos totais (SSV) de 50%, e de 70% na DBO, observando-se que não houve inoculação na partida do reator. Não foi constatada remoção considerável de nutrientes, como nitrogênio e fósforo.

NOUR (1996) avaliou desempenho de um ABR, o mesmo avaliado por Povinelli, tratando esgoto doméstico e operado com dois TDH, sendo que o reator operou com estabilidade para o TDH de 12 horas e operou com instabilidade para um TDH de 8 horas. A porcentagem de remoção de  $DQO_{total}$  situou-se na faixa de 29,69% a 75,70%, as remoções de fósforo total, nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio amoniacal foram pequenas.

SILVA & NOUR (2005) operou reator anaeróbio compartimentado de três câmaras (1000 L, 500 L e 500 L) tratando esgoto doméstico com DQO de 790 mg  $O_2$   $L^{-1}$  e TDH variando de 4 a 12 h. Os autores alcançaram remoções médias de  $DQO_{total}$  e SST de 52 e 61%, respectivamente. Os autores ressaltaram características como a boa flexibilidade e a rápida absorção de choques ocasionados pela variação do TDH que o reator ABR possui.

YU & ANDERSON (1996) operaram um reator ABR modificado, em escala de laboratório (3,6 L), sendo que a 1ª câmara era um reator UASB sem separador trifásico, a 2ª câmara era reator anaeróbio descendente de leito fixo (meio suporte composto por plástico) e a 3ª câmara era um híbrido (UASB-filtro anaeróbio) preenchida em 3/5 com anéis plásticos. O reator foi operado à temperatura de 18 a 28 °C e alimentado com esgoto doméstico pré-sedimentado com COV de 0,6 g DQO  $(L\ d)^{-1}$  e TDH de 16 h na partida. Foi verificado que com a diminuição do TDH para 4 h, a compartimentação do sistema de tratamento mostrou-se eficaz, obtendo-se eficiência de remoção de DQO de 41,6; 28,2 e 23,3% para a 1ª, 2ª e 3ª câmaras. Com o aumento da COV para 0,9 g DQO  $(L\ d)^{-1}$  houve aumento de remoção de DQO de 75% e observou-se produção de biogás com 70% de  $CH_4$ . Com o TDH de 2 h, houve redução de remoção da  $DQO_{total}$  para 52,3% e altas concentrações de

sólidos suspensos no efluente. Os autores atribuíram o desempenho eficiente do reator à retenção de partículas com diâmetros menores que 2 mm na primeira câmara e ao crescimento da biomassa aderido à um meio suporte na segunda e terceira câmaras.

AISSE et al. (2000) operaram reator UASB e ABR seqüencial para tratamento de esgoto sanitário com DQO de 395 mg L<sup>-1</sup> e ST de 580 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências no reator UASB foram superiores as no ABR para remoção de DQO, ST e SST, com valores de 70%, 39% e 73% para o UASB e de 58%, 33% e 61% para o ABR, respectivamente. Observou-se a melhoria na qualidade do efluente, da câmara 1 a câmara 3 do reator ABR, no entanto a eficiência de remoção não foi proporcional à massa de microrganismos presentes na manta de lodo.

Além do esgoto sanitário, o reator ABR tem sido aplicado no tratamento de outros tipos de águas residuárias, como as que seguem abaixo.

BOOPATHY & SIEVERS (1991) compararam o desempenho de configuração do reator anaeróbio compartimentado com 2 e 3 câmaras na retenção de material orgânico particulado proveniente de águas residuárias de suinocultura. Os reatores com volume total de 10 L foram operados com COV de 4 g SV (L d)<sup>-1</sup> e TDH de 15 d. As partículas de tamanho menor que 3,9 mm eram compostas principalmente por proteínas, celulose, hemicelulose e lipídeos, as quais são de hidrólise lenta, mas possuem bom potencial para produção de metano (corresponderam a 50% do metano produzido). A maior parte das partículas retidas no reator foi de diâmetro maior que 3,9 mm e apresentaram pouco potencial para produção de metano. A eficiência de remoção de DQO no reator de 3 câmaras alcançou 69% e foi superior ao de 2 câmaras com 62%, mas a eficiência na retenção de sólidos foi maior na configuração em 2 câmaras em virtude do maior volume da primeira câmara.

BOOPATHY (1998) comparou o desempenho do reator anaeróbio compartimentado com número diferente de câmaras (2 a 5) e concluiu que o aumento do número de câmaras num mesmo volume de reator aumenta o TRC (tempo de retenção celular), aumentando significativamente a retenção de partículas no reator. Os reatores, com volume total de 15 L, foram alimentados com água residuária de suinocultura com concentração de DQO de 59,4 g L<sup>-1</sup> e foram aplicadas COV de 4 g SV (L d)<sup>-1</sup> e TDH de 14 d. Da configuração de 2 câmaras para

a de 5 câmaras, a eficiência de remoção aumentou de 54 para 65% para ST, de 65 para 77% para SV e de 70 para 78% para DQO. As perdas de partículas com diâmetros menores que 10 micrômetros foram mínimas em todos os reatores (14, 8, 6 e 4% para os reatores com duas, três, quatro e cinco câmaras, respectivamente), enquanto cada reator perdeu uma quantia similar (aproximadamente 35%) de partículas com diâmetros maiores que 100 micrômetros.

LANGENHOFF & STUCKEY (2000) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio de chicanas com volume total de 10 L, compartimentado com 8 câmaras, tratando leite semi-desnatado diluído com DQO de 500 mg L<sup>-1</sup> à diferentes temperaturas (35, 20 e 10°C). O reator foi operado inicialmente com TDH de 80 horas à 35°C e este tempo foi reduzido progressivamente até 10 h. Todos os TDH testados resultaram em mais de 80% de remoção de DQO. As temperaturas também foram reduzidas a 20°C e posteriormente a 10°C, havendo diminuição da eficiência de remoção de DQO de 70% para 60%, respectivamente, com acentuada produção de produtos solúveis microbianos e acúmulo de propionato no sistema. A seleção para grupos específicos de bactérias fermentativas, acetogênicas e arqueias metanogênicas nos compartimentos não ocorreu para águas residuárias com baixa concentração.

KUSÇU & SPONZA (2005) utilizando reator ABR com 3 compartimentos (V=28,8 L) tratou água residuária sintética contendo p-nitrofenol (como material tóxico) em concentrações de 10 a 700 mg L<sup>-1</sup> com COV de 0,97 a 67,9 g m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, DQO constante de 3000 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 10,4 dias. Esse composto é largamente usado na indústria de pesticidas, farmacêutica, pigmentos, conservação de madeira, entre outras e é tóxico para plantas e animais na medida que causa mutação e tem atividade carcinogênica. As eficiências de remoção de p-nitrofenol e DQO foram de 99 e 90%, respectivamente, para COV maiores que 33,9 g m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, durante a fase de aclimação do lodo; para COV acima dessa, a eficiência caiu para 79%. A máxima eficiência de remoção p-nitrofenol (99%) foi alcançada com COV de 8,32 g m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>. As porcentagens de metano no biogás ficaram entre 44 e 52%. As maiores eficiências de remoção de DQO (78 a 93%) e concentrações de ácidos voláteis (50 a 200 mg L<sup>-1</sup>) foram encontradas no compartimento 1, o que demonstra que a acidogênese ocorreu em sua maior parte nessa câmara.

HUTNAN et al. (1999) realizou estudo em bancada (13 L) comparando a partida de 3 reatores: UASB, ABR (4 compartimentos) e híbrido de UASB com filtro anaeróbio. Os três foram inoculados (60% de seu volume) com lodo de esgoto proveniente de ETE com SST de  $30,2 \text{ g L}^{-1}$ , e alimentados com afluente sintético com DQO de  $6000 \text{ mg L}^{-1}$  e COV entre  $0,5$  e  $15 \text{ kg (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ ; alcançaram eficiências de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  similares, entre 80 e 90%, e o reator que menos arrastou biomassa e que apresentou grânulos de lodo mais rapidamente foi o ABR seguido do UASB.

WANG et al. (2004) estudou o desempenho de reator ABR (5 compartimentos) em escala laboratorial tratando água sintética com DQO de  $2500 \text{ mg L}^{-1}$  e concluiu que o principal intermediário da degradação da glicose foi o acetato. Notou ainda que da câmara 1 até 5, a concentração de ácidos graxos voláteis diminuiu e a concentração de metano aumentou. Os autores concluíram que o reator ABR alcança altas eficiências de remoção mesmo quando submetidos a altas COV e afirma que o reator pode ser aplicado sob condições ambientais extremas e também com compostos inibidores.

MANARIOTIS & GRIGOROPOULUS (2002) estudaram o desempenho de um reator ABR (3 câmaras) tratando água sintética com baixa carga orgânica sob COV de  $0,303$  e  $0,662 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ , respectivamente, para os TDH 24 e 12 h e alcançaram eficiências de remoção de 83 e 92% e 80 e 92% para DQO e SST à  $26^\circ\text{C}$ . A remoção de matéria orgânica se deu principalmente nos compartimentos 1 e 2 (56 e 22%, respectivamente para DQO) indicando que para a COV imposta, três compartimentos são eficientes. O reator ficou sem alimentação durante 2 anos e o autor levou apenas 10 dias para dar a partida novamente, indicando que o mesmo pode ser aplicado para tratamento de águas residuárias agropecuárias ou urbanas sazonais.

LANGENHOFF et al. (2000) estudaram o desempenho de 4 reatores anaeróbios compartimentados (ABR) com 8 câmaras (volume de 10 L cada) tratando águas residuárias sintéticas com características solúveis (preparadas com leite desnatado) e coloidais (preparada com arroz e ração animal), ambas com DQO de  $500 \text{ mg L}^{-1}$ . Operaram os reatores na faixa de temperatura mesofílica, com TDH de 80 h, reduzido gradualmente até 6 h (para ABR 1, 3 e 4) e 1 h (para ABR 2). Foi

verificado que com o TDH de 6 h, nos ABR alimentados com materiais coloidais (ABR 3 e 4) ocorreu leve queda na remoção de DQO comparando-se com os ABR 1 e 2, com maior produção de compostos solúveis, mas ainda assim 80% da DQO do afluente foi removida. Ambos os resíduos (solúvel e coloidal) foram degradados à metano a uma velocidade comparável indicando uma rápida hidrólise do composto coloidal promovida pela compartimentação do reator. Os autores observaram que a eficiência de remoção de DQO foi maior com menores TDH e que todos os reatores testados apresentam média superior a 80%.

GROVER et al. (1999) estudaram um reator anaeróbio compartimentado sob o efeito de diferentes pHs, temperaturas, tempos de retenção celular e COV, tratando águas residuárias de uma fábrica de papel. Foi observada pequena diminuição na porcentagem de DQO removida com o decréscimo no tempo de retenção celular e aumento no conteúdo de metano (de 50 a 59%) e produção de biogás (1,07 a 2,88 L d<sup>-1</sup>), sugerindo que com altos tempos de retenção celular, houve disponibilidade limitada de substratos para a metanogênese. O reator foi operado com estabilidade com COV de 5 g DQO (L d)<sup>-1</sup> (60% de eficiência de remoção de DQO). Com COV acima de 6 g DQO (L d)<sup>-1</sup> houve acúmulo de ácidos voláteis e decréscimo na produção de biogás e de seu conteúdo de metano.

UYANIK et al. (2002) tratando água residuária da indústria de sorvetes em reator ABR, estudaram os microrganismos presentes em seus compartimentos. Eletromicrografias revelaram que as bactérias que dominam os compartimentos iniciais (1 e 2) foram aquelas que puderam utilizar o H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> (*Methanobrevibacter* e *Methanococcus*) e as populações que utilizam acetato (*Methanosaeta* e *Methanosarcina*), nos compartimentos finais (3 e 4). Isto foi demonstrado pelo fato de observarem-se o domínio de filamentos na biomassa dos grânulos nos compartimentos finais do ABR.

NACHAIYASIT & STUCKEY (1997a e b), tratando mistura de carboidrato e proteína com DQO de 4 g L<sup>-1</sup>, em reator anaeróbio compartimentado com 8 câmaras em escala de laboratório, com TDH de 20 h, avaliaram o efeito de choques de carga orgânica e hidráulica no reator. Concluíram que o reator é extremamente estável com TDH constante e com mudanças na COV, mantendo altas eficiências de remoção (acima de 90%). Houve aumento da transferência de massa nos flocos

biológicos com a mistura aumentada pela evolução da produção de biogás. Houve rápida fermentação do material orgânico das cargas na primeira câmara, com diminuição do pH e aparente seleção da população microbiana. Em relação aos choques de carga hidráulica, com a diminuição do TDH para 10,5 h e 1 h, houve diminuição da eficiência de 98% para 52% e quando houve perda de biomassa, o reator recuperou-se 9 h após a interrupção do choque.

SHE et al. (2006) operaram dois reatores ABR (90 L) com 4 câmaras alimentados com sacarose para estudar a granulação do lodo e o efeito de carga orgânica no desempenho do reator. Os autores observaram a granulação da biomassa nos 2 reatores com 75 dias de operação, sendo que esta aumentou durante a operação dos mesmos. Os ABR tiveram separação parcial das fases por meio da compartimentalização e os resultados mostraram que quando a COV variou de 2,15 para 6,29 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, com TDH de 20 h as remoções de DQO não diminuíram (91 a 93%).

STAMATELATOU et al. (2003) estudaram o efeito da COV no desempenho de reator ABR periódico (15 L) com 4 câmaras alimentado com glicose e operado com TDH de 4 dias. O reator se mostrou estável (98% de remoção de DQO) trabalhando com carga orgânica de 12,5 g DQO L<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>. Com um aumento da COV para 50 g DQO L<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup> o reator ainda obteve eficiências de remoção de DQO maiores que 96%; porém, quando a COV foi novamente aumentada (75 g DQO L<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>) o reator entrou em colapso. Os níveis de butirato e valerato aumentaram substancialmente na 2ª transição (de 25 para 50 g DQO L<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>), enquanto acetato e propionato não acompanharam o aumento. Os autores sugerem que os níveis de AVT podem servir como um indicador do estresse do reator, na medida que outros parâmetros como DQO, pH e outros ainda apresentavam valores normais.

WU et al. (2007) tratando água residuária da indústria têxtil contendo tinta e corante em reator ABR com 6 câmaras e DQO de 1200 mg L<sup>-1</sup> sob TDH de 12 h alcançaram remoção de DQO de 57%, sendo que a maior parte dessa remoção se deu nos compartimentos 1 e 2.

Na Tabela 4 estão apresentados dados operacionais e de desempenho de reatores ABR utilizando vários substratos.

TABELA 4. Características do afluente, das condições operacionais e do desempenho de reatores ABR no tratamento de águas residuárias de diferentes procedências.

| Tipo de água residuária | Volume (L) | Câmaras | Biomassa (g SSV/L) | DQO afluente (mg L <sup>-1</sup> ) | COV (kg (m <sup>3</sup> d) <sup>-1</sup> ) | Remoção DQO (%) | TDH (h) | Temp. (°C) | Referência                  |
|-------------------------|------------|---------|--------------------|------------------------------------|--|-----------------|---------|------------|-----------------------------|
| Alga marinha            | 9,8        | 5       |                    | 6.000-36.000                       | 0,4-2,4                                    |                 | 360     | 35         | Chynoweth et al., 1980      |
| Alga marinha diluída    | 10         | 4       |                    |                                    | 1,6  |                 |         | 35         | Fannin et al., 1981, 1982   |
|                         | 10         | 4       |                    | 67.200-89.600                      | 5,6-6,4                                    |                 | 288-336 | 35         |                             |
|                         | 10         | 4       |                    | 80.000                             | 1,6  |                 | 1200    | 35         |                             |
| Carboidrato-proteína    | 6,3        | 5       |                    | 7.100-7.600                        | 2-20                                       | 79-82           |         | 35         | Bachmann et al., 1983       |
| Sintética com corante   | 8          | 6       |                    | 480                                | 0,1-0,4                                    | 63-84           | 48-84   | 25-33      | Witthauer and Stuckey, 1982 |
| Carboidrato-proteína    | 6,3        | 5       |                    | 8.000                              | 2,5-36                                     | 55-93           | 4,8-71  | 35         | Bachmann et al., 1985       |
| Suinocultura diluída    | 20         | -       |                    | <5.000                             | 1,8  | 75              | 60      | 30         | Yang & Moengangongo, 1987   |
| Melaço                  | 150        | 3       | 5,3                | 5.000-10.000                       | 5,5  | 98              |         | 37         | Yang et al., 1988           |
| Sacarose                | 75         | 11      |                    | 344-500                            | 0,7-2                                      | 85-93           | 6-12    | 13-16      | Orozco, 1988                |
| Destilaria de whisky    | 6,3        | 5       |                    | 51.600                             | 2,2-3,5                                    | 90              | 360     | 30         | Boopathy et al., 1988       |
| Carboidrato-proteína    | 10         | 8       |                    | 4.000                              | 1,2-4,8                                    | 99              | 20      | 35         | Grobicki & Stuckey, 1989    |
| Carboidrato-proteína    | 7,8-10,4   | 4-8     | 30                 | 4.000                              | 1,2-4,8                                    | 95              | 20-80   | 35         | Grobicki & Stuckey, 1991    |
| Melaço                  | 150        | 3       | 4,01               | 115.771-990.000                    | 4,3-28                                     | 49-88           | 138-850 | 37         | Boopathy & Tilche, 1991     |
| Melaço                  | 150        | 3       | 4,01               | 115.771-990.000                    | 20   | 70              | ~138    | 37         | Boopathy & Tilche, 1992     |
| Esterco de suíno        | 15         | 2-3     |                    | 58.500                             | 4  | 62-69           | 360     | 35         | Boopathy & Sievers, 1991    |
| Esgoto municipal        | 350        | 3       |                    | 264-906                            | 2,17                                       | 90              | 4,8-15  | 18-28      | Garuti et al., 1992         |
| Abatedouro              | 5,16       | 4       |                    | 450-550                            | 0,9-4,73                                   | 75-90           | 2,5-26  | 25-30      | Poprasert et al., 1992      |
| Carboidrato-proteína    | 10         | 4-8     | 0-8,5              | 4.000                              |  |                 | 1-80    | 35         | Grobicki & Stuckey, 1992    |
| Melaço                  | 150        | 3       |                    | 115.771-990.000                    | 10   | 40-75           | 24-144  | 37         | Xing & Tilche, 1992         |
| Melaço                  | 150        | 3       | 4,11-7,21          | 115.771-990.000                    | 20   | >70             | ~140    | 37         | Xing et al., 1991           |
| Carboidrato-proteína    | 10         | 8       | 18                 | 4.000                              | 1,2-4,8                                    | 98,93           | 20, 80  | 35         | Nachaiyasit & Stuckey, 1995 |

TABELA 4. Continuação.

| Tipo de água residuária              | Volume (L) | Câmaras | Biomassa (g SSV/L) | DQO afluente (mg L <sup>-1</sup> ) | COV (kg (m <sup>3</sup> d) <sup>-1</sup> ) | Remoção DQO (%)  | TDH (h)    | Temp. (°C) | Referência                       |
|--------------------------------------|------------|---------|--------------------|------------------------------------|--|------------------|------------|------------|----------------------------------|
| Indústria farmacêutica               | 10         | 5       |                    | 20.000                             | 20   | 36-68            | 24         | 35         | Fox & Venkatasubbiah, 1996       |
| Fenóis                               |            | 5       | 20-25              | 2.200-3.192                        | 1,67-2,5                                   | 83-94            | ~24        | 21         | Holt et al., 1997                |
| Glicose                              | 6          | 5       |                    | 1.000-10.000                       | 2-20                                       | 72-99            | 12         | 35         | Bae et al., 1997                 |
| Carboidrato-proteína                 | 10         | 8       | 18                 | 1.000-4.000                        | 1,2-4,8                                    | 98               | 20-80      | 35         | Barber & Stuckey, 1998           |
| Esgoto doméstico/ Resíduo industrial | 394.000    | 8       |                    | 315                                | 0,85                                       | 70               | 10,3       | 15         | Orozco, 1997                     |
| Carboidrato-proteína                 | 10         | 8       | 18                 | 4.000                              | 1,2-4,8                                    | 75-83, 93-97, 96 | 20, 20, 20 | 15, 25, 35 | Nachaiyasit & Stuckey, 1997a     |
| Carboidrato-proteína                 | 10         | 8       | 18                 | 4.000                              | 4,8-9,6                                    | 90-98            | 20         | 35         | Nachaiyasit & Stuckey, 1997b     |
| Carboidrato-proteína                 | 10         | 8       | 18                 | 4.000                              | 4,8-18                                     | 52-98            | 1-20       | 35         | Nachaiyasit & Stuckey, 1997c     |
| Suinocultura                         | 15         | 2-5     | 4,3                | 59.400                             |  | 70-78            | 336        | 35         | Boopathy, 1998                   |
| Papel e celulose                     | 10         | 3       | 22                 | 4.023-10.118                       | 2,0-6,0                                    | 54-70            | 48         | 35         | Grover, 1999                     |
| Leite semi-desnatado diluído         | 10         | 8       |                    | 500                                |  | 95, 70, 60       | 10         | 35, 20, 10 | Langenhoff & Stuckey, 2000       |
| Sintética                            | 14,7       | 3       | 26,1               | 300-400                            | 0,303-0,662                                | 83-92            | 24-12      | 26         | Manariotis & Gricoropoulos, 2002 |
| Sintética                            | 10         | 5       |                    | 3.000                              | 3,0  | 86               | 24         | 35         | Vossoughi et al., 2003           |
| Cervejaria                           | 100        | 4       | 6,44               | 1.800-21.000                       | 0,9-10,5                                   | 75               |            | 35         | Sallis & Uyanik, 2003            |
| Esgoto doméstico                     | 2.000      | 3       |                    | 790                                |  | 52               | 4-12       |            | Silva & Nour, 2005               |
| Sintética com p-nitrofenol           | 28,8       | 3       |                    | 3.000                              | 0,289                                      | 79-92            | 10,4       | 37         | Kuşçu et al., 2005               |
| Sacarose                             | 90         | 4       | 6,99               | 1500-8000                          | 2,15-6,29                                  | > 91             | 20         | 34         | She et al., 2006                 |
| Suinocultura                         | 530        | 3       | 5                  | 7.557-11.640                       | 5,05-10,12                                 | 71-88            | 56-18      | 18,2-24,7  | Fernandes & Oliveira, 2006       |
| Indústria têxtil                     | 25         | 6       |                    | 1.200                              |  | 57               | 12         | 17,8       | Wu, 2007                         |

Fonte: Adaptado de BARBER &amp; STUCKEY (1999).

BOOPATHY et al. (1988) estudaram o comportamento de um ABR, para o tratamento de água residuária proveniente de uma destilaria de uísque. Os autores verificaram que maiores remoções de demanda química de oxigênio (DQO) total e solúvel (90 e 91%, respectivamente) foram obtidas para a maior carga orgânica volumétrica (COV). O mesmo comportamento ocorreu nos valores de remoção de nitrogênio total e fósforo total, 20 e 28%, respectivamente, remoção de sólidos totais média de 80%.

SALLIS & UYANIK (2003) operaram 2 reatores reator ABR (100 L) com 4 câmaras, e no primeiro (NFABR) a alimentação era realizada somente a partir da primeira câmara e no segundo (SFABR) a alimentação do afluente era dividida entre as câmaras da seguinte forma: 1ª câmara com 0,4 de COV; 2ª câmara com 0,3 de COV mais o residual da câmara 1; 3ª câmara com 0,2 de COV mais o residual da câmara 2; 4ª câmara com 0,1 de COV mais o residual da câmara 3. Os reatores foram inoculados com lodo de ETE, com 22,3 g SSV L<sup>-1</sup>, e alimentados com água residuária de cervejaria diluída, com DQO de 1800 a 21000 mg L<sup>-1</sup> e submetidos à COV de 0,9 a 10,5 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>. Os autores concluíram que o reator SFABR possui muitas vantagens em relação ao NFABR, durante a partida e também durante a operação. Estas incluem a redução da severidade de condições de toxicidade nos compartimentos iniciais (1 e 2) e provém com substrato as bactérias anaeróbias de todos os compartimentos. Isso fez com que no reator SFABR fossem alcançadas as eficiências de remoção de 95% para DQO com COV de 10,5 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> depois de 70 dias de operação. A configuração do SFABR também promoveu a formação de grânulos em período relativamente curto (12 dias). Outros benefícios incluem melhor mistura proveniente dos gases como resultado do maior balanço da produção de biogás no reator.

AMIRFAKHRI et al. (2006) operaram um reator ABR (10 L) com 5 compartimentos para avaliar a capacidade das bactérias quimioautotróficas na biodesulfurização de gás natural. O reator foi inoculado com lodo de ETE (14,3 g SS L<sup>-1</sup>) e alimentado com água sintética contendo íon S<sub>2</sub>O<sub>3</sub><sup>-2</sup> durante a partida; posteriormente ele foi alimentado sob COV de 0,11; 0,2 e 0,62 mmol S<sup>-2</sup> L<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup> com TDH de 50, 28 e 9 h. Os autores observaram que o compartimento 1 teve o principal papel na remoção de sulfito com 98% de eficiência, sendo que para todos os TDH e

COV testados houve remoção de 100% de sulfito no reator ABR, e este foi convertido em enxofre (mais de 61%) e sulfato. O reator ABR mostrou-se extremamente eficiente para biodesulfurização de águas com enxofre, e a máxima remoção de sulfito foi de  $3,03 \text{ mmol S}^{-2} \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ . Os autores ressaltaram que as cargas de choque não tiveram influência alguma sobre as eficiências de remoção de sulfito e ainda outras vantagens como partida rápida, altos TRS, eliminação de aeração e agitação e baixo investimento para construção.

### **2.5. Reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura**

O reator UASB, desenvolvido por Lettinga em 1980, tem sido utilizado com sucesso para tratamento de vários tipos de águas residuárias (com baixas e altas concentrações de matéria orgânica) garantindo alto desempenho, em virtude dos altos tempos de retenção celular (TRC) alcançados pelo lodo granulado ou floculento.

Em decorrência da ampliação de conhecimento na área, os sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes, principalmente, com os reatores de manta de lodo (UASB), passaram a ocupar uma posição de destaque, não só em nível mundial, mas principalmente, em nosso país. Essa trajetória de aceitação passou de um estágio de descrédito, até o início dos anos 80, para a fase atual de grande aceitação e foi responsável pelo grande avanço da biotecnologia anaeróbia para tratamento de águas residuárias (CHERNICHARO, 1997).

A utilização de reatores UASB para tratar águas residuárias solúveis tem sido amplamente demonstrada, em escala piloto e escala real. Quanto menor a concentração de sólidos suspensos, menores serão os problemas. Em virtude disto, os reatores UASB não têm sido aplicados em muitos sistemas de tratamento de águas residuárias agro-industriais, particularmente nas provenientes das atividades zootécnicas, nas quais estão presentes altas concentrações de sólidos suspensos. Nestas águas residuárias, a fração de material particulado a ser tratado é quase na sua totalidade orgânico e pode ser facilmente biodegradado (OLIVEIRA, 1997).

O reator UASB consiste de um tanque, no fundo do qual localiza-se o digestor e no topo um decantador precedido por um sistema de separação de gases. O efluente é uniformemente coletado na superfície do decantador (OLIVEIRA, 1997).

O substrato a ser tratado é distribuído ao longo da parte inferior, através de uma densa camada de lodo anaeróbio. O resíduo flui na direção da parte superior, passando pelo leito de lodo, no qual sua DQO é parcialmente convertida em biogás. No topo do reator, o separador de três fases atua sobre o efluente tratado, o lodo bacteriano granuloso que foi arrastado torna-se o biogás. Enquanto o biogás é retirado do sistema, o lodo granuloso, mais pesado, volta a se depositar no fundo e o efluente sai pela parte mais alta do reator. Um bom contato entre o resíduo a ser tratado e o lodo anaeróbio é de fundamental importância para a performance do reator, daí é necessário um sistema de distribuição que evite recirculação e espaços desperdiçados, e seja de fácil limpeza por causa de entupimentos (BERNI & BAJAY, 2001).

O reator UASB dispensa o uso de materiais de enchimento por desenvolver e reter biomassa concentrada e de alta atividade metanogênica, principalmente em sua parte inferior, na forma de grânulos e/ou flocos densos, denominada zona de reação ativa. Isso é conseguido por meio de uma seleção interna imposta pela velocidade do fluxo ascendente, tipo de substrato e ainda da carga orgânica volumétrica (COV). Esses fatores levados em consideração desde a partida do sistema permitem o cultivo do lodo. A incorporação de um dispositivo interno de separação sólido/gás/líquido faz também com que o reator trabalhe com elevados TRC, mesmo com TDH baixos (CAMPOS et al., 2005).

Entretanto, caso os problemas causados pelos resíduos contendo altas concentrações de sólidos suspensos orgânicos possam ser resolvidos satisfatoriamente, os reatores UASB poderão tornar-se uma alternativa para a estabilização de lodo de excesso de sistemas aeróbios, no tratamento anaeróbio de uma fase para esgoto doméstico bruto e efluentes industriais e agroindustriais com altas concentrações de sólidos suspensos. Entre estes efluentes estão as águas residuárias de suinocultura produzidas em grandes volumes. Elas tem causado impactos ambientais como a poluição da água, do solo e do ar, em várias regiões do Brasil, em vários países da Europa, Ásia e nos EUA (OLIVEIRA, 1997 e 2001).

Nestes países, em virtude do problema de poluição das águas causado pela suinocultura e do conhecimento das vantagens do tratamento anaeróbio, têm-se desenvolvido vários trabalhos com reatores UASB e suas variações para o

tratamento de águas residuárias de suinocultura.

OLIVEIRA (2007) afirma, em dossiê técnico, que o reator UASB tem vantagens como à facilidade operacional, redução de espaço e tempo de tratamento, recuperação de material fertilizante e produção de biogás para energia. Porém, exige um investimento inicial alto, cerca de R\$ 216,00 por matriz alojada em unidade de produção de leitões, e mão-de-obra operacional.

LO et al. (1994), operando reatores UASB híbridos em escala de laboratório, tratando águas residuárias de suinocultura, obtiveram eficiências de remoção de DQO de 95% com concentrações de DQO do afluente variando de 6,5 a 12 g L<sup>-1</sup> e COV de 0,9 e 1,78 g DQO (L d)<sup>-1</sup> e eficiências de remoção de 57 a 61% com concentração de DQO do afluente de 12 g L<sup>-1</sup> e COV de 3,58 g DQO (L d)<sup>-1</sup>.

SANCHEZ et al. (1995) operaram reator UASB em escala de laboratório (volume de 6,5 L), tratando águas residuárias de suinocultura pré-peneirada, por 75 dias numa mesma COV (5 g DQO (L d)<sup>-1</sup>) e a 35°C. A composição da água residuária variou de: DQO<sub>total</sub> de 4,8 a 12,6 g L<sup>-1</sup>, SST de 1,9 a 3,2 g L<sup>-1</sup>, SSV de 1,72 a 3,1 g L<sup>-1</sup>, nitrogênio orgânico de 0,08 a 0,8 g L<sup>-1</sup>. Obtiveram 40% de eficiência de remoção de DQO.

OLIVEIRA (1997) operou reatores UASB de bancada, volume 10,5 L, alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos totais (SST) de 0,5 a 2 g L<sup>-1</sup> e DQO de 1 a 4 g L<sup>-1</sup>, com diferentes COV e distintos tempos de detenção hidráulica (TDH de 30, 20, 12 e 8 h). Observou que para concentrações de SST entre 1 e 2 g L<sup>-1</sup> o parâmetro limitante foi a COV, e que para COV até 4,5 g DQO (L d)<sup>-1</sup> as eficiências de remoção de DQO e SST foram superiores a 85%. Para concentrações de SST menores que 1 g L<sup>-1</sup> o parâmetro limitante foi o TDH, o qual deve ser no mínimo de 8 h para permitir eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 80%.

CARMO JUNIOR (1998) tratou água residuária de suinocultura em reator UASB (136 L) com SST de 3400 e 3080 mg L<sup>-1</sup>, sob TDH de 72 e 36 h. Antes de serem tratados os dejetos foram pré-peneirados e equalizados durante 15 dias. O autor alcançou eficiência média de remoção de 73 e 85% para DQO<sub>total</sub> e DQO<sub>ss</sub>, respectivamente, com TDH de 36 h.

KALYUZNHYI et al. (1999) consideraram o reator UASB como adequado para

o pré-tratamento da fração líquida dos resíduos de suinocultura aplicando COV de  $12 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$  com TDH de 1,19 d alcançando eficiência de remoção de DQO de 77%.

KALYUZHNYI et al. (2000), em reator UASB de bancada (2,6 L), tratando águas residuárias de suinocultura pré-acidificadas ou filtradas com  $\text{DQO}_{\text{total}}$  de 7,1 a  $10 \text{ g L}^{-1}$  e  $\text{DQO}_{\text{ss}}$  de 0,6 a  $2,1 \text{ g L}^{-1}$ , aplicaram COV de 4 a  $6 \text{ kg DQO}_{\text{total}} (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ , com TDH de 24,0 a 33,6 h, e alcançaram eficiências de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  de 60 a 85% e de  $\text{DQO}_{\text{ss}}$  de 67 a 89%.

PEREIRA-RAMIREZ et al. (2004) trataram água residuária de suinocultura em reator UASB (16 L) com TDH de 12 h sob COV total média de  $23 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  e COV solúvel de  $11 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ . A eficiência de remoção da DQO total e solúvel variou entre 68 e 85%. O reator obteve sua melhor eficiência de remoção de SSV (81%) quando a taxa de reciclo foi de 3:1, sendo que esta promoveu um aumento da alcalinidade no mesmo favorecendo a remoção orgânica. Apresentou, ainda, melhor eficiência na remoção da carga orgânica, quando foi mantida a relação AVT/Alcalinidade em valores próximos a 0,20. As reduções de  $\text{N-NH}_4$ , NTK e P apresentaram valores médios de 16,7%, de 9,4% e de 20,4%, respectivamente. A maior eficiência de remoção da DQO aconteceu com a velocidade ascensional de  $0,35 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ , sendo que velocidades superiores a essa promoveram instabilidade no desempenho do reator UASB, ocasionando perda de eficiência de remoção da carga orgânica do reator. O UASB removeu 96% dos Coliformes fecais (termotolerantes) e 99% da *Salmonella choleraesuis* presentes no efluente bruto.

CAMPOS et al. (2005) tratando águas residuárias de suinocultura com COV de  $1,42 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  com  $\text{DQO}_{\text{total}}$  de  $1806 \text{ mg L}^{-1}$  e SST de  $1810 \text{ mg L}^{-1}$  em escala laboratorial em reator UASB (11,7 L), em temperatura mesofílica ( $27^\circ\text{C}$ ) obteve remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SST de, respectivamente, 84% e 58%. O funcionamento do reator foi estável, com boas condições de tamponamento, retenção e digestibilidade de sólidos, demonstrando que os parâmetros de operação adotados permitiram o bom desempenho do sistema.

CAMPOS et al. (2006) avaliaram o desempenho de reator UASB em escala laboratorial (11,7 L) tratando águas residuárias de suinocultura com ST  $1660 \text{ mg L}^{-1}$  e DQO de  $2065 \text{ mg DQO L}^{-1}$  e variando-se a COV de 1,1 a  $4,6 \text{ kg (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  com TDH

de 55 a 15 horas. Os autores alcançaram eficiências de remoção médias de  $DQO_{total}$  e ST de 89 e 57%, respectivamente.

SCHOENHALS et al. (2007) avaliaram o desempenho de 2 reatores UASB operados em escala real ( $27,5 \text{ m}^3$ ) tratando águas residuárias de suinocultura com SST variando de 1600 a  $3330 \text{ mg L}^{-1}$  e DQO de 6750 a  $13525 \text{ mg L}^{-1}$ , com TDH de 15,71 h. Os autores alcançaram eficiências máximas de remoção para SST e DQO de 72,5 e 40,0%, respectivamente, e atribuíram essas baixas eficiências a instabilidade ocorrida no processo em função das variações da vazão, que na maior parte do monitoramento esteve acima do valor para o qual os reatores foram projetados.

## **2.6. Sistemas de tratamento anaeróbio em dois estágios**

A digestão anaeróbia em duas fases é baseada na premissa de que as condições ambientais na maioria dos reatores anaeróbios não são as ideais para o desenvolvimento das bactérias acidogênicas e das arqueias metanogênicas juntas, no tratamento de águas residuárias solúveis com altas concentrações de matéria orgânica. Devido às características de crescimento diferentes entre elas, não é possível obter condições operacionais em um único reator que possam maximizar a formação de ácidos e metano. O processo em duas fases permite selecionar os diferentes grupos de bactérias em cada reator independente das condições operacionais. Dentre as vantagens de um sistema de tratamento de duas fases estão: otimizar as condições de digestão das bactérias acidogênicas e do grupo das acetogênicas e metanogênicas facilitando a conversão substrato-produto, redução no volume total do reator, maior eficiência e mais estabilidade no processo. Assim, a primeira fase pode ser operada para priorizar o crescimento das bactérias acidogênicas e a segunda fase favorecer o crescimento das arqueias metanogênicas, aumentando a eficiência na conversão da matéria orgânica em ácidos e na produção de metano em cada fase correspondente (INCE, 1998).

Altas concentrações de sólidos suspensos no afluente podem prejudicar o desenvolvimento e manutenção das características granulares do lodo limitando a metanogênese. Com a utilização de dois estágios, há a separação de etapas: a hidrólise parcial da matéria orgânica particulada estaria ocorrendo no primeiro reator

e no outro a digestão dos compostos solúveis formados no primeiro reator. O primeiro reator hidrolítico, com velocidade ascensional relativamente baixa, conterà lodo floculento. A matéria orgânica particulada do afluente poderá ser adsorvida e parcialmente hidrolisada nos flocos e reintroduzida como compostos solúveis na fase líquida, os quais serão tratados no segundo reator (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Estas configurações de sistemas de reatores têm sido estudadas para o tratamento anaeróbio de águas residuárias solúveis da agroindústria. Nas águas residuárias de suinocultura com predominância da DQO proveniente dos sólidos suspensos orgânicos (80 a 90% da  $DQO_{total}$ ), mas ainda com altas concentrações de DQO da fração dissolvida (de 1000 a 4000  $mg L^{-1}$ ); no primeiro reator há predominância da retenção de sólidos suspensos e hidrólise, acompanhada da acidogênese e ainda de metanogênese acentuada, com aplicação de COV de 3 a 40  $kg DQO (m^3 d)^{-1}$ . No segundo reator, ocorre comportamento similar com intensificação da produção de metano com o aumento da COV no primeiro reator (OLIVEIRA 2000 e 2001; SANTANA & OLIVEIRA, 2005; FERNANDES & OLIVEIRA, 2006; RAMIRES, 2005; DUDA, 2006; URBINATI, 2006).

INCE (1998) tratou água residuária de laticínio em reator anaeróbio de duas fases: tanque de pré-acidificação (volume de 10 L) seguido de filtro anaeróbio (volume de 31 L). O primeiro estágio (fase acidogênica) foi operado com COV de 23  $kg DQO (m^3 d)^{-1}$  e TDH de 12 horas e o segundo estágio (fase metanogênica) com COV de 7  $kg DQO (m^3 d)^{-1}$  e TDH de 36 horas. O experimento durou 9 meses e obteve-se taxas de remoção de DQO de 90% com COV de 5  $kg DQO (m^3 d)^{-1}$  e TDH de 2 dias. Notou-se boa separação de fases evidenciada pela baixa e alta produções de metano na 1ª e 2ª fases, respectivamente, e também pelos valores de ácidos graxos voláteis produzidos no 1º reator, notadamente o acético e propiônico, que foram efetivamente consumidos no 2º reator.

DUGBA & ZHANG (1999) avaliaram o desempenho de um sistema de tratamento com reatores anaeróbios seqüenciais em batelada (ASBR) em 2 estágios (volume total de 15 L), para tratamento de águas residuárias de laticínio com concentrações de SV de 2, 3, 4, 6 e 8  $g L^{-1}$ . Utilizou-se três sistemas de 2 estágios, sendo dois termofílicos e mesofílicos (relação entre volumes 1:2 e 1:4), e um

mesofílico. Verificou-se que nos dois sistemas termofílicos – mesofílicos, a eficiência de remoção de SV foi de 43,8 e 44,1%, e 37,1 e 38,9%, para TDH de 3 e 6 dias, respectivamente, e as produções volumétricas de metano foram de 0,41 e 0,82 L (L d)<sup>-1</sup> e 0,34 e 0,72 L (L d)<sup>-1</sup> para TDH de 3 e 6 dias, respectivamente. Estes valores foram maiores do que para o sistema mesofílico – mesofílico, no qual obtiveram-se remoções de SV de 29,3 e 30,2% e 26,1 e 29,1%, para TDH de 3 e 6 dias, respectivamente, e produções volumétricas de metano de 0,27 e 0,56 L (L d)<sup>-1</sup>, e 0,27 e 0,48 L (L d)<sup>-1</sup> para TDH de 3 e 6 dias, respectivamente, com a relação 1:4 as eficiências foram maiores que a com 1:2 para a remoção de SST e produção de metano. Os autores observaram que a incorporação do processo de digestão termofílica e mesofílica em um único sistema propiciou estabilidade e mostrou-se efetiva também para destruição de coliformes totais. Entretanto, a manutenção da temperatura na fase termofílica gera custos em equipamento e operação que devem ser considerados.

BEAL & RAMAN (2000) estudaram um sistema consistindo de um reator UASB (volume de 20 L) e filtro anaeróbio de fluxo descendente (DFAF, volume de 25 L), operado a temperatura ambiente, tratando águas residuárias de uma fábrica de doces com concentração de DQO de 30.000 mg L<sup>-1</sup>, com TDH de 2,4 d. Os autores verificaram que o reator UASB foi capaz de suportar altas cargas orgânicas (COV de até 20 g (L d)<sup>-1</sup>) e que o DFAF mostrou-se efetivo para suportar as variações de desempenho do reator UASB. A redução da DQO do efluente para 300 mg L<sup>-1</sup> foi observada no sistema UASB – DFAF correspondendo a 99% de eficiência de remoção.

MOODY & RAMAN (2001) estudaram o tratamento de águas residuárias de indústria alimentícia à base de carboidratos (DQO de 8.000 mg L<sup>-1</sup>) utilizando um sistema em dois estágios, composto de reatores DFAF e UASB (dispostos em paralelo) cujos efluentes homogeneizados em tanque intermediário, alimentaram dois reatores DFAF (dispostos em paralelo). Verificaram que com TDH de 1,6 d, os reatores DFAF e UASB (1º estágio) e os DFAF como segundo estágio (com meio suporte de pedra britada e de anéis de plástico), alcançaram máxima eficiência de remoção de DQO, atingindo valores de 99,0 e 98,6%, respectivamente. Para investigar a estabilidade do sistema de tratamento, o mesmo foi alimentado com

sobrecarga de 3,5 vezes maior que a DQO média do afluente por um período de 8 h. Os reatores secundários foram capazes de suportar o aumento da DQO emitida pelo DFAF do primeiro estágio, obtendo-se eficiência de remoção de DQO maior que 94%.

BLONSKAJA et al. (2003) trataram água residuária de destilaria utilizando sistema em dois estágios, composto de filtro anaeróbio (1º estágio) e reator UASB (2º estágio), com variação de COV de 2,5 a 5,1 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ), TDH de 10 a 19 dias e afluente com  $\text{DQO}_{\text{total}}$  de 5026 a 16812  $\text{mg L}^{-1}$  no 1º estágio. No segundo estágio foram aplicadas COV de 0,6 a 2,5 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ), variando-se o TDH de 20 a 39 dias, com DQO do afluente de 3000 a 13600  $\text{mg L}^{-1}$ . Obtiveram eficiências de remoção de DQO de 54% e 93% para o primeiro e o segundo estágios, respectivamente.

DIAMANTIS & AIVASIDIS (2007) estudaram a influência do tempo de detenção hidráulico na atividade microbiana usando reator UASB de 1 estágio (2 L) e em dois estágios (2 + 2 L), tratando água residuária sintética de frutas rica em carboidrato com  $\text{DQO}_{\text{total}}$  de 3420  $\text{mg L}^{-1}$ . Para uma redução de 90% de DQO foi necessário TDH de 9 a 10 h para o tratamento em um estágio enquanto que para o sistema em dois estágios foi necessário 4 a 5 h, o que significa dizer que o volume dos reatores foi 50% menor nessa última conformação.

BRUNO (2007) avaliou o desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em dois estágios, em escala de bancada (20 e 10 L, respectivamente), alimentados com água residuária do beneficiamento de café por via úmida, com DQO de 8626 a 23041  $\text{mg L}^{-1}$  e submetidos à COV de 5,76; 3,62; 3,86 e 2,16 kg  $\text{DQO}_{\text{total}}$  ( $\text{m}^3$   $\text{d}^{-1}$ ) no primeiro reator. As eficiências médias de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SST variaram de 66 a 98% e de 93 a 97% respectivamente, no sistema com reatores (UASB) em dois estágios. O teor de metano no biogás variou de 69 a 89% para o reator 1 e de 52 a 73% no reator 2. A produção volumétrica máxima de metano, 0,563  $\text{m}^3$   $\text{CH}_4$  ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) foi obtida com COV de 3,86 kg DQO ( $\text{m}^3$   $\text{d}^{-1}$ ) e TDH de 124 h.

HALALSHEV et al. (2005) avaliaram o desempenho de um sistema de tratamento em dois estágios composto por dois reatores UASB, volumes de 60  $\text{m}^3$  (reator 1) e de 36  $\text{m}^3$  (reator 2) tratando esgoto doméstico. A operação do reator

UASB em dois estágios com COV variando de 3,6 a 5,0 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) (TDH de 8 a 10 horas) e 2,9 a 4,6 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) (TDH de 5 a 6 horas) aplicadas no primeiro e segundo reatores, respectivamente, resultaram no primeiro reator, em eficiência média de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e  $\text{DQO}_{\text{ss}}$  de, respectivamente, 53 e 57% no verão (temperatura média de 25°C) e 50 e 63% no inverno (temperatura média de 18°C). O segundo reator apresentou-se instável, resultando em valores médios de eficiência de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e  $\text{DQO}_{\text{ss}}$  de, respectivamente, 55%  $\pm$  16% e 62%  $\pm$  24%. No sistema de tratamento, não houve efeito significativo da temperatura.

TOLEDO & LUCAS-JUNIOR (1997) operaram sistema constituído de decantador e dois reatores UASB (volume de 705 L cada) em série. O primeiro reator foi alimentado com água residuárias de suinocultura pré-sedimentadas com concentrações de DQO de 0,95  $\text{g L}^{-1}$  e ST de 0,44  $\text{g L}^{-1}$ , obtendo-se eficiência de remoção até 89% para o sistema de tratamento com TDH de 10,32 h em cada reator.

OLIVEIRA (2000) obteve eficiências de remoção de DQO e SST de 70 a 90% e produções volumétricas de 0,393 a 0,589  $\text{m}^3$   $\text{CH}_4$  ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ), operando dois reatores UASB de 705 L cada, instalados em série, com TDH de 14,7 h em cada reator, COV de 5 a 8 kg DQO ( $\text{m}^3$   $\text{d}^{-1}$ ) no primeiro reator, e concentração de SST das águas residuárias de suinocultura de 0,75 a 2,3  $\text{g L}^{-1}$ . Dando continuidade, OLIVEIRA (2001) operou os dois reatores UASB de 705 L, instalados em série, com TDH de 7,3 h em cada reator, COV de 11 a 14 kg DQO ( $\text{m}^3$   $\text{d}^{-1}$ ) no primeiro reator, com o afluente com valores médios de SST de 1,338 a 2,197  $\text{g L}^{-1}$ , e adotou a prática de descarte periódico do excesso de lodo. Os valores médios da eficiência de remoção de DQO foram de 71 e 81% e de SST de 69 e 85%, e as produções volumétricas de 0,886 e 0,862  $\text{m}^3$   $\text{CH}_4$  ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ), com temperaturas médias de 19,8°C e 24,9°C, respectivamente.

PEREIRA (2003) avaliou sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios consistindo de dois reatores UASB de bancada (volumes de 39 e 10,5 L) alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e DQO em torno de 5000  $\text{mg L}^{-1}$  e 12000  $\text{mg L}^{-1}$ , respectivamente. O primeiro reator foi operado com TDH de 62 a 16 horas e o

segundo reator com TDH de 16 a 4 horas. Para COV de 4,55 e 2,55 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) no primeiro e segundo reatores, respectivamente, pode-se obter eficiências de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SST acima de 90% e para COV de 18,65 e 21,03 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) no primeiro e segundo reatores, as eficiências de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SST foram acima de 70%. A eficiência média de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  do sistema variou de 79 a 95% e SST de 73 a 94%. As produções volumétricas médias de metano foram de 0,45 a 1,8 L  $\text{CH}_4$  ( $\text{L}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$ ) e de 0,15 a 0,5 L  $\text{CH}_4$  ( $\text{L}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$ ) para o primeiro e segundo reatores, respectivamente.

SANTANA & OLIVEIRA (2005) avaliaram o desempenho do sistema de tratamento em dois estágios compostos por dois reatores UASB em escala piloto (volumes de 908 e 188 L), instalados em série, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de 2216  $\text{mg L}^{-1}$  a 7131  $\text{mg L}^{-1}$  e submetidos à TDH de 62,3 e 31,1 h no primeiro reator e de 12,9 e 6,5 h no segundo reator, com COV na faixa de 3,4 a 14,4 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) no reator 1 e de 2,25 a 18,7 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) no reator 2. As eficiências médias de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  variaram de 74 a 90% no reator 1 e de 34 a 45% para o reator 2, resultando em valores médios de 87 e 93% para o sistema. Verificou ainda, eficiência média de remoção de SST de 86 a 88% para o sistema de tratamento, com produções volumétricas de metano que variaram de 0,594 a 1,130  $\text{m}^3 \text{CH}_4$  ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) para o reator 1 e de 0,144 a 0,513  $\text{m}^3 \text{CH}_4$  ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) para o reator 2.

FERNANDES & OLIVEIRA (2006) avaliaram o efeito do aflente de águas residuárias de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos totais em torno de 6000  $\text{mg L}^{-1}$  (DQO variando de 7557 a 11640  $\text{mg L}^{-1}$ ) no desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reatores compartimentado (ABR) e UASB instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 e 120 L, respectivamente), submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) de 56 a 18 h no primeiro reator e de 13 a 4 h no segundo reator e carga orgânica volumétrica (COV) na faixa de 5,05 a 10,12 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) no reator ABR e de 2,33 a 9,63 kg DQO ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ ) no reator UASB. As eficiências médias de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  variaram de 71 a 87% no reator ABR e de 41 a 50% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% para o sistema de tratamento anaeróbio

em dois estágios. As eficiências de remoção de SST e SSV foram da ordem de 96% com produção volumétrica de metano máxima de  $0,759 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ .

RAMIRES (2005) operando dois reatores UASB (908 e 188 L), instalados em série, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de  $4940 \text{ mg L}^{-1}$  a  $12860 \text{ mg L}^{-1}$  e submetidos a TDH de 36 e 18 h no primeiro reator e de 7,5 e 3,7 h no segundo reator, com COV na faixa de  $5,50$  a  $34,4 \text{ kg DQO } (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  no reator 1 e de  $5,10$  a  $45,2 \text{ kg DQO } (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  no reator 2. As eficiências médias de remoção, para o sistema de tratamento, variaram de 82 a 93% e 84 e 95% para  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SST, respectivamente. Verificou ainda, produções volumétricas de metano que variaram de  $0,717$  a  $1,325 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  para o reator 1 e de  $0,066$  a  $0,986 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  para o reator 2. O sistema de tratamento alcançou ainda remoções que variaram de 61 a 75% para P-total, de 39 a 69% para NTK, de 71 a 94% para ferro, 20 a 76% para zinco, de 53 a 89% para cobre e de 39 a 59% para manganês.

URBINATI (2006) operou o mesmo conjunto de reatores que RAMIRES (2005) trabalhou e os alimentou com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de  $4589 \text{ mg L}^{-1}$  a  $13060 \text{ mg L}^{-1}$ , submetidos a TDH de 16 a 48 h no primeiro reator e de 3,3 a 9,9 h no segundo reator, com COV na faixa de  $5,5$  a  $40,1 \text{ kg DQO } (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  no reator 1 e de  $4,5$  a  $29,7 \text{ kg DQO } (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  no reator 2. As eficiências médias de remoção, para o sistema de tratamento, variaram de 86 a 93% e 76 a 96% para  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SST, respectivamente. Verificou ainda, produções volumétricas de metano que variaram de  $0,327$  a  $0,813 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  para o reator 1 e de  $0,198$  a  $0,291 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$  para o reator 2.

DUDA (2006) avaliou o desempenho de 2 reatores anaeróbios seqüenciais em batelada anaeróbios (RSBAn), instalados em série, em escala piloto (280 e 140 L) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST em torno de  $10000 \text{ mg L}^{-1}$ . Com COV aplicada variando de  $4,43$  a  $12,75 \text{ g DQO } (\text{L d})^{-1}$  e TDH de 96 a 36 h no 1º reator, a autora alcançou eficiências de remoção de DQO e SST de 53 a 86% e de 56 a 86%, respectivamente, para o sistema de tratamento composto pelos RSBAn. As produções diárias de metano no sistema de tratamento anaeróbio

variaram entre 0,628 a 0,786 m<sup>3</sup> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> e de 0,104 a 0,167 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>.

Considerando o exposto, nota-se a potencialidade do processo anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) no tratamento de águas residuárias com altas quantidades de material orgânico suspenso.

### III. MATERIAL E MÉTODOS

#### 3.1. Local

A pesquisa foi realizada nas instalações experimentais e laboratórios de Biodigestão Anaeróbia do Departamento de Engenharia Rural da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias na Universidade Estadual Paulista – UNESP, Campus de Jaboticabal, cujas coordenadas geográficas são: latitude de 21°15'22"S, 48°18'58"W e altitude de 575 m. O clima da região segundo classificação de Koppen é Cwa (subtropical úmido, seco no inverno e com chuva no verão), com precipitação média anual de 1300 mm e temperatura média anual de 21°C.

#### 3.2. Instalações experimentais

O sistema de tratamento é composto de tanque de armazenamento do afluente, um reator anaeróbio compartimentado com 3 câmaras e um reator UASB, conforme ilustrado na Figura 2 e 3, descrito por FERNANDES & OLIVEIRA (2005).

Para a caixa de alimentação foi utilizado reservatório de fibro-cimento com capacidade para 500 litros.

Da caixa de alimentação, o afluente era transferido, por gravidade, através de tubos e conexões de PVC de 32 mm para bomba helicoidal Netzsch acionada por motor elétrico, bifásico, de ½ CV, com vazão nominal de 720 a 2500 L d<sup>-1</sup>, comandada por inversor de frequência, utilizado no controle da vazão e que tem como objetivo, propiciar a regularização das vazões do afluente para o reator compartimentado, mesmo com águas residuárias de suinocultura com altas concentrações de sólidos suspensos.

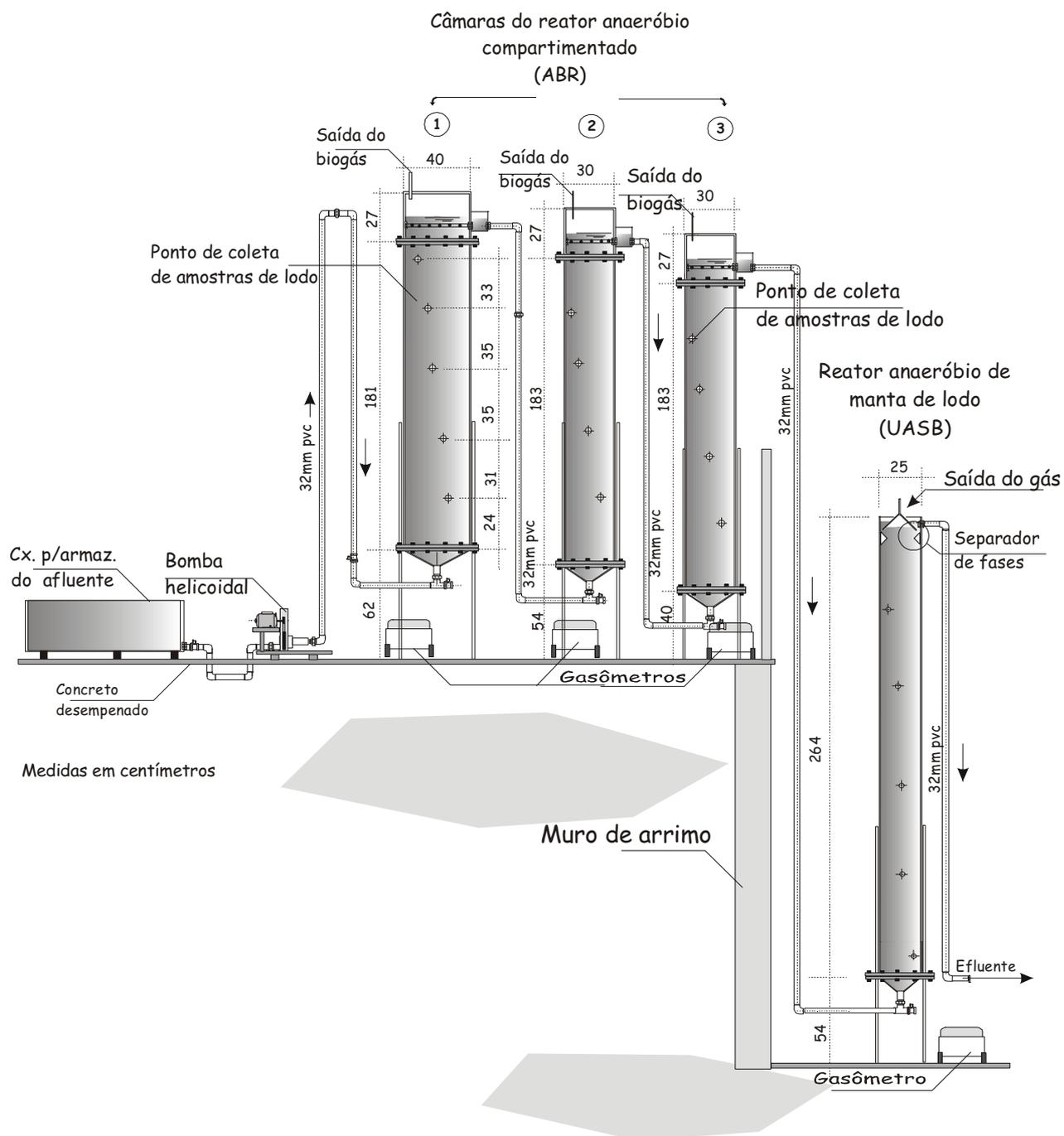


FIGURA 2. Representação esquemática do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com reatores ABR e UASB em escala piloto.  
Fonte: FERNANDES (2004).

Acoplado às saídas de gás dos reatores foram instalados gasômetros, por meio dos quais foi efetuado o monitoramento da produção de biogás.



FIGURA 3. Instalações experimentais compostas por reator de chicanas seguido de reator UASB.

Fonte: FERNANDES (2004).

### 3.2.1. Descrição dos reatores

O reator anaeróbio compartimentado (ABR) é formado por três câmaras, no experimento identificadas pelos números 1, 2 e 3, instaladas em série, montadas com tubos de PVC, com altura de 1800 mm. A câmara 1 tem diâmetro nominal de 400 mm e volume de 208,4 L. As câmaras 2 e 3 têm o mesmo diâmetro de 300 mm e volume de 160,6 L cada uma. As câmaras possuem fundo cônico com conexão para tubo de 32 mm (entrada do afluente) e cúpula de fechamento com conexão para tubo de 15 mm (saída do gás produzido, conduzido por mangueira de borracha com lona ao respectivo conjunto de medição de gás formado por selo hidráulico e gasômetro). O fundo cônico e a cúpula de cada câmara, são unidos ao corpo de cada câmara por flange para garantir a praticidade de montagem e manutenção, bem como, a vedação do sistema.

No corpo de cada câmara, foram instalados 5 pontos para tomada de amostras do lodo, constituídos por registros de esfera de 32 mm de diâmetro, distribuídos proporcionalmente tanto na altura disponível (1800 mm) quanto no perímetro (1256 mm para a câmara 1 e 942 mm para as câmaras 2 e 3). A

distribuição acima, teve por base uma espiral imaginária envolvendo o corpo do reator, permitindo que os pontos de amostragem fossem instalados de forma a não coincidirem, solução encontrada para evitar a possibilidade de obter amostras de “caminho preferencial” eventualmente formado no interior das câmaras.

Externamente, na cúpula das câmaras, foram fixadas caixas coletoras (uma em cada câmara) do efluente, conduzido, por gravidade, à outra câmara por tubo de PVC de 32 mm (com ponto de coleta de amostras), sendo o abastecimento de cada câmara feito pelo respectivo fundo cônico e o ramal possui ponto de coleta de amostras com registro de esfera de 32 mm.

Internamente, as câmaras possuem tubos coletores, de PVC de 20 mm, instalados diametralmente, trespassados por furos de 12 mm, que servem para captação e condução do efluente para as caixas coletoras instaladas do lado externo.

O reator UASB completa o sistema de tratamento anaeróbio deste estudo. Sua construção seguiu o mesmo esquema do reator ABR apresentando diferenças no diâmetro de 250 mm, altura do corpo 2640 mm, volume de 120 L e na parte superior foi construído um separador de fases, sólido, líquido e gás. Este separador é formado por anel fixado à parede interna do reator que tem a finalidade de formar o defletor para desviar o gás que se desloca rente ou próximo à parede do reator, para dentro do cone fixado logo acima, o qual constitui a câmara de gás. Na extremidade do cone fica a saída do gás, ligada ao respectivo selo hidráulico e gasômetro para monitoramento da produção de gás. No corpo do reator UASB foram instalados pontos de tomada de amostras conforme descrito para o reator compartimentado (ABR).

A captação do efluente é semelhante à descrita para as câmaras do reator de chicanas com a diferença de que a condução é feita para duas caixas coletoras fixadas no lado externo do reator.

### **3.3. Afluente**

O afluente utilizado para a alimentação do sistema de tratamento foi o dejetos bruto de suínos em fase de terminação manejados com uso de lâmina d'água, os quais foram pré-peneirados (peneira com malha quadrada de abertura de 3 mm)

para separação dos sólidos que pudessem entupir a linha de alimentação dos reatores. Os dejetos brutos utilizados como afluente foram coletados em confinamento de suínos, na fase de terminação, existentes na Unesp – Jaboticabal, alimentados com ração à base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral. O mesmo foi armazenado em caixas de 1000 L.

### 3.4. Descrição da operação e acompanhamento do sistema

O experimento foi dividido em 5 ensaios, variando-se o tempo de detenção hidráulica (TDH) e procurando-se manter a concentração dos sólidos suspensos totais (SST) no afluente em torno de  $10000 \text{ mg L}^{-1}$ , situação essa, próxima a encontrada em granjas de suinocultura que adotam manejo dos dejetos em lâmina d'água.

A câmara 1 do reator ABR foi alimentada com o afluente com concentrações médias de SST  $13001 \text{ mg L}^{-1}$ ;  $12740 \text{ mg L}^{-1}$ ;  $11866 \text{ mg L}^{-1}$ ;  $10436 \text{ mg L}^{-1}$  e  $4591 \text{ mg L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 respectivamente. O efluente da câmara 1 foi conduzido por meio de tubo de PVC, por gravidade, para a câmara 2 e assim por diante até a saída do reator UASB.

Os ensaios do experimento tiveram duração mínima de 51 dias e máxima de 57 dias, perfazendo um total de 267 dias de operação.

Na Tabela 5 estão apresentadas às condições operacionais para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 do experimento com o sistema de tratamento anaeróbico com reatores compartimentado (ABR) e UASB em dois estágios.

Tabela 5. Condições operacionais do sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (reator compartimentado (ABR) seguido de reator UASB) para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

| Ensaio | Duração (dias) | Reator compartimentado |                            |   |                                 | Reator UASB |
|--------|----------------|------------------------|----------------------------|---|---------------------------------|-------------|
|        |                | TDH (h)                | SST ( $\text{mg L}^{-1}$ ) | DQO <sub>total</sub> ( $\text{mg L}^{-1}$ ) | COV g DQO ( $\text{L d}^{-1}$ ) | TDH (h)     |
| 1      | 51             | 60                     | 13001                      | 28770                                       | 11,5                            | 13,6        |
| 2      | 53             | 48                     | 12740                      | 26832                                       | 13,4                            | 10,9        |
| 3      | 54             | 36                     | 11866                      | 26971                                       | 18,0                            | 8,2         |
| 4      | 57             | 24                     | 10436                      | 21123                                       | 21,1                            | 5,4         |
| 5      | 52             | 24                     | 4591                       | 13350                                       | 13,4                            | 5,4         |

TDH - tempo de detenção hidráulica; SST - sólidos suspensos totais; DQO - demanda química de oxigênio; COV - carga orgânica volumétrica.

Os reatores foram submetidos à TDH de 60 a 24 h no primeiro reator e no segundo reator de 13,6 a 5,4 h. As cargas orgânicas volumétricas aplicadas no primeiro reator variaram de 11,5 a 21,1 g DQO (L d)<sup>-1</sup>.

Ao longo dos 267 dias de operação dos reatores, os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 foram realizados nas seguintes épocas do ano, respectivamente: de 22/02 a 13/04/07; de 14/04 a 07/06/07; de 01/09 a 24/10/06; de 14/06 a 10/08/07 e de 25/10 a 15/12/06. Não foi possível realizá-los continuamente na seqüência de redução do TDH em virtude de dificuldades como: disponibilidade de afluente com as características desejadas e limites de vazão da bomba (foram utilizadas duas bombas helicoidais diferentes). Em todas as Figuras são apresentados os ensaios em ordem decrescente de TDH para facilitar a visualização.

### **3.5. Procedimento de partida de cada ensaio**

Para a partida do sistema, foi utilizado lodo proveniente de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura e adicionado em quantidade suficiente para ocupar 20 a 30% do volume de cada câmara do reator anaeróbio compartimentado e do reator UASB. No início dos ensaios 1, 2, 4 e 5 foi mantido o lodo já existente, descartando-se somente o excedente para a manutenção de 20 a 30% do volume do reator preenchido com lodo.

### **3.6. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos nos afluentes, efluentes, lodo e biogás: amostragem, freqüência e metodologias.**

Na Tabela 6 estão relacionados os exames físicos e microbiológicos e as determinações químicas executadas nas amostras do afluente e efluentes, no lodo e biogás durante os ensaios, bem como as freqüências de amostragem e as fontes das metodologias.

TABELA 6. Exames e determinações, freqüência e fontes das metodologias utilizadas.

| <b>Exames e determinações</b>  | <b>Freqüência</b> | <b>Referência bibliográfica</b>   |
|--|-------------------|---|
| <b>Afluente e efluentes</b>  |                   |   |
| pH   | Diária            | APHA, AWWA, WPCF (1998)   |
| Alcalinidade total, parcial e intermediária  | Diária            | APHA, AWWA, WPCF (1998), JENKINS <i>et al.</i> (1983)   |
| Ácidos voláteis totais   | 2 x por semana    | DILALLO e ALBERTSON (1961)  |
| Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV)  | 2 x por semana    | APHA, AWWA, WPCF (1998)   |
| Demanda química de oxigênio (DQO <sub>total</sub> ); DQO da frações dissolvida (DQO <sub>diss.</sub> ) e de sólidos suspensos (DQO <sub>ss</sub> ) | 2 x por semana    | APHA, AWWA, WPCF (1998) (método colorimétrico e digestão com refluxo fechado) e OLIVEIRA (1997)   |
| Nitrogênio total   | 1 x por semana    | APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato utilizando-se digestão em bloco com ácido sulfúrico e mistura digestora e posterior utilização do método semi-micro Kjeldahl)                                |
| Nitrogênio amoniacal   | 1 x por semana    | APHA, AWWA, WPCF (1998) método semi-micro Kjeldahl  |
| Fósforo total  | 1 x por semana    | APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato utilizando-se digestão em bloco com ácido nítrico e perclórico e posterior utilização do método colorimétrico empregando metavanadato e molibdato de amônio) |
| Potássio, cálcio, magnésio, sódio, cobre, ferro, manganês e zinco  | 1 x por semana    | APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato utilizando-se digestão em bloco com ácido nítrico e perclórico e posterior leitura em espectrofotômetro de absorção atômica)                                 |
| Coliformes totais e termotolerantes  | 2 x por ensaio    | APHA, AWWA, WPCF (1998) (técnica dos tubos múltiplos)   |
| <b>Biogás:</b>   |                   |   |
| Produção   | Diária            | OLIVEIRA (1997) (gasômetros)  |
| Composição   | Semanal           | APHA, AWWA, WPCF (1998) utilizando cromatografia gasosa   |
| <b>Lodo:</b>   |                   |   |
| Sólidos totais (ST) e voláteis (SV)  | Semanal           | APHA, AWWA, WPCF (1998)   |

### 3.6.1. Amostragem

Foram coletadas amostras do afluente e efluente na tubulação de entrada do reator compartimentado (ABR) e de saída de cada uma das três câmaras e na

tubulação de saída do reator UASB. As amostras foram compostas por sub-amostras coletadas a cada hora no período (das 8:00 às 12:00 h). O volume coletado para cada sub-amostra foi de 400 ml.

No início do experimento e na seqüência, semanalmente, foram retiradas amostras de lodo dos reatores anaeróbios compartimentado e UASB nos pontos de amostragem descritos na Figura 2, na região inferior, intermediária e superior da manta de lodo. O volume coletado foi em torno de 200 mL em cada ponto de amostragem.

### **3.6.2. Temperatura**

As temperaturas medidas diariamente em 2 horários (10 h e 15 h), foram as seguintes: ambiente (do ar nas imediações dos reatores), no afluente e nos efluentes (reator 1 e reator 2), com o objetivo de verificar a relação entre as mesmas. Essas medidas de temperatura foram realizadas utilizando-se o aparelho portátil digital, com sensor localizado na extremidade de uma haste metálica, a qual era introduzida nos pontos de amostragem de afluente e efluentes. Com esse aparelho também mediu-se a temperatura do biogás nos horários de determinações da produção, introduzindo-se a haste metálica nos gasômetros pelo orifício da válvula de saída do biogás.

Também foram obtidas as temperaturas climatológicas do ar (mínima, média e máxima) referentes aos períodos dos ensaios do experimento, realizadas na Estação Agroclimatológica do Departamento de Ciências Exatas da FCAV/UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

### **3.6.3. Produção do biogás**

A produção do biogás foi determinada pelo volume de biogás produzido diariamente no período diurno, medindo-se o deslocamento vertical dos gasômetros e multiplicando-se pela área da seção transversal interna dos gasômetros. Após cada leitura, os gasômetros foram zerados, descarregando-se todo o gás neles armazenados.

A correção do volume de gás para as condições de 1 atm e 0°C foi efetuada por meio da expressão que resulta da combinação das leis de Boyle e Gay-Lussac:

$$\frac{V_0 \times P_0}{T_0} = \frac{V_1 \times P_1}{T_1}$$

Na qual,

$V_0$  = volume corrigido do biogás;

$P_0$  = pressão corrigida do biogás (10332,72 mm H<sub>2</sub>O);

$T_0$  = temperatura corrigida do biogás, em K;

$V_1$  = volume do biogás nas condições de leitura (área do gasômetro multiplicada pela leitura, sendo a área de 0,092 m<sup>2</sup>, para os gasômetros das câmaras 1 e 2 do reator ABR e do gasômetro do reator UASB e de 0,0379 m<sup>2</sup> para o gasômetro da câmara 3 do reator ABR);

$P_1$  = pressão do biogás no gasômetro, em mm H<sub>2</sub>O (pressão atmosférica do local + pressão interna do gasômetro (10,8 mm H<sub>2</sub>O para os gasômetros das câmaras 1 e 2 do reator ABR e do gasômetro do reator UASB e 7 mm H<sub>2</sub>O para o gasômetro da câmara 3 do reator ABR));

$T_1$  = temperatura do biogás no instante de leitura, em K.

Pressão atmosférica média de Jaboticabal, a qual é de 9632,43 mm H<sub>2</sub>O.

### 3.6.4. Composição do biogás

As análises de composição do biogás foram realizadas duas vezes no final do terceiro e no quarto ensaios (devido a problemas no cromatógrafo) e semanalmente nos demais ensaios para a determinação dos teores de metano (CH<sub>4</sub>) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>).

A coleta do biogás era feita com a utilização de frascos de vidro com capacidade de 500 mL e com tampas de borracha contendo dois tubos de vidro com mangueiras de látex nas extremidades, sendo a vedação efetuada por meio de presilhas metálicas. Para assegurar que os gases atmosféricos fossem completamente eliminados, os frascos de vidro eram acoplados aos gasômetros e o biogás presente nos mesmos passava pelos frascos por alguns minutos, permitindo

a lavagem. As amostras eram coletadas e posteriormente analisadas em cromatógrafo de fase gasosa.

As análises de biogás foram realizadas em um Cromatógrafo FINIGAN GC-9001 com detector de condutividade térmica (TCD) e colunas “Poropack Q” (3 m x 1/8”) e peneira molecular. O gás de arraste foi o hidrogênio na vazão 35 mL min<sup>-1</sup>.

### **3.6.5. Análise estatística**

Foi realizada análise estatística dos valores obtidos por meio dos testes F e Tukey (5%), considerando-se delineamento inteiramente casualizado, com quatro tratamentos (TDH de 60, 48, 36 e 24 h) e também com 2 tratamentos (TDH de 24 h com concentração média de SST do afluente de 10436 e 4591 mg L<sup>-1</sup>) e com 7 repetições para os macro e micronutrientes; 14 repetições para DQO, sólidos suspensos, ácidos voláteis; 30 repetições para pH, alcalinidade e produção de metano; 51 repetições para temperatura climatológica; 6 repetições para sólidos e TCL do lodo. As repetições foram provenientes de todas as amostragens no tempo, considerando-se condições de estabilidade do reator, em virtude dos valores dos coeficientes de variação das eficiências de remoção de DQO<sub>total</sub> e sólidos suspensos (SS) do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios serem menores que 15%.

## **IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO**

### **4.1. Temperatura**

Na Figura 4 estão apresentados os valores das temperaturas climatológicas máximas, médias e mínimas, observadas durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 do experimento.

No ensaio 1, que se deu de 22/02/07 a 13/04/07, foram observadas temperaturas climatológicas médias diárias de 24,6°C, variando de 21,2°C a 26,4°C. Durante o ensaio 2, realizado de 14/04/07 a 7/06/07 foram observadas temperaturas climatológicas médias diárias de 20,4°C, variando de 13,2°C a 25,0°C. No ensaio 3, a temperatura climatológica média diária foi de 22,7°C, variando de 16,2°C a 27,2°C e compreendeu o período de 1/09/06 a 24/10/06. No ensaio 4, que se deu de

14/06/07 a 10/08/07, foram observadas temperaturas climatológicas médias diárias de 19,3°C, variando de 13,1°C a 22,6°C. No ensaio 5, realizado de 25/10/06 a 15/12/06, foram observadas temperaturas climatológicas médias diárias de 24,2°C, variando de 18,6°C a 28,5°C.

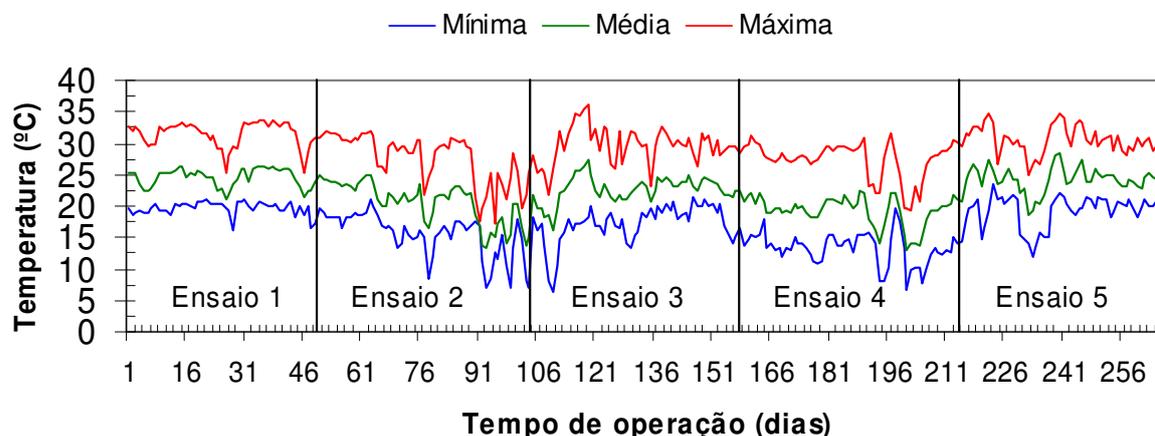


FIGURA 4. Temperaturas climatológicas máxima, média e mínima, observadas na Estação Agroclimatológica durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Verificou-se que a temperatura do ensaio 1 foi significativamente maior ( $P < 0,05$ ) que os demais ensaios. Já nos ensaios 2 e 4 não diferiram entre si ( $P > 0,05$ ) e se deram na faixa de 20°C (Tabela 7). Os ensaios 4 e 5 também ocorreram com temperaturas climatológicas médias significativamente ( $P < 0,05$ ) diferentes (Tabela 8), na faixa de 19 e 25°C.

TABELA 7. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura climatológica média durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro        | Ensaio |        |        |        | CV (%) | Teste F  |
|------------------|--------|--------|--------|--------|--------|----------|
|                  | 1      | 2      | 3      | 4      |        |          |
| Temperatura (°C) | 24,6 a | 20,4 c | 22,7 b | 19,3 c | 11,0   | 53,34 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

TABELA 8. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura climatológica média durante os ensaios 4 e 5, com TDH de 24 h no reator ABR.

| Parâmetro        | Ensaio |        | CV (%) | Teste F   |
|------------------|--------|--------|--------|-----------|
|                  | 4      | 5      |        |           |
| Temperatura (°C) | 19,3 b | 24,2 a | 10,0   | 142,16 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns - não significativo.

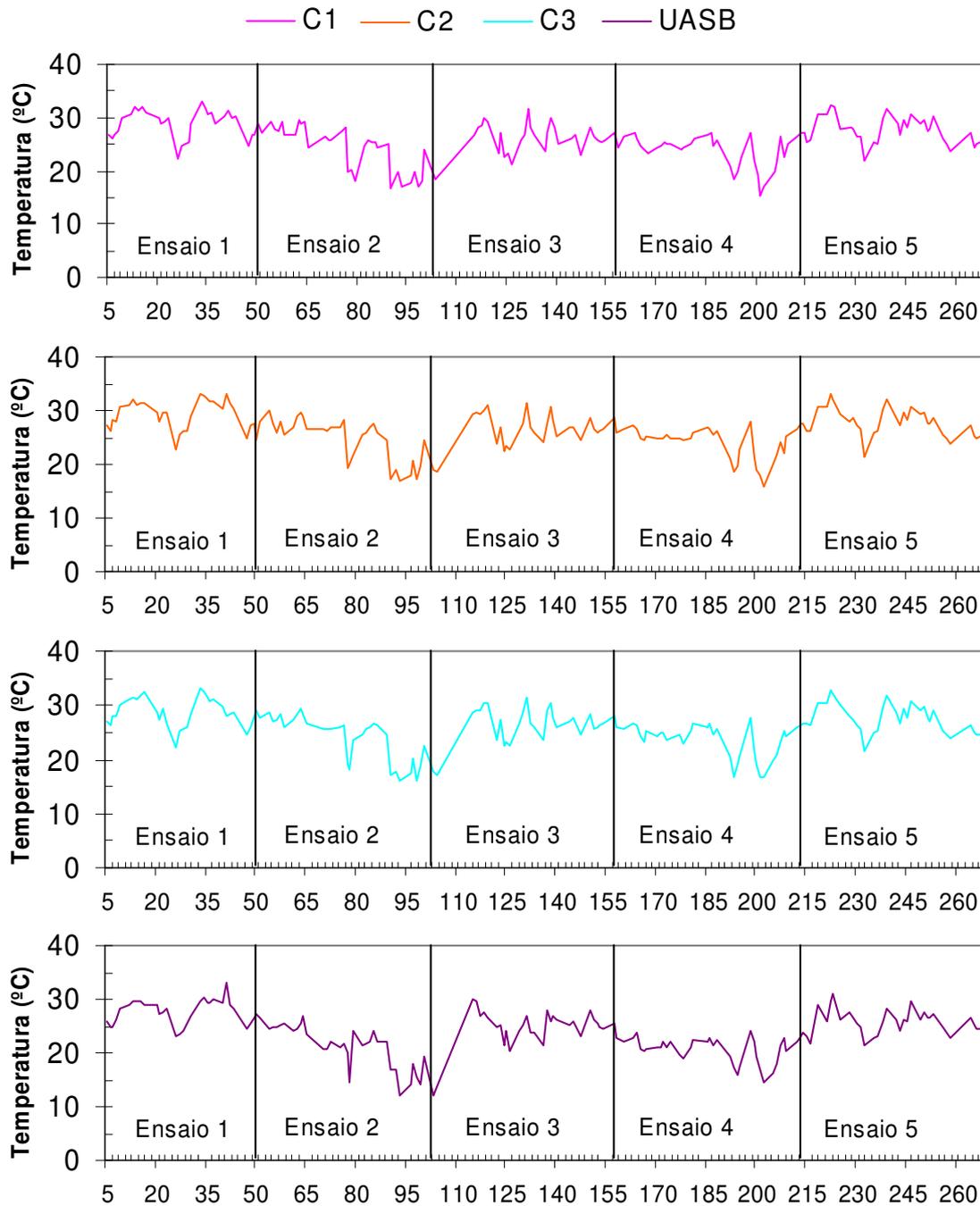


FIGURA 5. Temperatura dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 (C1, C2 e C3) do reator ABR e do efluente do reator UASB durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Conforme ilustrado na Figura 5, as temperaturas médias nos efluentes dos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB nos ensaios foram predominantemente, superiores a 20°C, durante os ensaios.

Com o monitoramento da temperatura durante a pesquisa observou-se, com exceção do ensaio 4, que os reatores foram operados, predominantemente, na faixa mesófila entre 20 a 45°C, em faixas adequadas para o processo anaeróbio de degradação da matéria orgânica, porém abaixo da faixa de temperatura ótima de 30 a 35°C (CHERNICHARO, 1997).

No ensaio 4 e no final do ensaio 2, as temperaturas climatológicas médias permaneceram abaixo de 20°C, a maior parte do período de operação, portanto com valores próximos à temperatura mínima de crescimento microbiano nas faixas mesofílica e psicrófila. As temperaturas climatológicas mínimas mantiveram-se na faixa psicrófila (abaixo de 15°C, de acordo com CHERNICHARO (2007)).

## **4.2. DQO**

### **4.2.1. Reator ABR**

Na Tabela 9, estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ) e da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoções nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As variações das concentrações de  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{diss}$  e  $DQO_{ss}$  do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR estão apresentadas na Figura 6 e as eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 estão apresentadas na Figura 7.

A  $DQO_{total}$  do afluente apresentou valores médios de 28770, 26832, 26971 e 21123 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não diferiram significativamente entre si ( $P>0,05$ ). Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, os valores médios da  $DQO_{total}$  foram, respectivamente, 10891, 4075 e 2402 mg L<sup>-1</sup> para o primeiro ensaio; 8499, 4590 e 3650 mg L<sup>-1</sup> para o segundo ensaio; 11525, 8219 e 4518 mg L<sup>-1</sup> para o terceiro ensaio e 4997, 2586 e 1809 mg L<sup>-1</sup> para o quarto ensaio; os quais para a câmara 1 não apresentaram diferença significativa ( $P>0,05$ ), para a câmaras 2 no quarto ensaio foi significativamente menor ( $P<0,05$ ) que do que

no terceiro ensaio e para a câmara 3 significativamente menores ( $P < 0,01$ ) no 1° e 4° ensaios do que no terceiro.

TABELA 9. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ) e da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros                                       | Reator   | Ensaio  |          |          |         | CV (%) | Teste F |
|--|----------|---------|----------|----------|---------|--------|---------|
|  |          | 1       | 2        | 3        | 4       |        |         |
| COV<br>(g $DQO_{total}$<br>(L d) <sup>-1</sup> ) | C1       | 29,36 c | 34,40 bc | 45,71 ab | 54,16 a | 38,0   | 7,23 ** |
|  | C2       | 14,33 a | 14,16 a  | 25,61 a  | 16,66 a | 75,9   | 2,27 ns |
|  | C3       | 5,36 b  | 7,65 b   | 18,26 a  | 8,62 b  | 90,1   | 5,56 ** |
| $DQO_{total}$<br>(mg L <sup>-1</sup> )           | Afluente | 28770 a | 26832 a  | 26971 a  | 21123 a | 41,5   | 1,33 ns |
|  | C1       | 10891 a | 8499 a   | 11525 a  | 4997 a  | 73,4   | 2,81 *  |
|  | C2       | 4075 ab | 4590 ab  | 8219 a   | 2586 b  | 87,5   | 4,41 ** |
|  | C3       | 2402 b  | 3650 ab  | 4518 a   | 1809 b  | 73,9   | 6,35 ** |
| $DQO_{diss}$<br>(mg L <sup>-1</sup> )            | Afluente | 4055 a  | 3325 a   | 2816 a   | 1093 b  | 53,9   | 9,59 ** |
|  | C1       | 2254 a  | 2059 a   | 2382 a   | 697 b   | 57,0   | 7,66 ** |
|  | C2       | 1022 ab | 1741 a   | 1745 a   | 583 b   | 67,9   | 6,13 ** |
|  | C3       | 386 b   | 803 ab   | 993 a    | 295 b   | 87,8   | 5,25 ** |
| $DQO_{ss}$<br>(mg L <sup>-1</sup> )              | Afluente | 24715 a | 23508 a  | 24155 a  | 20030 a | 44,4   | 0,59 ns |
|  | C1       | 3671 b  | 3035 b   | 8390 a   | 4301 ab | 95,7   | 3,79 *  |
|  | C2       | 3052 ab | 2849 ab  | 6474 a   | 2003 b  | 108,0  | 3,61 *  |
|  | C3       | 2016 ab | 2847 ab  | 3526 a   | 1513 b  | 61,7   | 4,76 ** |
| E (%)  |          |         |          |          |         |        |         |
| $DQO_{total}$                                    | C1       | 74 ab   | 65 bc    | 54 c     | 84 a    | 22,9   | 8,84 ** |
|  | C2       | 56 a    | 46 a     | 44 a     | 44 a    | 45,6   | 0,85 ns |
|  | C3       | 43 a    | 24 a     | 33 a     | 39 a    | 53,4   | 2,67 ns |
| $DQO_{diss}$                                     | C1       | 42 a    | 38 a     | 26 a     | 36 a    | 43,1   | 1,98 ns |
|  | C2       | 56 a    | 23 b     | 31 b     | 19 b    | 39,9   | 21,1 ** |
|  | C3       | 60 a    | 53 a     | 50 a     | 51 a    | 32,4   | 0,91 ns |
| $DQO_{ss}$                                       | C1       | 78 a    | 69 ab    | 58 b     | 86 a    | 23,4   | 6,68 ** |
|  | C2       | 53 a    | 58 a     | 47 a     | 50 a    | 44,9   | 0,49 ns |
|  | C3       | 36 a    | 17 a     | 34 a     | 36 a    | 68,2   | 1,14 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Com a variação do TDH de 60, 48, 36 e 24 h, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas foram de, respectivamente; 29,36; 34,40; 45,71 e 54,16 g  $DQO_{total}$  (L d)<sup>-1</sup> na câmara 1, diferindo significativamente entre si ( $P < 0,01$ ), e a maior COV ocorreu com o menor TDH (24 h). Na câmara 2, os valores foram de 14,33; 14,16; 25,61 e 16,66 g  $DQO_{total}$

$(L d)^{-1}$ , não diferindo significativamente ( $P > 0,05$ ), e na câmara 3 foram de 5,36; 7,65; 18,26 e 8,62 g DQO<sub>total</sub>  $(L d)^{-1}$ , respectivamente, diferindo significativamente ( $P < 0,01$ ) com o maior valor no ensaios 3. Com estes resultados observou-se que cada as câmaras anteriores foram operadas com COV altas e bem maiores, e que os efluentes mesmo assim foram semelhantes (por ex. para DQO<sub>total</sub>) entre alguns ensaios, confirmando a característica do reator ABR de absorver variações bruscas de COV sem alterar substancialmente o desempenho global do reator (NOUR, 1996).

As eficiências de remoção de DQO nas câmaras do reator ABR variaram, normalmente, acompanhando as alterações nas características do afluente durante os ensaios. Em algumas amostragens não ocorreram remoções nas câmaras, em virtude, principalmente, de arrastes de sólidos suspensos da manta de lodo; nas Figuras 7 e 11 essas ocorrências são identificadas pela ausência de pontos nos gráficos de eficiência de remoção de DQO. Assim, nas Tabelas os valores de eficiência de remoção nas câmaras são a média dos valores das amostragens, nas quais verificam-se remoções de DQO e que foram a maior parte.

Os valores médios das eficiências de remoção de DQO<sub>total</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 variaram de 54 a 84%; 44 a 56% e de 24 a 43%, respectivamente, durante os quatro ensaios. Do ensaio 1 ao 3, com a diminuição do TDH, também houve diminuição da eficiência de remoção. A maior parte da remoção ocorreu na 1ª câmara, e no 1º e 4º ensaios significativamente melhores do que nos demais ( $P < 0,01$ ).

Conforme Clareto, 1997 apud SILVA & NOUR (2005), o objetivo do maior volume da primeira câmara é de prolongar o tempo de detenção hidráulica nessa câmara, porque é nela que se dá a maior remoção da matéria orgânica. Neste experimento, a maior parte da remoção se deu na câmara 1 (maior volume), depois na câmara 2 e por fim na câmara 3 para DQO<sub>total</sub> e DQO<sub>ss</sub>.

FERNANDES (2004) tratando águas residuárias de suinocultura em reator ABR de três câmaras obteve eficiências de remoção para DQO<sub>total</sub>, para as câmaras 1, 2 e 3, respectivamente, de 29 a 52%; 42 a 61% e de 29 a 62% com COV entre 4,38 e 25,8 g DQO  $(L d)^{-1}$ , nas câmaras do reator ABR. Neste trabalho, com COV aplicada nas câmaras entre 5,36 e 54,16 g DQO<sub>total</sub>  $(L d)^{-1}$ , obtiveram-se eficiências

de remoção maiores para a câmara 1 (54 a 84%) e similares para as câmaras 2 e 3 (44 a 56% e 24 a 43%, respectivamente).

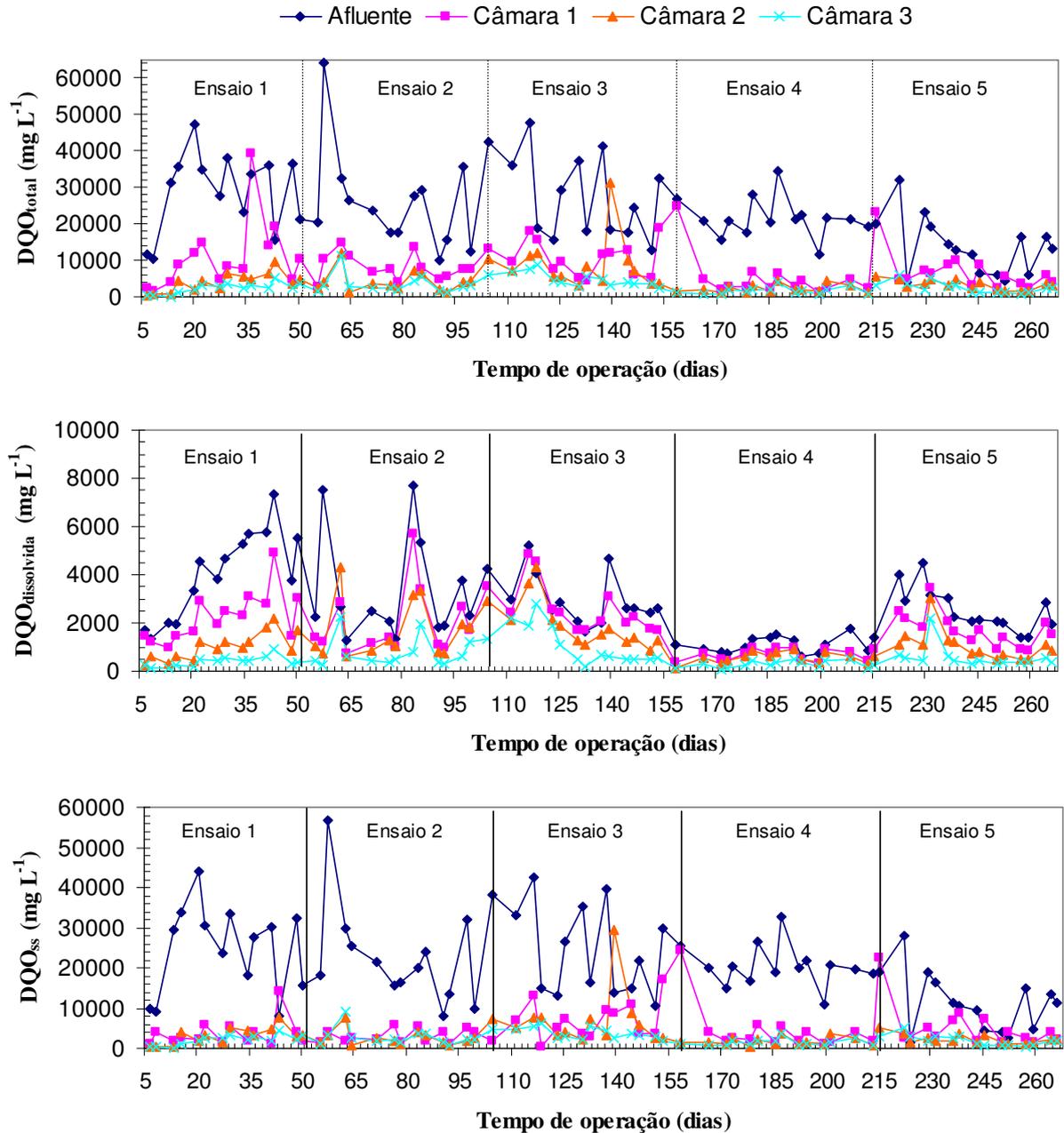


FIGURA 6. DQO<sub>total</sub>, DQO<sub>diss</sub> e DQO<sub>ss</sub> do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Observa-se na Figura 9 que para os reatores ABR e UASB somente em poucas amostragens foram observadas ausências de remoção de DQO. Contudo, considerando o sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (ABR+UASB)

sempre foram observados remoções de DQO e com valores predominantemente superiores a 80%.

A  $DQO_{diss}$  do afluente apresentou valores médios de  $4055 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $3325 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $2816 \text{ mg L}^{-1}$  e  $1093 \text{ mg L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e no ensaio 4 diferiu significativamente dos demais ( $P < 0,01$ ). No afluente a  $DQO_{diss}$  representou em média de 5 a 14% da  $DQO_{total}$ . Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, os valores médios de  $DQO_{diss}$  foram, respectivamente, de 2254, 1022 e 386  $\text{mg L}^{-1}$  para o primeiro ensaio; 2059, 1741 e 803  $\text{mg L}^{-1}$  para o segundo ensaio; 2382, 1745 e 993  $\text{mg L}^{-1}$  para o terceiro ensaio e 697, 583 e 295  $\text{mg L}^{-1}$  para o quarto ensaio. Os valores médios de  $DQO_{diss}$  nos efluentes das 3 câmaras foram significativamente diferentes ( $P < 0,01$ ), com o 4º ensaio apresentando os menores valores em virtude do menor valor no afluente.

SHE et al. (2006) avaliando desempenho de reatores ABR (90 L) de 4 câmaras alimentados com sacarose observaram que a maior parte da matéria orgânica foi removida nas primeiras duas câmaras, com eficiências de 35, 42, 23 e 1% para as câmaras 1, 2, 3 e 4, respectivamente, sob COV de  $6,29 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ . VOSSOUGH I et al. (2003) usaram um reator ABR de 5 câmaras para tratar água residuária sintética com TDH de 24 h e alcançou remoção de 65% de DQO na 1ª câmara. MANARIOTIS & GRIGOROPOULUS (2002) tratando água sintética com COV entre  $0,303$  e  $0,662 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  também mostraram que 56% da remoção de DQO ocorreu na 1ª câmara.

Os valores médios de eficiência de remoção de  $DQO_{diss}$  para a primeira, segunda e terceira câmaras variaram de 26 a 42%; de 19 a 56% e de 50 a 60% durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. Nas câmaras 1 e 3, as eficiências de remoção não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ) e na câmara 2, com o TDH maior foi mais eficiente ( $P < 0,01$ ). Os maiores valores de eficiência de remoção de  $DQO_{diss}$  ocorreram na câmara 3.

Para a  $DQO_{ss}$  do afluente, os valores médios foram de  $24715 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $23508 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $24155 \text{ mg L}^{-1}$  e  $20030 \text{ mg L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não diferiram significativamente entre si ( $P > 0,05$ ) acompanhando a  $DQO_{total}$ . Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, a  $DQO_{ss}$  teve, respectivamente, valor médio de 3671, 3052 e 2016  $\text{mg L}^{-1}$  para o primeiro ensaio; 3035, 2849 e 2847  $\text{mg L}^{-1}$

<sup>1</sup> para o segundo ensaio; 8390, 6474 e 3526 mg L<sup>-1</sup> para o terceiro ensaio e 4301, 2003 e 1513 mg L<sup>-1</sup> para o quarto ensaio.

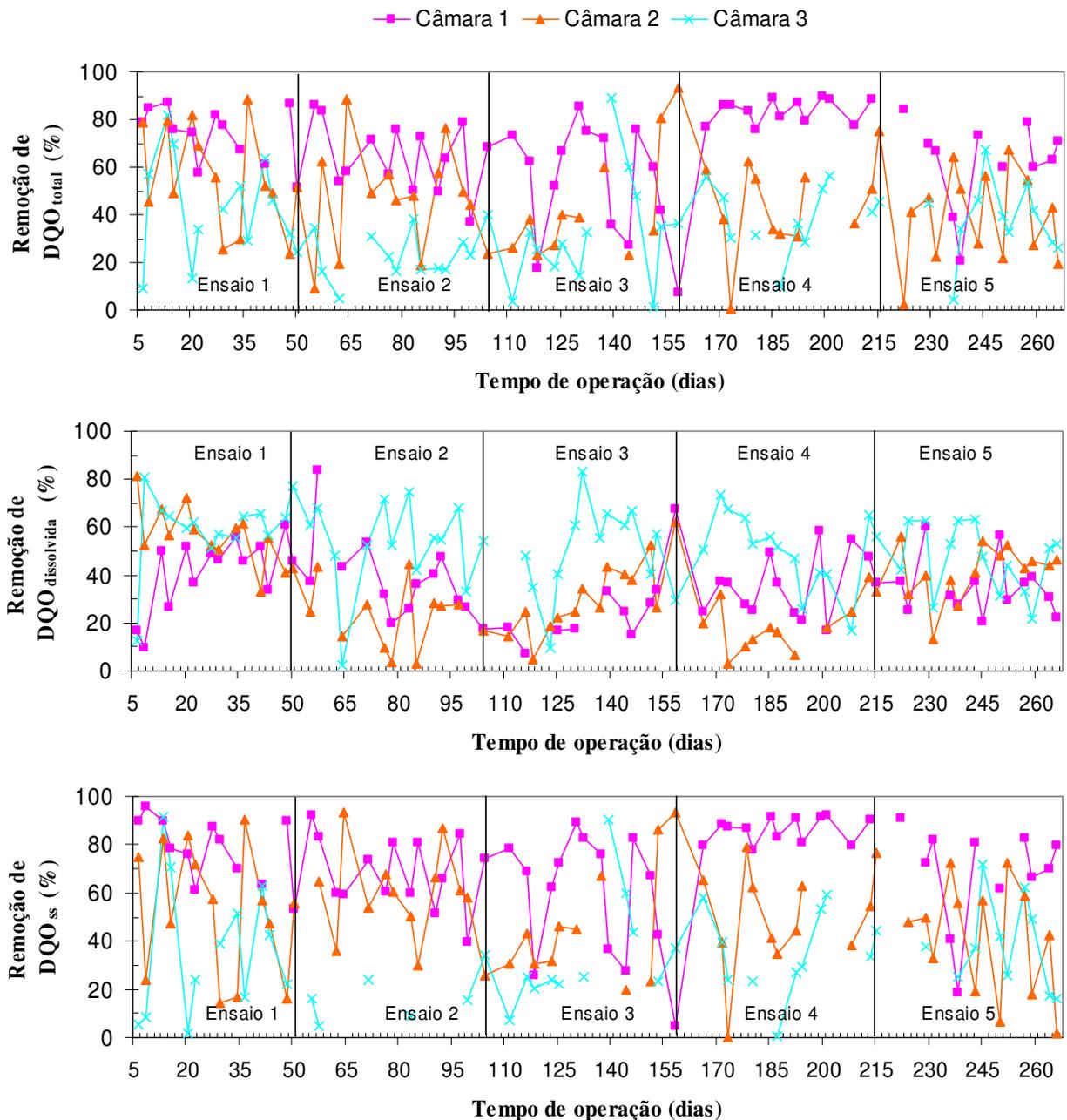


FIGURA 7. Eficiência de remoção da DQO<sub>total</sub>, DQO<sub>diss</sub> e DQO<sub>ss</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Observando-se a Figura 6, verificam-se menores variações de DQO<sub>total</sub> e DQO<sub>ss</sub> nas concentrações nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3, mesmo com as variações no afluente, indicando a estabilidade do reator ABR.

Os valores médios de eficiência de remoção de  $DQO_{ss}$  para a primeira, segunda e terceiras câmaras variaram de 58 a 86%; de 47 a 58% e de 17 a 36% durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As eficiências nas câmaras 2 e 3 não diferiram significativamente entre os ensaios ( $P > 0,05$ ) e na câmara 1, com os TDH de 60 e 24 h ocorreram maiores eficiências ( $P < 0,01$ ) em relação ao TDH de 36 h.

#### 4.2.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h

Na Tabela 10, estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ) e da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.

A  $DQO_{total}$  do afluente apresentou valores médios de 21123  $mg L^{-1}$  e 13350  $mg L^{-1}$  nos ensaios 4 e 5, respectivamente e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ), acompanhando a variação de SST. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, os valores de  $DQO_{total}$  foram de, respectivamente, 4997, 2586 e 1809  $mg L^{-1}$  para o quarto ensaio e 5582, 3163 e 2434  $mg L^{-1}$  para o quinto ensaio. Para a  $DQO_{total}$  assim como para a  $DQO_{ss}$  dos efluentes de todas as câmaras não houve diferença significativa entre os ensaios ( $P > 0,05$ ).

Durante os ensaios 4 e 5, as cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas foram de, respectivamente, 54,16 e 34,23  $g DQO_{total} (L d)^{-1}$  na câmara 1 e diferiram significativamente entre si ( $P < 0,01$ ). Para a câmara 2, os valores foram de 16,66 e 18,61  $g DQO_{total} (L d)^{-1}$  e para a câmara 3 de 8,62 e 10,54  $g DQO_{total} (L d)^{-1}$ , respectivamente, e não diferiram significativamente entre si ( $P < 0,01$ ) indicando que o reator ABR foi capaz de suportar as altas COV, acomodando essas variações já na 1ª câmara e transferindo um efluente com matéria orgânica bastante inferior a da entrada e similares para as demais câmaras (Tabela 10).

O valor médio da eficiência de remoção de  $DQO_{total}$  na câmara 1 foi de 84% no ensaio 4 e de 62% no ensaio 5, diferindo significativamente entre si ( $P < 0,01$ ). Nas câmaras 2 e 3 foram de, respectivamente, 44 e 39% e 39 e 38%. Acompanhando a

DQO<sub>total</sub>, a remoção de DQO<sub>ss</sub> para câmara 1 foi maior no ensaio 4, com 86% de remoção. Para as demais câmaras não houve diferença significativa ( $P>0,05$ ) entre os ensaios.

TABELA 10. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO<sub>total</sub>), da demanda química de oxigênio dissolvida (DQO<sub>diss</sub>) e da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos (DQO<sub>ss</sub>), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros  | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|---|----------|---------|---------|--------|----------|
|   |          | 4       | 5       |        |          |
| COV<br>(g DQO <sub>total</sub><br>(L d) <sup>-1</sup> ) | C1       | 54,16 a | 34,23 b | 39,2   | 9,28 **  |
|   | C2       | 16,66 a | 18,61 a | 81,3   | 0,13 ns  |
|   | C3       | 8,62 a  | 10,54 a | 46,3   | 1,32 ns  |
| DQO <sub>total</sub><br>(mg L <sup>-1</sup> )           | Afluente | 21123 a | 13350 b | 39,2   | 9,28 **  |
|   | C1       | 4997 a  | 5582 a  | 81,4   | 0,13 ns  |
|   | C2       | 2586 a  | 3163 a  | 46,3   | 1,32 ns  |
|   | C3       | 1809 a  | 2434 a  | 62,1   | 1,58 ns  |
| DQO <sub>diss</sub><br>(mg L <sup>-1</sup> )            | Afluente | 1093 b  | 2548 a  | 38,1   | 30,89 ** |
|   | C1       | 696 b   | 1728 a  | 43,8   | 26,43 ** |
|   | C2       | 583 b   | 1051 a  | 58,7   | 6,65 *   |
|   | C3       | 295 b   | 561 a   | 83,6   | 3,84 ns  |
| DQO <sub>ss</sub><br>(mg L <sup>-1</sup> )              | Afluente | 20030 a | 10802 b | 41,0   | 14,89 ** |
|   | C1       | 4301 a  | 3855 a  | 102,6  | 0,08 ns  |
|   | C2       | 2003 a  | 2112 a  | 56,4   | 0,06 ns  |
|   | C3       | 1513 a  | 1873 a  | 67,6   | 0,69 ns  |
| E (%)   |          |         |         |        |          |
| DQO <sub>total</sub>                                    | C1       | 84 a    | 62 b    | 17,4   | 16,31 ** |
|   | C2       | 44 a    | 39 a    | 46,8   | 0,45 ns  |
|   | C3       | 39 a    | 38 a    | 39,0   | 0,05 ns  |
| DQO <sub>diss</sub>                                     | C1       | 36 a    | 35 a    | 35,6   | 0,02 ns  |
|   | C2       | 20 b    | 42 a    | 35,9   | 22,53 ** |
|   | C3       | 51 a    | 47 a    | 30,7   | 0,45 ns  |
| DQO <sub>ss</sub>                                       | C1       | 86 a    | 68 b    | 19,0   | 9,26 **  |
|   | C2       | 50 a    | 41 a    | 50,3   | 0,94 ns  |
|   | C3       | 36 a    | 38 a    | 48,8   | 0,12 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Para a DQO<sub>diss</sub>, os valores do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 que foram de, respectivamente, 1093 e 2548 mg L<sup>-1</sup>; 696 e 1728 mg L<sup>-1</sup>; 583 e 1051 mg L<sup>-1</sup> e 295 e 561 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, diferiram significativamente ( $P<0,05$ ). A eficiência chegou a 51% na câmara 3, porém não diferiu ( $P>0,05$ ) do

ensaio 5 (47%). Ocorreu diferença significativa ( $P < 0,01$ ) na câmara 2, com maior valor médio de 42% no ensaio 5. Contudo, em virtude da menor  $DQO_{diss}$  no afluente no ensaio 4, a diferença ( $P < 0,05$ ) foi mantida nos efluentes das câmaras 2 e 3. Mesmo com valores de COV muito diferentes ( $P < 0,01$ ) nos ensaios 4 e 5, com a utilização do TDH de 24 h foi possível obter efluentes das câmaras similares ( $P > 0,05$ ) para  $DQO_{total}$  e  $DQO_{ss}$ , com a participação diferenciada ( $P < 0,01$ ) da câmara 1, na remoção de  $DQO_{total}$  e  $DQO_{ss}$ , no ensaio 4, equalizando a qualidade dos efluentes, o que foi mantido nas câmaras 2 e 3.

#### 4.2.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)

Na Tabela 11 estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ), da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ) do afluente e dos efluentes e das eficiências de remoção nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

As variações das concentrações de  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{diss}$  e  $DQO_{ss}$  do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB estão apresentadas na Figura 8 e as eficiências de remoção nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) estão apresentadas na Figura 9.

A  $DQO_{total}$  do afluente apresentou valores médios de  $28770 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $26832 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $26971 \text{ mg L}^{-1}$  e  $21123 \text{ mg L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 5) e não diferiram significativamente entre si ( $P > 0,05$ ). Nos efluentes do reator ABR e do reator UASB, os valores médios de  $DQO_{total}$  foram, respectivamente, de  $2402$  e  $1362 \text{ mg L}^{-1}$  para o primeiro ensaio;  $3650$  e  $3159 \text{ mg L}^{-1}$  para o segundo ensaio;  $4518$  e  $3324 \text{ mg L}^{-1}$  para o terceiro ensaio e  $1809$  e  $1224 \text{ mg L}^{-1}$  para o quarto ensaio. Para ambos os reatores houve diferença significativa ( $P < 0,01$ ), e nos ensaios 1 e 4 ocorreram os menores valores (Tabela 11).

Os valores de COV, com os quais o reator ABR foi operado foram diferentes ( $P < 0,01$ ) e variaram de  $11,51$  a  $21,12 \text{ g } DQO_{total} (\text{L d})^{-1}$ . Não foram limitantes para a obtenção de altas eficiências de remoção de  $DQO_{total}$  no reator, as quais variaram na média de 73 a 88% .

As eficiências de remoção de  $DQO_{total}$  no reator ABR, de 85, 82, 73 e 88%, foram maiores do que no reator UASB, de 58, 40, 40 e 34%, para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P < 0,05$ ). Apesar das menores eficiências, houve importante contribuição do reator UASB para que o sistema de tratamento atingisse até 95% de eficiência de remoção com estabilidade ( $CV < 10\%$ ). No 1º e o 4º ensaios obtiveram-se as maiores eficiências tanto para o reator ABR quanto para o sistema de tratamento ( $P < 0,05$ ).

TABELA 11. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ), da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) no reator ABR, UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros                                       | Reator   | Ensaio  |          |          |         | CV (%) | Teste F  |
|--|----------|---------|----------|----------|---------|--------|----------|
|  |          | 1       | 2        | 3        | 4       |        |          |
| COV<br>(g $DQO_{total}$<br>(L d) <sup>-1</sup> ) | ABR      | 11,51 c | 13,42 bc | 17,98 ab | 21,12 a | 38,0   | 7,19 **  |
|  | UASB     | 4,21 b  | 8,11 b   | 13,29 a  | 7,86 b  | 59,6   | 7,85 **  |
| $DQO_{total}$<br>(mg L <sup>-1</sup> )           | Afluente | 28770 a | 26832 a  | 26971 a  | 21123 a | 41,5   | 1,33 ns  |
|  | ABR      | 2402 b  | 3650 ab  | 4518 a   | 1809 b  | 73,9   | 6,35 **  |
|  | UASB     | 1362 b  | 3159 a   | 3324 a   | 1224 b  | 74,2   | 7,22 **  |
| $DQO_{diss}$<br>(mg L <sup>-1</sup> )            | Afluente | 4055 a  | 3325 a   | 2816 a   | 1093 b  | 53,9   | 9,59 **  |
|  | ABR      | 386 b   | 803 ab   | 993 a    | 295 b   | 87,8   | 5,25 **  |
|  | UASB     | 253 b   | 486 ab   | 704 a    | 157 b   | 95,5   | 5,78 **  |
| $DQO_{ss}$<br>(mg L <sup>-1</sup> )              | Afluente | 24715 a | 23508 a  | 24155 a  | 20030 a | 44,4   | 0,59 ns  |
|  | ABR      | 2016 ab | 2847 ab  | 3526 a   | 1513 b  | 61,7   | 4,76 **  |
|  | UASB     | 1109 b  | 2673 a   | 2621 a   | 1067 b  | 79,6   | 5,14 **  |
| E (%)  | ABR      | 85 ab   | 82 ab    | 73 b     | 88 a    | 16,2   | 3,41 *   |
|  | UASB     | 58 a    | 40 ab    | 40 ab    | 34 b    | 37,6   | 4,80 **  |
|  | Sistema  | 94 ab   | 87 b     | 87 b     | 95 a    | 8,2    | 4,73 **  |
| $DQO_{diss}$                                     | ABR      | 78 a    | 52 b     | 44 b     | 45 b    | 31,2   | 11,53 ** |
|  | UASB     | 36 a    | 40 a     | 28 a     | 45 a    | 46,8   | 2,26 ns  |
|  | Sistema  | 94 a    | 83 ab    | 76 b     | 85 ab   | 14,5   | 5,19 **  |
| $DQO_{ss}$                                       | ABR      | 84 a    | 87 a     | 76 a     | 90 a    | 18,1   | 2,01 ns  |
|  | UASB     | 63 a    | 41 ab    | 42 ab    | 32 b    | 43,0   | 5,21 **  |
|  | Sistema  | 92 a    | 87 a     | 88 a     | 95 a    | 11,3   | 1,81 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

No processo anaeróbio, valores superiores a 65% na remoção de matéria orgânica são considerados como eficientes para o tratamento de águas residuárias (CHERNICHARO, 1997).

Embora o segundo reator tenha apresentado menor eficiência de remoção de matéria orgânica, contribuiu para a manutenção da eficiência de remoção do sistema estudado. A contribuição do segundo reator deveu-se principalmente a remoção adicional de DQO e à acomodação de sobrecargas e atenuação dos arrastes de lodo da manta do primeiro reator (OLIVEIRA, 2001).

Os valores médios da  $DQO_{diss}$  do afluente foram de  $4055 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $3325 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $2816 \text{ mg L}^{-1}$  e  $1093 \text{ mg L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 11) e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ). Nos efluentes dos reatores ABR e UASB, a  $DQO_{diss}$  teve, respectivamente, valores médios de  $386$  e  $253 \text{ mg L}^{-1}$  para o primeiro ensaio;  $803$  e  $486 \text{ mg L}^{-1}$  para o segundo ensaio;  $993$  e  $704 \text{ mg L}^{-1}$  para o terceiro ensaio e  $295$  e  $157 \text{ mg L}^{-1}$  para o quarto ensaio. Os valores médios de  $DQO_{diss}$  para os efluentes dos dois reatores diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ). No 1º e 4º ensaios ocorreram os menores valores em virtude da maior eficiência de remoção.

As eficiências de remoção de  $DQO_{diss}$  no reator ABR foram de 78, 52, 44 e 45% e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ), e com o maior TDH verificaram-se as maiores eficiências. No reator UASB as eficiências de remoção de  $DQO_{diss}$  não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ) e foram baixas, 36, 40, 28 e 45% para o 1º, 2º, 3º e 4º ensaios, respectivamente, mas contribuíram para manter altas eficiências de remoção médias no sistema de tratamento (ABR+UASB) de 94, 83, 76 e 85%, as quais diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ) (Tabela 11). Estes resultados foram semelhantes àqueles apresentados por PEREIRA (2003) que utilizando reatores UASB em dois estágios, em escala de bancada, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, obteve as maiores eficiências de remoção de  $DQO_{diss}$  no primeiro reator UASB com 85, 84 e 73% (TDH de 62, 31 e 16 h) e menores no segundo reator UASB com 22, 14 e 11% (TDH de 16, 8 e 4 h), respectivamente.

Os valores médios da  $DQO_{ss}$  no afluente do sistema de tratamento, resultante da diferença entre  $DQO_{total}$  e  $DQO_{diss}$  foram de  $24715 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $23508 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $24155 \text{ mg L}^{-1}$  e  $20030 \text{ mg L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ). Esses valores corresponderam na média a 85,9; 87,6;

89,6 e 94,8% da  $DQO_{total}$  do afluente e são resultados similares aos obtidos por OLIVEIRA (1997), PEREIRA (2003), SANTANA (2004) e FERNANDES (2004), que, em trabalho realizado com águas residuárias de suinocultura, em reatores UASB, obtiveram  $DQO_{ss}$  entre 66 a 80%, 70 a 75%, 71 a 76% e 66 a 74% da  $DQO_{total}$  do afluente, respectivamente.

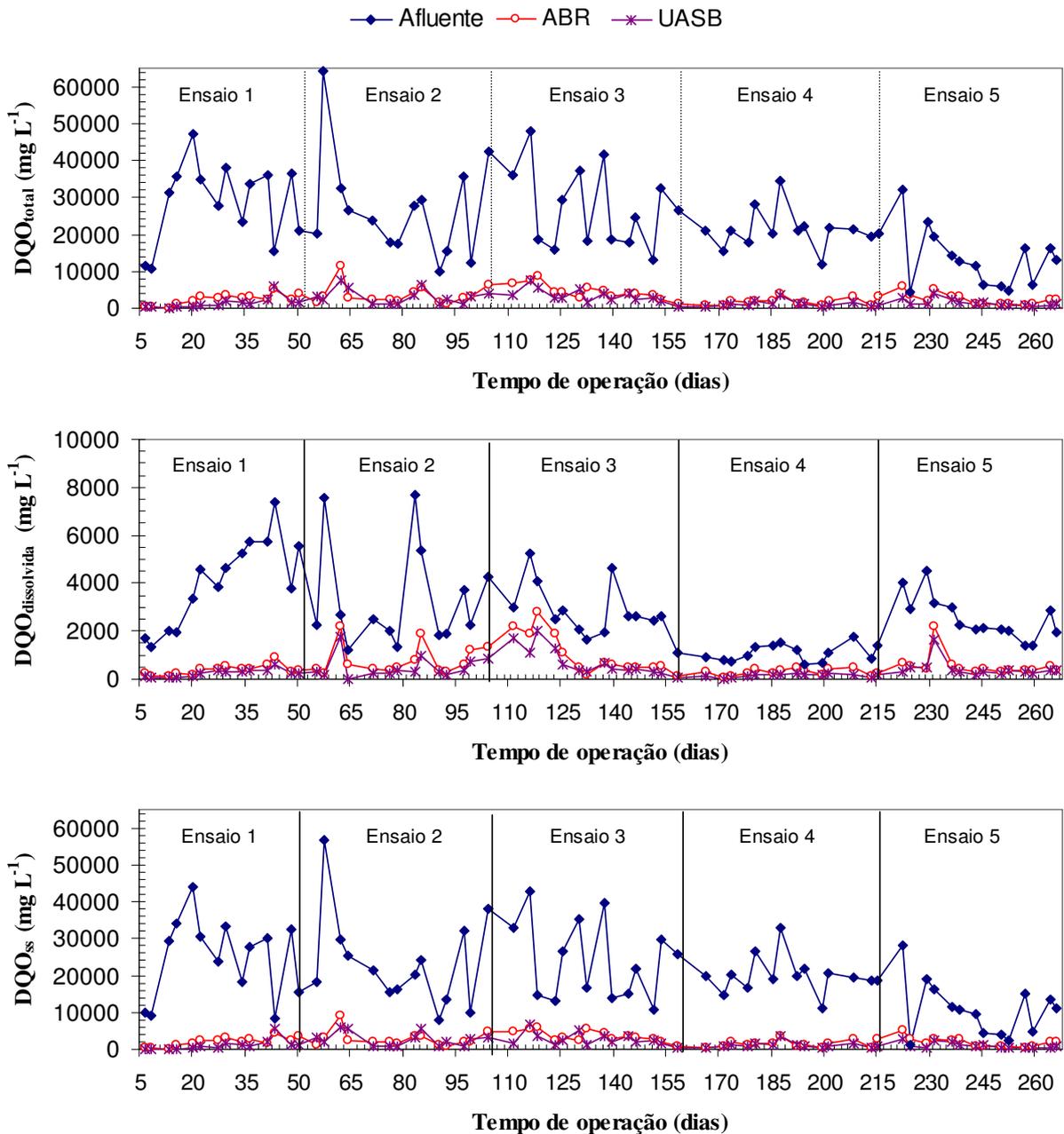


FIGURA 8.  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{diss}$  e  $DQO_{ss}$  do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Nos efluentes dos reatores ABR e UASB, os valores médios de  $DQO_{ss}$  foram de 2016 e 1109  $mg L^{-1}$ ; 2847 e 2673  $mg L^{-1}$ ; 3526 e 2621  $mg L^{-1}$  e 1513 e 1067  $mg L^{-1}$  para o 1º, 2º, 3º e 4º ensaios, respectivamente. Para os dois reatores houve diferença significativa ( $P < 0,01$ ) com os menores valores médios de  $DQO_{ss}$  ocorrendo no 1º e 4º ensaios.

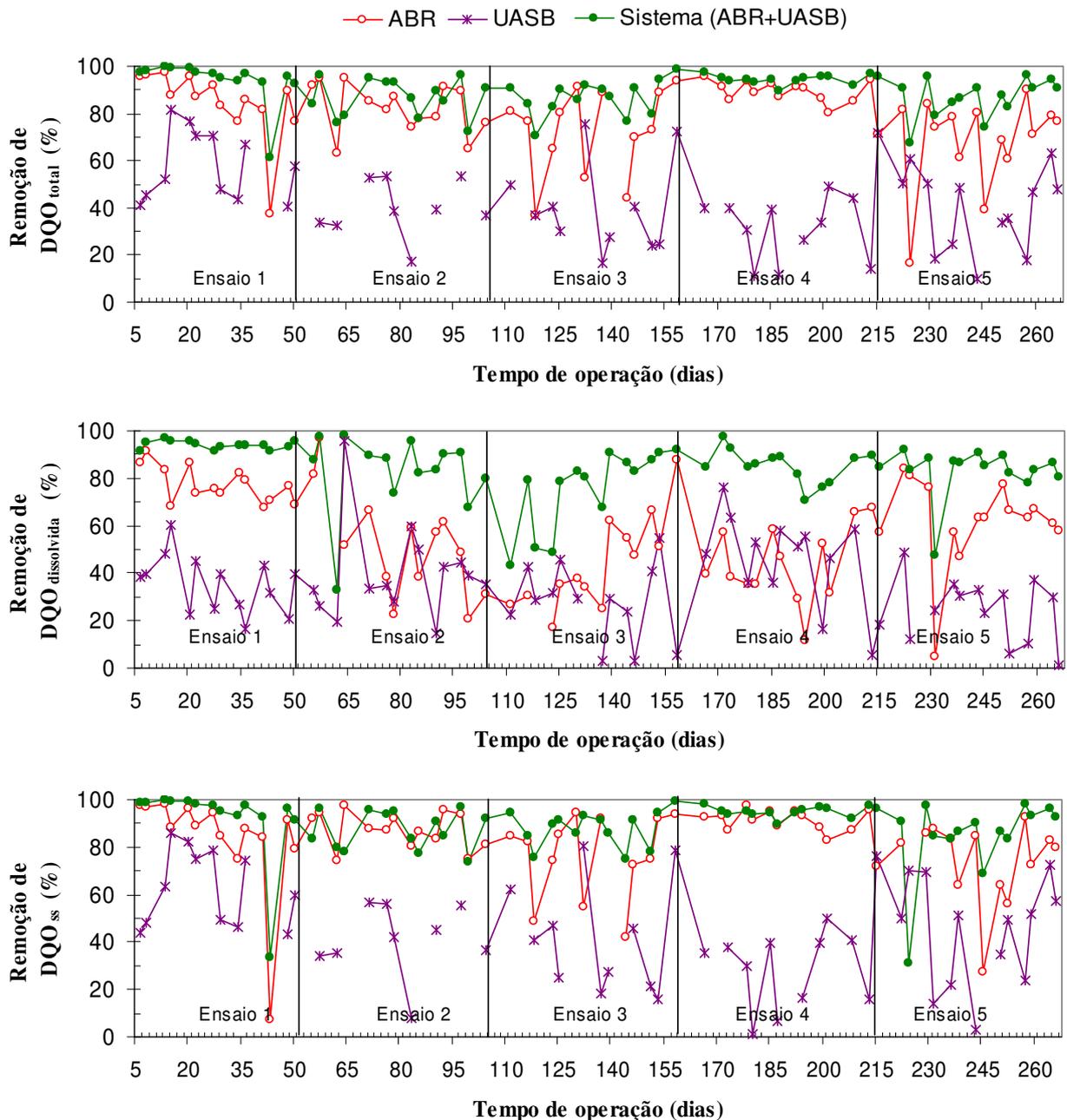


FIGURA 9. Eficiência de remoção da  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{diss}$  e  $DQO_{ss}$  nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

As eficiências de remoção de  $DQO_{ss}$  no reator ABR e no sistema de tratamento (ABR+UASB) variaram, respectivamente, de 76 a 90% e 87 a 95% e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). No reator UASB as eficiências de remoção de  $DQO_{ss}$  diferiram significativamente ( $P<0,01$ ) e variaram de 32 a 63%. Com o TDH de 13,6 h (ensaio 1) no reator UASB ocorreram as maiores eficiências de remoção, em razão da menor velocidade ascensional facilitar a sedimentação dos sólidos suspensos na manta de lodo e o tempo de contato dos microrganismos com o substrato.

Comparando-se o sistema anaeróbio em dois estágios composto por reatores ABR + UASB com TDH de 29,4 h, no quarto ensaio, observou-se que foi mais eficiente na remoção de  $DQO_{total}$  (95%) do que o reator ABR em um estágio com TDH de 60 h (85%), no ensaio 1, assim como, com TDH de 48 h (82%) e 36 h (73%) nos ensaios 2 e 3, respectivamente. Foi um valor superior ao encontrado por FERNANDES (2004) que, trabalhando com esse conjunto de reatores com TDH de 22 h, obteve valores de remoção de  $DQO_{total}$  de 91% com COV em torno de  $5 \text{ g } DQO_{total} (\text{L d})^{-1}$ , no reator ABR. No reator UASB com TDH de 24 h, em um estágio, no trabalho de SANTANA (2004) observaram-se eficiências médias de remoção de  $DQO_{total}$  de 74% e 88%. Assim a utilização do sistema de tratamento em dois estágios com reator ABR + UASB, com TDH de 29,4 h, implicou em volume de reator menor e conseqüentemente menores custos e com a possibilidade de obtenção de eficiências de remoção de  $DQO_{total}$  maiores.

#### **4.2.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h**

Na Tabela 12 estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $DQO_{diss}$ ), da demanda química de oxigênio devido aos sólidos suspensos ( $DQO_{ss}$ ) do afluente e dos efluentes e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento (ABR+UASB) durante os ensaios 4 e 5, com o reator ABR com TDH de 24 h.

A DQO do afluente apresentou diferença significativa ( $P<0,01$ ) para as três frações (total, dissolvida e devido à sólidos suspensos). Notou-se que para o reator

ABR, mesmo o ensaio 4 apresentando uma carga orgânica significativamente ( $P < 0,01$ ) mais alta  $21,12 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$  que o ensaio 5 ( $13,40 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ ) não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) entre os valores que foram de 1809 e  $2434 \text{ mg L}^{-1}$  para  $\text{DQO}_{\text{total}}$ , 295 e  $561 \text{ mg L}^{-1}$  para  $\text{DQO}_{\text{diss}}$  e 1513 e  $1873 \text{ mg L}^{-1}$  para  $\text{DQO}_{\text{ss}}$ . As eficiências de remoção no reator ABR foram de 88 e 69%, 45 e 62% e 90 e 74% para  $\text{DQO}_{\text{total}}$ ,  $\text{DQO}_{\text{diss}}$  e  $\text{DQO}_{\text{ss}}$ , respectivamente, nos ensaios 4 e 5 diferindo significativamente ( $P < 0,01$ ).

TABELA 12. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total ( $\text{DQO}_{\text{total}}$ ), da demanda química de oxigênio dissolvida ( $\text{DQO}_{\text{diss}}$ ), da demanda química de oxigênio devido a sólidos suspensos ( $\text{DQO}_{\text{ss}}$ ), do afluente e dos efluentes, e da eficiência de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros   | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|--|----------|---------|---------|--------|----------|
|  |          | 4       | 5       |        |          |
| COV<br>( $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ ) | ABR      | 21,12 a | 13,40 b | 39,2   | 9,28 **  |
|  | UASB     | 7,86 a  | 10,58 a | 62,1   | 1,58 ns  |
| $\text{DQO}_{\text{total}}$<br>( $\text{mg L}^{-1}$ )      | Afluente | 21123 a | 13350 b | 39,2   | 9,28 **  |
|  | ABR      | 1809 a  | 2434 a  | 62,1   | 1,58 ns  |
|  | UASB     | 1224 a  | 1491 a  | 66,1   | 0,62 ns  |
| $\text{DQO}_{\text{diss}}$<br>( $\text{mg L}^{-1}$ )       | Afluente | 1093 b  | 2548 a  | 38,1   | 30,89 ** |
|  | ABR      | 295 a   | 561 a   | 83,6   | 3,84 ns  |
|  | UASB     | 157 b   | 432 a   | 89,5   | 7,65 *   |
| $\text{DQO}_{\text{ss}}$<br>( $\text{mg L}^{-1}$ )         | Afluente | 20030 a | 10802 b | 41,0   | 14,89 ** |
|  | ABR      | 1513 a  | 1873 a  | 67,6   | 0,69 ns  |
|  | UASB     | 1067 a  | 1059 a  | 72,0   | 0,01 *   |
| E (%)  |          |         |         |        |          |
| $\text{DQO}_{\text{total}}$                                | ABR      | 88 a    | 69 b    | 18,7   | 12,38 ** |
|  | UASB     | 34 a    | 39 a    | 46,8   | 0,51 ns  |
|  | Sistema  | 95 a    | 87 b    | 6,7    | 11,84 ** |
| $\text{DQO}_{\text{diss}}$                                 | ABR      | 45 b    | 62 a    | 33,1   | 6,71 *   |
|  | UASB     | 45 a    | 25 b    | 49,1   | 8,73 **  |
|  | Sistema  | 85 a    | 83 a    | 10,8   | 0,41 ns  |
| $\text{DQO}_{\text{ss}}$                                   | ABR      | 90 a    | 74 b    | 15,9   | 10,03 ** |
|  | UASB     | 32 a    | 44 a    | 56,3   | 1,74 ns  |
|  | Sistema  | 95 a    | 85 b    | 13,6   | 5,13 *   |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Para o reator UASB, apenas a  $\text{DQO}_{\text{diss}}$  apresentou diferença entre os ensaios 4 e 5 ( $P < 0,01$ ) com os valores de 157 e  $432 \text{ mg L}^{-1}$ , respectivamente.

Acompanhando esses valores, a eficiência de remoção para a  $DQO_{diss}$  foi de 45 e 25% para os ensaios 4 e 5. Para  $DQO_{total}$  e  $DQO_{ss}$ , houve remoção entre 32 e 44% mas sem diferença significativa ( $P>0,05$ ) entre os ensaios.

Para o sistema de tratamento (ABR+UASB), no ensaio 4 ocorreram remoções de 95% para  $DQO_{total}$  e  $DQO_{ss}$ , diferindo significativamente ( $P<0,05$ ) do ensaio 5. Isso mostra que, mesmo aplicando-se praticamente o dobro da carga orgânica sob o mesmo TDH (24h), ainda assim o sistema de tratamento foi mais eficiente no ensaio 4 do que no ensaio 5.

### **4.3. Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV)**

#### **4.3.1. Reator ABR**

Os valores médios das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes e das eficiências nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 13 e os valores das amostragens nas Figuras 10 e 11.

Os valores médios das concentrações de SST e SSV no afluente foram de 13001, 12740, 11866 e 10436  $mg L^{-1}$  e de 10719, 11074, 9691 e 7486  $mg L^{-1}$  para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). Os valores de SSV corresponderam a 83; 87; 82 e 72% dos SST, para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Estes resultados confirmaram que as águas residuárias utilizadas foram similares aos dejetos brutos de suínos manejados em instalações comerciais com lâmina d'água para transporte dos resíduos, ou seja, com altas concentrações SST (de 10,5 a 13,0  $g L^{-1}$ ) predominantemente orgânicos (SSV de 72 a 83% dos SST).

Os valores médios das concentrações de SST e SSV (Tabela 13) no efluente da câmara 1 do reator ABR no 1º, 2º, 3º e 4º ensaios, foram de 4216; 3515; 4578 e 2627  $mg L^{-1}$  e de 3326; 2847; 3350 e 1939  $mg L^{-1}$ , e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). Os SSV nos efluentes da câmara 1 corresponderam de 73 a 81% dos SST.

As eficiências médias de remoção de SST e SSV (Tabela 7) na câmara 1 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 71, 66, 58 e 82% e 77, 68, 61 e 82% e diferiram significativamente ( $P<0,05$  e  $P<0,01$ , respectivamente).

As melhores eficiências ocorreram no ensaio 4, no qual houve menor produção de biogás com conseqüente menor agitação possibilitando que a matéria orgânica particulada sedimentasse com maior facilidade.

TABELA 13. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros                   | Reator   | Ensaio  |         |         |         | CV (%) | Teste F |
|------------------------------|----------|---------|---------|---------|---------|--------|---------|
|                              |          | 1       | 2       | 3       | 4       |        |         |
| SST<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 13001 a | 12740 a | 11866 a | 10436 a | 50,1   | 0,52 ns |
|                              | C1       | 4216 a  | 3515 a  | 4578 a  | 2627 a  | 72,5   | 1,41 ns |
|                              | C2       | 1634 b  | 1489 b  | 3228 a  | 1226 b  | 83,7   | 4,56 ** |
|                              | C3       | 1126 ab | 1428 ab | 1880 a  | 1055 b  | 54,9   | 3,47 *  |
| SSV<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 10719 a | 11074 a | 9691 a  | 7486 a  | 55,1   | 1,27 ns |
|                              | C1       | 3326 a  | 2847 a  | 3350 a  | 1939 a  | 77,0   | 1,25 ns |
|                              | C2       | 1205 b  | 1171 b  | 2241 a  | 830 b   | 65,3   | 6,59 ** |
|                              | C3       | 820 b   | 1085 ab | 1444 a  | 723 b   | 55,0   | 4,65 ** |
| E (%)                        |          |         |         |         |         |        |         |
| SST                          | C1       | 71 ab   | 66 ab   | 58 b    | 82 a    | 27,5   | 3,68 *  |
|                              | C2       | 54 a    | 56 a    | 42 a    | 47 a    | 47,5   | 1,05 ns |
|                              | C3       | 34 a    | 14 a    | 35 a    | 32 a    | 60,4   | 2,24 ns |
| SSV                          | C1       | 77 ab   | 68 ab   | 61 b    | 82 a    | 22,8   | 4,43 ** |
|                              | C2       | 56 a    | 57 a    | 41 a    | 50 a    | 40,5   | 1,39 ns |
|                              | C3       | 34 a    | 20 a    | 35 a    | 26 a    | 63,7   | 1,11 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

SILVA & NOUR (2005) trataram esgoto doméstico com SST de 279 mg L<sup>-1</sup> em reator ABR (2000 L) com 3 câmaras e diminuíram o TDH de 12 para 8 h; com isso, observaram aumento da eficiência média de remoção de SST de 48 para 54%. O mesmo foi verificado com a mudança do TDH de 8 para 4 h, com a remoção subindo para 63%. Os autores ressaltaram que durante a diminuição do TDH não houve prejuízo no desempenho do reator em relação à remoção de SST; aliás, este procedimento proporcionou adaptação de biomassa diante de novas condições de operação.

Neste experimento, nos ensaios 1, 2 e 3, mesmo com a diminuição do TDH, não ocorreram diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre as eficiências de remoção de sólidos suspensos. Com a diminuição do TDH para 24 h no ensaio 4, verificou-se aumento significativo ( $P < 0,05$ ) da eficiência de remoção de sólidos suspensos, em

relação ao ensaio 3 com TDH de 36 h, de forma similar ao observado por SILVA & NOUR (2005).

Observou-se ainda, que no período do ensaio 4 ocorreu diminuição acentuada da temperatura (Figura 4, Tabela 7), o que provocou queda na produção de biogás, principalmente na câmara 1, aumentando a possibilidade de remoção física dos sólidos suspensos por sedimentação.

Os valores negativos de eficiência de remoção de SST nas câmaras (ausência de pontos nas Figuras) do reator ABR foram em virtude, principalmente, do arraste dos sólidos orgânicos provocados pela ausência de um separador de fases sólido-líquido-gás no reator ABR, o que dificulta a retenção do lodo nas câmaras, intensificando-se com os aumentos da velocidade ascensional do líquido (diminuição do TDH) e da produção de biogás.

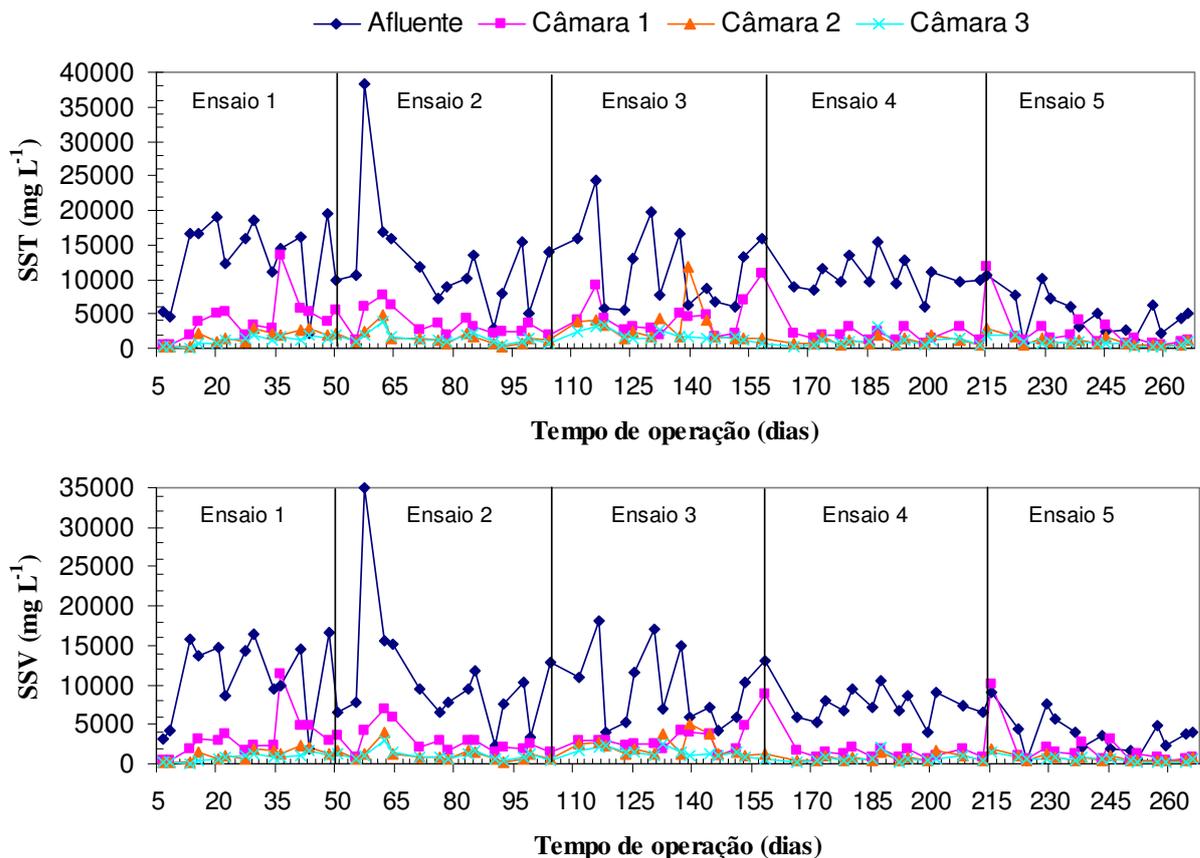


FIGURA 10. Concentrações de SST e SSV do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Os valores médios de SST nos efluentes das câmaras 2 e 3 do reator ABR foram de 1634 e 1126 mg L<sup>-1</sup>; 1489 e 1428 mg L<sup>-1</sup>; 3228 e 1880 mg L<sup>-1</sup>; e 1226 e 1055 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente (P<0,01). Os maiores valores ocorreram no 3º ensaio.

Os valores médios de SSV nos efluentes das câmaras 2 e 3 do reator ABR foram de 1205 e 820 mg L<sup>-1</sup>; 1171 e 1085 mg L<sup>-1</sup>; 2241 e 1444 mg L<sup>-1</sup>; e 830 e 723 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente (P<0,01) com as maiores concentrações ocorrendo no 3º ensaio, acompanhando a variação dos SST e em virtude de ter ocorrido uma maior produção de biogás na câmara 2, que promoveu maior agitação na mesma com conseqüente arraste de lodo. Os SSV nos efluentes das câmaras 2 e 3 corresponderam de 68 a 79% dos SST, indicando que o remanescente da fração orgânica contida no efluente é mais estável do que o afluente ao reator ABR e do que a do efluente da câmara 1.

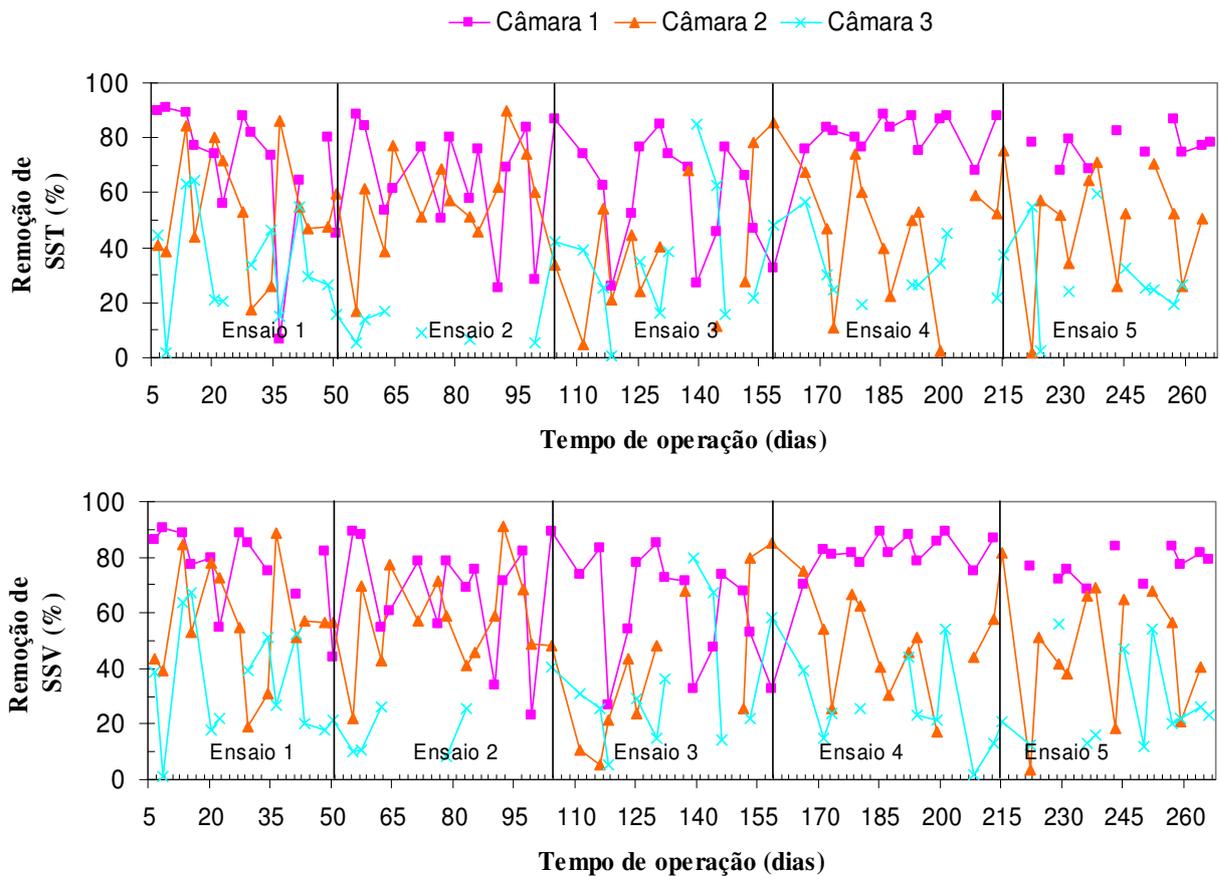


FIGURA 11. Eficiência de remoção de SST e SSV nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

As eficiências médias de remoção de SST e SSV nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 54, 56, 42 e 47% e 56, 57, 41 e 50% para a câmara 2 e de 34, 14, 35 e 32% e 34, 20, 35 e 26% para a câmara 3 e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ).

#### 4.3.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h

Os valores médios das concentrações dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 4 e 5 estão apresentados na Tabela 14 e os valores das amostragens nas Figuras 12 e 13.

Os valores médios das concentrações de SST e SSV no afluente foram de 10436 e 4591 mg L<sup>-1</sup> e de 7486 e 3339 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P<0,01$ ). Os valores de SSV corresponderam a 72 e 73% dos SST, para os ensaios 4 e 5, respectivamente.

TABELA 14. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros                   | Reator   | Ensaio  |        | CV (%) | Teste F  |
|------------------------------|----------|---------|--------|--------|----------|
|                              |          | 4       | 5      |        |          |
| SST<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 10436 a | 4591 b | 33,7   | 37,31 ** |
|                              | C1       | 2627 a  | 1669 a | 98,7   | 1,43 ns  |
|                              | C2       | 1226 a  | 892 a  | 57,9   | 2,08 ns  |
|                              | C3       | 1055 a  | 730 a  | 67,1   | 2,07 ns  |
| SSV<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 7486 a  | 3339 b | 35,0   | 33,59 ** |
|                              | C1       | 1939 a  | 1247 a | 112,5  | 1,04 ns  |
|                              | C2       | 830 a   | 656 a  | 55,3   | 1,25 ns  |
|                              | C3       | 723 a   | 529 a  | 64,0   | 1,64 ns  |
| E (%)                        |          |         |        |        |          |
| SST                          | C1       | 82 a    | 77 a   | 7,7    | 3,97 ns  |
|                              | C2       | 47 a    | 47 a   | 46,7   | 0,01 ns  |
|                              | C3       | 32 a    | 30 a   | 47,3   | 0,12 ns  |
| SSV                          | C1       | 82 a    | 77 b   | 7,0    | 5,05 *   |
|                              | C2       | 50 a    | 45 a   | 42,7   | 0,42 ns  |
|                              | C3       | 26 a    | 28 a   | 59,6   | 0,07 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios das concentrações de SST e SSV diminuíram do afluente até a saída da câmara 3. Os valores de SST nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR no 4º e 5º ensaios, respectivamente, foram de 2627 e 1669 mg L<sup>-1</sup>; de 1226 e 892 mg L<sup>-1</sup> e de 1055 e 730 mg L<sup>-1</sup> e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). A maior parte da remoção de SST ocorreu na câmara 1, chegando a 82% no ensaio 4, porém não diferiu significativamente do ensaio 5 (77%).

Nas câmaras 2 e 3 as remoções foram de até 50% para SST e SSV, porém não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ) entre os ensaios.

Para os SSV, os valores médios de 1939 e 1247 mg L<sup>-1</sup> para a câmara 1; de 830 e 656 mg L<sup>-1</sup> para a câmara 2 e de 723 e 529 mg L<sup>-1</sup> para a câmara 3, nos ensaios 4 e 5, respectivamente, não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). Houve diferença significativa para eficiência de remoção apenas na câmara 1, com o ensaio 4 (82%) mais eficiente que o ensaio 5 (77%), em virtude do menor CV para os SSV do que para os SST.

Assim, mesmo com a diminuição dos SST do afluente no ensaio 5 para menos da metade do ensaio 4, com o TDH de 24 h os efluentes e as eficiências de remoção foram similares ( $P<0,05$ ). Mesmo com COV diferentes, em virtude da ocorrência de menores temperaturas durante o ensaio 4, as produções de biogás foram semelhantes ( $P>0,05$ ) nas câmaras 1 e 3 (Tabela 17) para os dois ensaios. Como as velocidades ascensionais de 0,47, 0,99 e 0,99 m h<sup>-1</sup> nas câmaras 1, 2 e 3, respectivamente, para o TDH de 24 h no reator ABR também foram iguais nos dois ensaios, as condições de agitação também foram similares e não provocaram situações limitantes para a sedimentação dos sólidos suspensos e retenção do lodo nas câmaras do reator ABR. Com isso, foi possível a remoção da maior quantidade de sólidos suspensos do afluente no ensaio 4. Deve-se considerar também que a ausência de diferença estatística entre os resultados foi provocada pelos altos valores de CV das médias para os efluentes das câmaras.

#### **4.3.2. Sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (ABR+UASB)**

Os valores médios das concentrações dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes e das eficiências de remoção nos reatores

ABR e UASB do sistema tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 15 e Figuras 12 e 13.

Os valores médios de SST nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram de 1126 e 649 mg L<sup>-1</sup>; de 1428 e 1333 mg L<sup>-1</sup>; de 1880 e 1462 mg L<sup>-1</sup> e de 1055 e 649 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente (P<0,05 e P<0,01). Os maiores valores (P<0,05) no reator ABR ocorreram nos ensaios 2 e 3.

Os valores médios de SSV nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram de 820 e 481 mg L<sup>-1</sup>; de 1085 e 1057 mg L<sup>-1</sup>; de 1444 e 1071 mg L<sup>-1</sup> e de 723 e 472 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Para o reator ABR houve diferença significativa (P<0,01) e os maiores valores (P<0,05) também ocorreram nos ensaios 2 e 3.

TABELA 15. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) no reator ABR e UASB e no sistema tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros                   | Reator   | Ensaio  |         |         |         | CV (%) | Teste F |
|------------------------------|----------|---------|---------|---------|---------|--------|---------|
|                              |          | 1       | 2       | 3       | 4       |        |         |
| SST<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 13001 a | 12740 a | 11866 a | 10436 a | 50,1   | 0,52 ns |
|                              | ABR      | 1126 ab | 1428 ab | 1880 a  | 1055 b  | 54,9   | 3,47 *  |
|                              | UASB     | 649 a   | 1333 a  | 1462 a  | 649 a   | 81,3   | 3,83 *  |
| SSV<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 10719 a | 11074 a | 9691 a  | 7486 a  | 55,1   | 1,27 ns |
|                              | ABR      | 820 b   | 1085 ab | 1444 a  | 723 b   | 55,0   | 4,65 ** |
|                              | UASB     | 481 a   | 1057 a  | 1071 a  | 472 a   | 86,2   | 3,65 *  |
| E (%)                        |          |         |         |         |         |        |         |
| SST                          | ABR      | 86 a    | 87 a    | 79 a    | 90 a    | 17,4   | 1,30 ns |
|                              | UASB     | 61 a    | 42 ab   | 37 b    | 37 b    | 38,4   | 5,39 ** |
|                              | Sistema  | 96 a    | 88 bc   | 86 c    | 94 ab   | 7,3    | 7,96 ** |
| SSV                          | ABR      | 87 a    | 87 a    | 81 a    | 91 a    | 16,6   | 1,22 ns |
|                              | UASB     | 61 a    | 40 b    | 39 b    | 38 b    | 38,1   | 5,09 ** |
|                              | Sistema  | 97 a    | 88 b    | 88 b    | 94 ab   | 7,8    | 5,48 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As eficiências médias de remoção de SST e SSV nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 86, 87, 79 e 90% e 87, 87, 81 e 91% para o reator ABR, e não houve diferença significativa (P>0,05).

RAMIRES (2005) tratando águas residuárias de suinocultura com concentração de  $12788 \text{ mg L}^{-1}$  de SST em reator UASB com TDH de 36 h e COV de  $13,2 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ , obteve eficiências médias de remoção de SST de 82% e SSV de 85%. DUDA (2006) aplicando-se TDH de 36 h e COV de  $12,75 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ , em reator RSBA, observou eficiências de remoção de SST de 80,5% e SSV de 77,1%.

Neste estudo, aplicando-se TDH de 36 h e COV de  $17,98 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ , em reator ABR, observou-se eficiências de remoção de SST 79% de e de SSV de 81%, ou seja, pôde-se obter eficiências de remoção próximas aos encontradas em reator UASB e RSBA aplicando-se COV mais alta.

Para o reator UASB, as eficiências médias de remoção de SST e SSV durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 61, 42, 37 e 37% e de 61, 40, 39 e 38%, e no ensaio 1 foram significativamente ( $P < 0,01$ ) maiores.

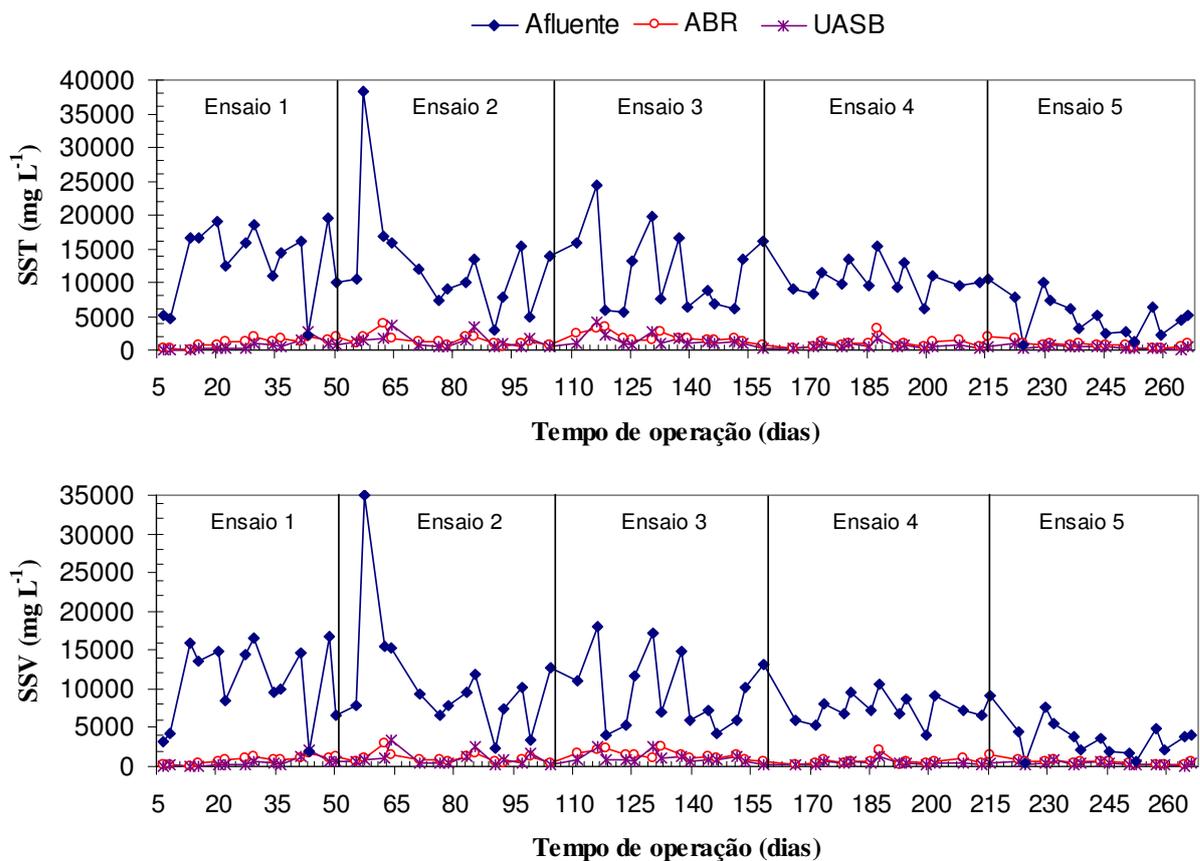


FIGURA 12. Variação das concentrações de SST e SSV do afluente, do reator ABR e do reator UASB durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

No reator UASB ocorreram arrastes de sólidos orgânicos provocados por deficiências no separador de fases sólido-líquido-gás associadas às velocidades ascensionais do líquido (TDH de até 5,4 h) e da produção do biogás. Essas ausências de remoção são identificadas na Figura 13 pela descontinuidade da linha do gráfico. As médias de eficiências expostas nas Tabelas 15 e 16 são procedentes das amostragens com remoção de sólidos suspensos.

No sistema de tratamento (ABR+UASB) alcançaram-se valores de eficiência de remoção de até 96 e 97% para SST e SSV, respectivamente, no ensaio 1, e houve diferença significativa ( $P < 0,01$ ) entre os ensaios. O menor valor médio ( $P < 0,05$ ) de eficiência de remoção de SST ocorreu no ensaio 3, o qual diferiu significativamente dos valores obtidos nos ensaios 1 e 4. A diferença deveu-se ao maior TDH utilizado no ensaio 1 e conseqüentemente menores COV e produção de biogás (Tabela 19), diminuindo a agitação e o arraste de sólidos suspensos com o efluente. No ensaio 4 a produção de biogás foi inferior a do ensaio 1 (Tabela 19).

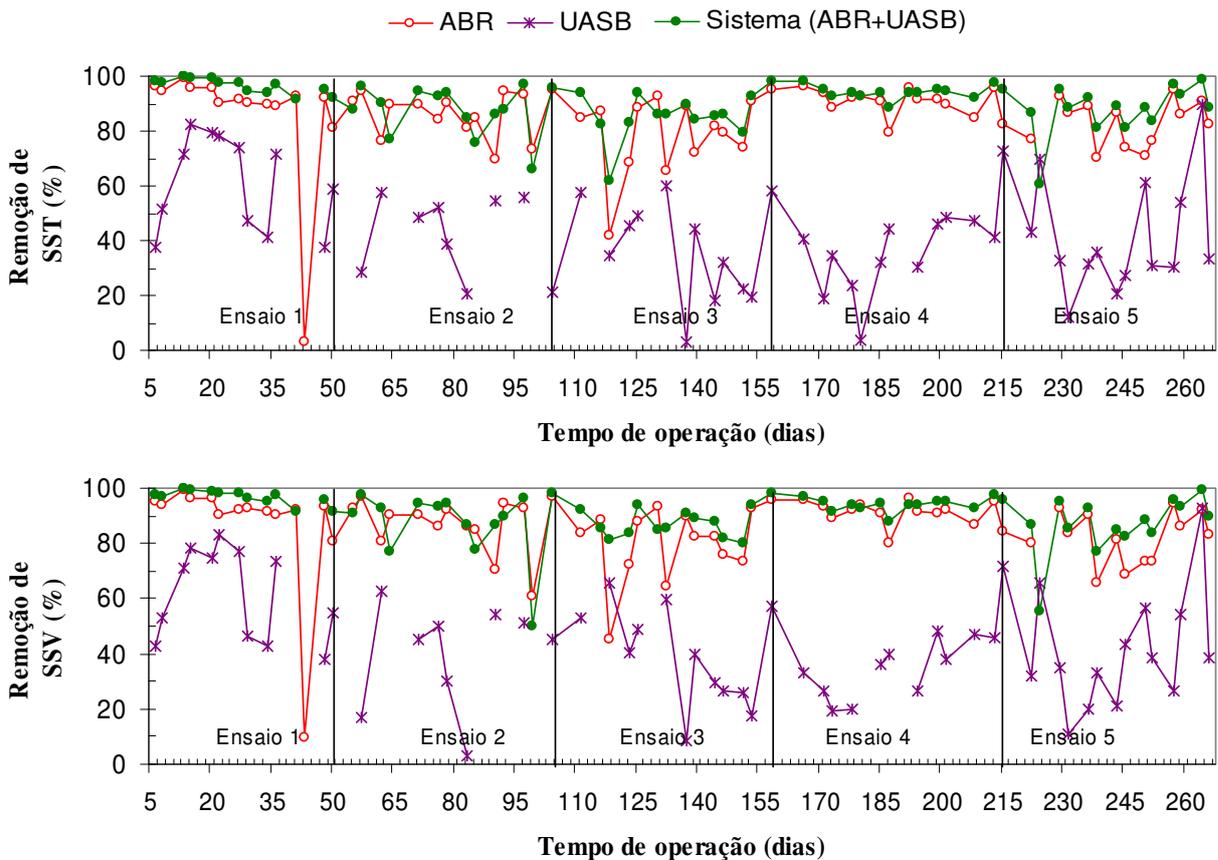


FIGURA 13. Eficiência de remoção de SST e SSV no reator ABR, no reator UASB e no sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

SANTANA & OLIVEIRA (2005), operando reatores UASB em dois estágios, em escala piloto, tratando águas residuárias de suinocultura, obtiveram nos terceiro e quarto ensaios, com concentração média de SST de 4300 e 7131 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 48 e 24 h no primeiro reator e 12 e 6 h no segundo reator, respectivamente, eficiências de remoção de SST no sistema de 86 e 87%. PEREIRA (2003) operando reatores UASB em dois estágios, em escala laboratorial, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações média de SST de 5000 e 5490 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 31 e 16 h no primeiro reator e de 8 e 4 h no segundo reator, respectivamente, obteve remoções de SST, para o sistema de tratamento, de 94 e 73%. FERNANDES & OLIVEIRA (2006), nos ensaios 2 e 3, com concentrações médias de SST de 5585 e 4710 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 28 e 18 h no primeiro reator e 6,5 e 4 h no segundo reator, obtiveram valores médios de eficiência de remoção de SST no sistema de tratamento, de 85% e 84%. Neste trabalho, nos ensaios 3 e 4, com concentrações médias de 11866 e 10436 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 36 e 24 h no primeiro reator e 8,2 e 5,4 h no segundo reator, obtiveram-se remoções médias de SST de 86 e 94% para o sistema de tratamento (ABR+UASB).

Em relação aos resultados obtidos por FERNANDES & OLIVEIRA (2006), observou-se a possibilidade de aumentar as concentrações de SST do afluente e conseqüentemente a COV mantendo-se as eficiências de remoção, confirmando a capacidade do reator ABR de acomodar altas cargas de sólidos suspensos.

Desta forma, observa-se que com a colocação do reator ABR no primeiro estágio, ao invés do reator UASB, como nos trabalhos de PEREIRA (2003) e SANTANA & OLIVEIRA (2005), foi possível manter as eficiências de remoção de SST e SSV no primeiro estágio e no sistema em dois estágios.

#### **4.3.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h**

Os valores médios das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes e das eficiências nos reatores ABR e UASB e no sistema tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5 estão apresentados na Tabela 16 e Figuras 12 e 13.

Da mesma forma que ocorreu para DQO, os valores de SST e SSV no afluente diferiram significativamente. Entretanto, os valores médios de SST nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram de 1055 e 649 mg L<sup>-1</sup> e de 730 e 441 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, respectivamente. Para SSV os valores foram de 723 e 472 mg L<sup>-1</sup> e 529 e 334 mg L<sup>-1</sup> e, assim como para os SST, não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ), mostrando que com o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com os reatores ABR e UASB com TDH de 29,4 h, foi possível tratar águas residuárias de suinocultura com SST variando de 4591 a 10436 mg L<sup>-1</sup> e obter efluentes com concentrações de sólidos suspensos semelhantes, indicando que ainda há margem para aumento da carga de sólidos suspensos.

TABELA 16. Valores médios e coeficientes de variações (CV) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros                   | Reator   | Ensaio  |        | CV (%) | Teste F  |
|------------------------------|----------|---------|--------|--------|----------|
|                              |          | 4       | 5      |        |          |
| SST<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 10436 a | 4591 b | 33,7   | 37,31 ** |
|                              | ABR      | 1055 a  | 730 a  | 67,1   | 2,07 ns  |
|                              | UASB     | 649 a   | 441 a  | 62,5   | 2,62 ns  |
| SSV<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 7486 a  | 3339 b | 35,0   | 33,59 ** |
|                              | ABR      | 723 a   | 529 a  | 64,0   | 1,64 ns  |
|                              | UASB     | 472 a   | 334 a  | 63,4   | 2,05 ns  |
| E (%)                        |          |         |        |        |          |
| SST                          | ABR      | 90 a    | 83 b   | 7,9    | 8,03 **  |
|                              | UASB     | 37 a    | 41 a   | 48,6   | 0,24 ns  |
|                              | Sistema  | 94 a    | 88 b   | 7,6    | 6,44 *   |
| SSV                          | ABR      | 91 a    | 82 b   | 8,5    | 9,97 **  |
|                              | UASB     | 38 a    | 41 a   | 47,2   | 0,16 ns  |
|                              | Sistema  | 94 a    | 87 b   | 8,7    | 6,49 *   |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Para o reator UASB, os valores de eficiência de remoção atingiram 41% para SST e SSV, e não diferiram entre os ensaios ( $P>0,05$ ). Já para o reator ABR e para o sistema de tratamento (ABR+UASB), para SSV e SST, alcançou-se até 91 e 94% de remoção no ensaio 4, e este foi significativamente ( $P<0,05$ ) mais eficiente do que o ensaio 5. Mesmo com COV superior no ensaio 4 obtiveram-se eficiências de remoção maiores, as quais podem ser associadas a menor temperatura

climatológica e conseqüente diminuição na produção de biogás no reator UASB (Tabela 19), atenuando o arraste de sólidos suspensos com o efluente.

#### **4.4. Produção e Composição do biogás**

##### **4.4.1. Reator ABR**

Na Tabela 17 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) no biogás e das produções diárias de biogás, volumétrica e específica de CH<sub>4</sub> obtidos nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 do experimento. Na Figura 14 estão ilustrados os valores diários da produção volumétrica de CH<sub>4</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR.

A porcentagem de CH<sub>4</sub> no biogás foi de 57,2; 74,5; 68,8 e 76,9%; de 70,4; 78,6; 72,6 e 78,1% e de 68,3; 80,6; 66,5 e 72,6% nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ) com os menores valores ( $P < 0,05$ ) nos ensaios 1 e 3.

As produções diárias de biogás na câmara 1 do reator ABR foram de 0,099; 0,068; 0,089 e 0,044 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ). Obtiveram-se, ainda, produções de 0,012; 0,022; 0,027 e 0,017 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> na câmara 2 e de 0,021; 0,026; 0,006 e 0,022 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> na câmara 3 durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferença significativa ( $P < 0,01$ ). A maior produção ocorreu na câmara 1 e nos ensaios 1 e 3.

SHE et al. (2006) observaram que a produção de biogás aumentou com o aumento da COV, de 1,27 para 4,46 L L<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>, para COV de 2,15 e 6,29 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>. A produção de biogás começou a diminuir quando a COV foi maior que 6,29 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>. O conteúdo de metano no biogás variou entre 59 a 73% durante o experimento.

Deve-se ressaltar que em virtude da ausência de um dispositivo apropriado para a coleta de gás no reator ABR ocorreram perdas de biogás na canaleta de saída do reator e dissolvido no efluente. Conseqüentemente, em virtude dessas dificuldades acredita-se que as produções medidas foram sub-avaliadas.

A produção volumétrica de metano na câmara 1 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foi de, respectivamente, 0,287; 0,241; 0,293 e 0,162 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup>. Para a câmara 2 e 3, os valores médios foram de 0,054; 0,110; 0,124 e 0,084 m<sup>3</sup>

CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> e de 0,089; 0,133; 0,026 e 0,099 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios (P<0,01).

TABELA 17. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) no biogás e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH<sub>4</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros                                   | Reator | Ensaio   |          |          |          | CV (%) | Teste F  |
|--|--------|----------|----------|----------|----------|--------|----------|
|  |        | 1        | 2        | 3        | 4        |        |          |
| CH <sub>4</sub> (%)                          | C1     | 57,2 c   | 74,5 a   | 68,8 b   | 76,9 a   | 6,0    | 155,5 ** |
|  | C2     | 70,4 c   | 78,6 a   | 72,6 b   | 78,1 a   | 4,4    | 52,6 **  |
|  | C3     | 68,3 c   | 80,6 a   | 66,5 c   | 72,6 b   | 3,2    | 195,4 ** |
| Produção diária de biogás <sup>*1</sup>      | C1     | 0,099 a  | 0,068 bc | 0,089 ab | 0,044 c  | 64,9   | 10,21 ** |
|  | C2     | 0,012 c  | 0,022 ab | 0,027 a  | 0,017 bc | 75,2   | 5,94 **  |
|  | C3     | 0,021 a  | 0,026 a  | 0,006 b  | 0,022 a  | 63,9   | 6,26 **  |
| Produção volumétrica de metano <sup>*2</sup> | C1     | 0,287 a  | 0,241 ab | 0,293 a  | 0,162 b  | 67,0   | 5,34 **  |
|  | C2     | 0,054 b  | 0,110 a  | 0,124 a  | 0,084 ab | 75,0   | 6,33 **  |
|  | C3     | 0,089 b  | 0,133 a  | 0,026 c  | 0,099 ab | 65,9   | 7,99 **  |
| Produção específica <sup>*3</sup>            | C1     | 0,010 a  | 0,008 a  | 0,008 a  | 0,003 b  | 79,5   | 11,95 ** |
|  | C2     | 0,005 a  | 0,008 a  | 0,005 a  | 0,006 a  | 81,8   | 2,66 ns  |
|  | C3     | 0,024 ab | 0,025 a  | 0,001 c  | 0,013 bc | 96,2   | 7,25 **  |
| Produção específica <sup>*4</sup>            | C1     | 0,012 bc | 0,014 b  | 0,024 a  | 0,003 c  | 112,9  | 11,74 ** |
|  | C2     | 0,011 a  | 0,028 a  | 0,011 a  | 0,199 a  | 446,0  | 2,88 *   |
|  | C3     | 0,114 a  | 0,100 a  | 0,012 a  | 0,037 a  | 180,7  | 2,79 *   |

<sup>\*1</sup> (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>); <sup>\*2</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup>); <sup>\*3</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup>); <sup>\*4</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>)  
 Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,010; 0,008; 0,008 e 0,003 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 1 e de 0,024; 0,025; 0,001 e 0,013 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 3 durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e os valores dos ensaios 3 e 4 significativamente menores que os demais (P<0,05). Na câmara 2, os valores foram de 0,005; 0,008; 0,005 e 0,006 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> e não houve diferença significativa (P>0,05).

Para a câmara 1, na qual obtiveram-se os valores de 0,012; 0,014; 0,024 e 0,003 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>, houve diferença significativa com o maior valor ocorrendo no ensaio 3 (P<0,05). Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,011; 0,028; 0,011 e 0,199 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 2 e de 0,114; 0,100; 0,012 e 0,037 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara

3 durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não houve diferença significativa entre os ensaios pelo Teste de Tukey ( $P>0,05$ ).

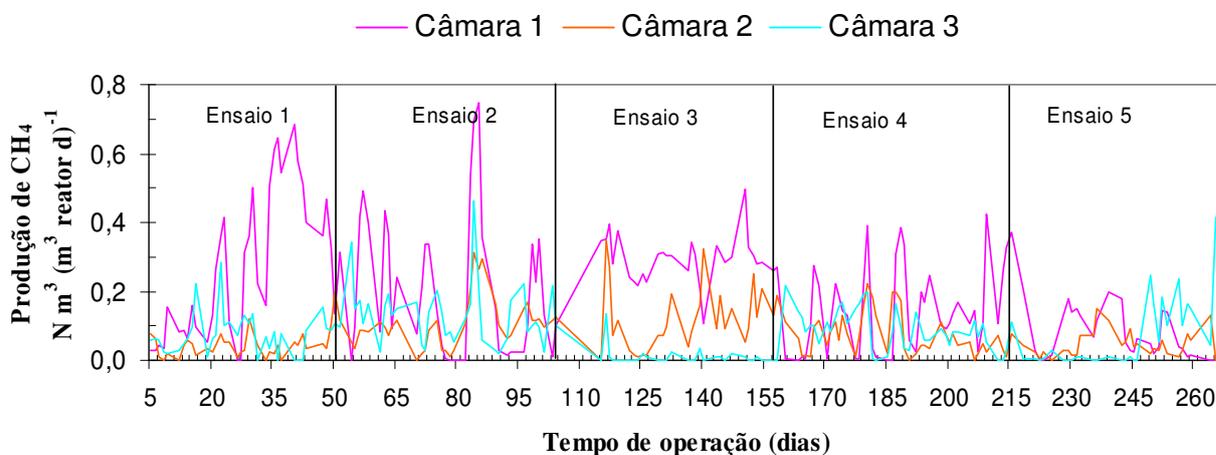


FIGURA 14. Produção volumétrica de metano nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Os baixos valores de produção de metano também podem indicar que com altas concentrações de sólidos suspensos no afluente aumenta a participação da remoção física em relação à conversão microbológica até metano. Isso fica evidente quando observam-se os valores muito inferiores ao teórico de  $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$  e as altas variações (CV acima de 100%).

#### 4.4.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h

Na Tabela 18 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano ( $\text{CH}_4$ ) no biogás e das produções diárias de biogás, volumétrica e específica de  $\text{CH}_4$  obtidos nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 4 e 5 do experimento.

A porcentagem de  $\text{CH}_4$  no biogás foi de 76,9 e 65,1%; de 78,1 e 73,8% e de 72,6 e 70,2% nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P<0,01$ ) com as menores porcentagens de metano ocorrendo quando foi aplicada a menor COV, no ensaio 5.

As produções diárias de biogás na câmara 1 e na câmara 3 do reator ABR foram de  $0,044$  e  $0,029 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  e de  $0,022$  e  $0,028 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  para os ensaios 4 e 5, respectivamente, e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). Já na câmara 2, com

produções de 0,017 e 0,011 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>, respectivamente, houve diferença significativa (P<0,01). Nota-se que a menor produção se deu na câmara 2.

TABELA 18. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) no biogás e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH<sub>4</sub> nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros   | Reator | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F   |
|--|--------|---------|---------|--------|-----------|
|  |        | 4       | 5       |        |           |
| CH <sub>4</sub><br>(%)                             | C1     | 76,9 a  | 65,1 b  | 4,8    | 181,20 ** |
|  | C2     | 78,1 a  | 73,8 b  | 4,9    | 22,39 **  |
|  | C3     | 72,6 a  | 70,2 b  | 5,7    | 4,77 *    |
| Produção diária<br>de biogás <sup>*1</sup>         | C1     | 0,044 a | 0,029 a | 79,3   | 3,95 ns   |
|  | C2     | 0,017 a | 0,011 b | 80,9   | 4,40 *    |
|  | C3     | 0,022 a | 0,028 a | 77,6   | 1,56 ns   |
| Produção<br>volumétrica de<br>metano <sup>*2</sup> | C1     | 0,162 a | 0,088 b | 81,1   | 7,33 **   |
|  | C2     | 0,084 a | 0,049 b | 80,2   | 6,30 *    |
|  | C3     | 0,099 a | 0,117 a | 78,3   | 0,71 ns   |
| Produção<br>específica <sup>*3</sup>               | C1     | 0,003 a | 0,003 a | 85,1   | 0,15 ns   |
|  | C2     | 0,006 a | 0,003 b | 94,2   | 6,63 *    |
|  | C3     | 0,013 a | 0,015 a | 84,3   | 0,29 ns   |
| Produção<br>específica <sup>*4</sup>               | C1     | 0,003 a | 0,006 a | 127,1  | 3,49 ns   |
|  | C2     | 0,199 a | 0,016 a | 364,5  | 2,64 ns   |
|  | C3     | 0,037 b | 0,059 a | 75,3   | 4,89 *    |

<sup>\*1</sup> (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>); <sup>\*2</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup>); <sup>\*3</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup>); <sup>\*4</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>)  
Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As produções volumétricas de metano nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 4 e 5 foram de, respectivamente, 0,162 e 0,088 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> e de 0,084 e 0,049 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup>, diferindo significativamente, com as maiores produções (P<0,05) ocorrendo com a maior COV (ensaio 4). Na câmara 3, os valores médios foram de 0,099 e 0,117 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup>, e não diferiram significativamente (P>0,05).

Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,003 e 0,003 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 1 e de 0,013 e 0,015 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 3 durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, e não diferiram significativamente. Na câmara 2, os valores foram de 0,006 e 0,003 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> e houve diferença significativa (P<0,05).

Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,003 e 0,006  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$  na câmara 1 e de 0,199 e 0,016  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$  na câmara 2, durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ), em virtude dos altos coeficientes de variação (CV) observados. Na câmara 3, os valores foram de 0,037 e 0,059  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$  e houve diferença significativa ( $P < 0,05$ ), com o maior valor ocorrendo no ensaio 5.

RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com concentração de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  de  $19119 \text{ mg L}^{-1}$  em reator UASB, aplicando COV de  $13,2 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ , verificou produção específica de metano de  $0,065 \text{ m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$ , similar à observada na câmara 3 no ensaio 5.

#### **4.4.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)**

Os valores médios e coeficientes de variação da porcentagem de metano ( $\text{CH}_4$ ) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de  $\text{CH}_4$  nos reatores ABR e UASB em sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, estão apresentados na Tabela 19. Os valores diários da produção volumétrica de metano dos ensaios 1, 2, 3 e 4 estão na Figura 15.

A porcentagem de  $\text{CH}_4$  no biogás no reator UASB foi de 67,7; 81,6; 70,2 e 76,8% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ) com o menor valor coincidindo com a menor COV e maior temperatura (ensaio 1) e alta COV e baixa temperatura (ensaio 3).

MASSÉ et al. (2003) observaram aumento da concentração de metano no biogás com o decréscimo da temperatura, sendo de 75% a  $20^\circ\text{C}$ , de 78,7% a  $15^\circ\text{C}$  e de 81,3% a  $10^\circ\text{C}$ . Os autores atribuíram esta tendência a diminuição da taxa de hidrólise de compostos orgânicos complexos ocasionando decréscimo da acidogênese e com isso abaixando a proporção de  $\text{CO}_2$  no biogás.

As produções diárias de biogás no reator ABR foram de 0,123; 0,108; 0,117 e  $0,077 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$  para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ). Obtiveram-se, ainda, produções de 0,014; 0,028; 0,035 e  $0,023 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$  para o reator UASB e 0,134; 0,134; 0,153 e  $0,094 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$  para o

sistema de tratamento durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferença significativa entre eles ( $P < 0,01$ ).

TABELA 19. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano ( $\text{CH}_4$ ) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de  $\text{CH}_4$  nos reatores ABR e UASB e no sistema sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros                                   | Reator  | Ensaio   |          |          |         | CV (%) | Teste F  |
|--|---------|----------|----------|----------|---------|--------|----------|
|  |         | 1        | 2        | 3        | 4       |        |          |
| $\text{CH}_4$ (%)                            | UASB    | 67,7 c   | 81,6 a   | 70,2 c   | 76,8 b  | 6,8    | 52,1 **  |
| Produção diária de biogás <sup>*1</sup>      | ABR     | 0,123 a  | 0,108 ab | 0,117 a  | 0,077 b | 55,9   | 5,18 **  |
|  | UASB    | 0,014 c  | 0,028 ab | 0,035 a  | 0,023 b | 58,2   | 12,27 ** |
|  | Sistema | 0,134 a  | 0,134 a  | 0,153 a  | 0,094 b | 50,0   | 6,15 **  |
| Produção volumétrica de metano <sup>*2</sup> | ABR     | 0,144 ab | 0,157 a  | 0,154 ab | 0,110 b | 56,8   | 3,04 *   |
|  | UASB    | 0,076 b  | 0,190 a  | 0,201 a  | 0,152 a | 58,9   | 12,30 ** |
|  | Sistema | 0,130 ab | 0,160 a  | 0,163 a  | 0,110 b | 50,9   | 4,96 **  |
| Produção específica <sup>*3</sup>            | ABR     | 0,013 a  | 0,013 a  | 0,010 a  | 0,005 b | 65,1   | 13,75 ** |
|  | UASB    | 0,030 a  | 0,025 a  | 0,017 a  | 0,024 a | 129,6  | 0,87 ns  |
|  | Sistema | 0,015 a  | 0,016 a  | 0,013 a  | 0,006 b | 62,7   | 14,20 ** |
| Produção específica <sup>*4</sup>            | ABR     | 0,015 a  | 0,016 a  | 0,014 a  | 0,006 b | 75,9   | 11,11 ** |
|  | UASB    | 0,065 a  | 0,056 a  | 0,056 a  | 0,084 a | 129,9  | 0,61 ns  |
|  | Sistema | 0,017 a  | 0,020 a  | 0,016 a  | 0,007 b | 76,0   | 11,67 ** |

<sup>\*1</sup> ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ ); <sup>\*2</sup> ( $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d}^{-1})$ ); <sup>\*3</sup> ( $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{adicionada}})^{-1}$ ); <sup>\*4</sup> ( $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$ )  
 Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

GAO et al. (2007) avaliaram o desempenho de reator UASB mesofílico (37°C) tratando efluente de destilaria com COV de 5,0 a 48,3 kg DQO  $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ , variando-se o TDH de 82 a 11 h. Os autores alcançaram remoções de 80 a 97% de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e a produção volumétrica de metano aumentou linearmente de 1,6 para 11,5  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{d}^{-1})$  com o aumento da COV de 5,0 até 33,3 kg DQO  $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ , e com produção específica de 0,32  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$ , muito próxima ao valor teórico que é de 0,35  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$ .

As produções volumétricas de metano no reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de, respectivamente, 0,144; 0,157; 0,154 e 0,110  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d}^{-1})$ . No ensaio 4, devido a maior COV e a diminuição da temperatura, houve diminuição significativa em relação ao ensaio 2 ( $P < 0,05$ ). Para o reator UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB), os valores médios foram de 0,076; 0,190; 0,201 e 0,152  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d}^{-1})$  e de 0,130; 0,160; 0,163 e 0,110  $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d}^{-1})$  para

os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ). No reator UASB, os menores valores ( $P < 0,05$ ) ocorreram no ensaio 1, indicando que com o aumento da COV no reator ABR (1º estágio) aumentou a participação do reator UASB (2º estágio) na produção de metano no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios.

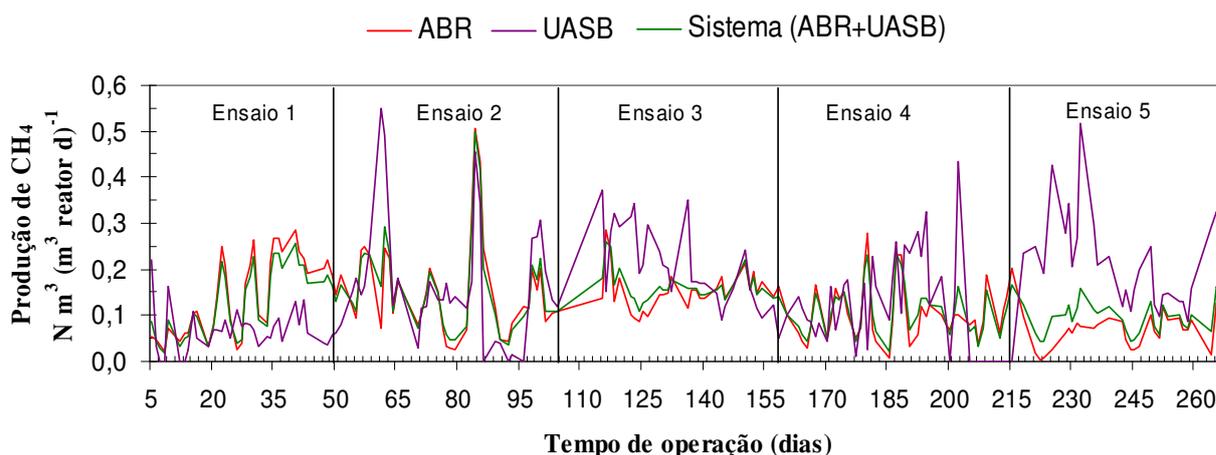


FIGURA 15. Produção volumétrica de metano nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Nos ensaios 1 e 4 foram observadas as menores ( $P < 0,05$ ) produções volumétricas de metano no sistema de tratamento (ABR+UASB), podendo-se atribuir, a menor COV aplicada no ensaio 1 e a coincidência da maior COV com a menor temperatura no ensaio 4.

Os valores encontrados neste ensaio foram inferiores aos encontrados por DUDA (2006), que tratando águas residuárias de suinocultura em dois reatores RSBA em série obteve valor médio de produção volumétrica de metano de  $0,786 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d}^{-1})$  para o conjunto de reatores (R1+R2) com COV de  $5,62 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d}^{-1})$  e TDH de 108 h e os verificados por FERNANDES & OLIVEIRA (2006), que trabalhando com esse conjunto de reatores com COV de  $5,05 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d}^{-1})$  e TDH de 69 h obtiveram produção de  $0,871 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d}^{-1})$ .

Segundo GROVER et al. (1999), a diminuição do TDH e aumento da COV resultam no aumento gradual da produção de biogás, em virtude da maior disponibilidade de substrato para ser convertido a biogás, e na queda no conteúdo

de metano, o que pode ser atribuído à baixa velocidade de crescimento das arqueias metanogênicas em relação à velocidade de produção de ácidos. Isso foi observado nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento (ABR+UASB) nos ensaios 1 e 2; já nos ensaios 3 e 4, em virtude do aumento da COV e queda da temperatura climatológica, a produção volumétrica de metano manteve-se e depois diminuiu, respectivamente.

Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,013; 0,013; 0,010 e 0,005 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para o reator ABR e de 0,015; 0,016; 0,013 e 0,006 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para o sistema de tratamento (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e os valores no ensaio 4 foram significativamente menores (P<0,05). No reator UASB obtiveram-se valores de 0,030; 0,025; 0,017 e 0,024 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> e não houve diferença significativa (P>0,05).

Para o reator UASB, com valores de 0,065; 0,056; 0,056 e 0,084 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>, não houve diferença significativa (P>0,05).

Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,015; 0,016; 0,014 e 0,006 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para o reator ABR e de 0,017; 0,020; 0,016 e 0,007 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para o sistema de tratamento (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e foram menores (P<0,05) no ensaio 4. No reator UASB, os valores médios foram maiores, de 0,056 a 0,084 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>, e não diferiram significativamente (P>0,05).

#### **4.4.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.**

Os valores médios e coeficientes de variação da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de CH<sub>4</sub> nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 4 e 5, estão apresentados na Tabela 20.

A porcentagem de CH<sub>4</sub> no biogás no reator UASB foi de 76,8 e 69,0% nos ensaios 4 e 5, respectivamente, e diferiram significativamente (P<0,01) com a menor porcentagem de metano coincidindo com a menor COV aplicada, com maior temperatura climatológica.

As produções diárias de biogás no reator ABR e UASB foram de 0,077 e 0,051 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> e de 0,023 e 0,039 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, respectivamente, e diferiram significativamente (P<0,01).

As produções volumétricas de metano no reator ABR e no reator UASB nos ensaios 4 e 5 foram, respectivamente, de 0,110 e 0,065 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> e de 0,152 e 0,227 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> e houve diferença significativa (P<0,01) entre os ensaios. No entanto, para o sistema de tratamento (ABR+UASB), os valores médios foram de 0,110 e 0,094 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, respectivamente, e não diferiram significativamente (P>0,05).

No reator ABR, a produção de biogás e metano diminuiu no ensaio 5 em consequência da aplicação da COV menor. Nota-se que, com o aumento da temperatura climatológica no ensaio 5, mesmo diminuindo-se a COV, a taxa de hidrólise foi maior, transferindo mais compostos solúveis para o reator UASB e produzindo maior proporção de CO<sub>2</sub> no reator ABR (Tabela 18). Com isso, aumentou a produção de biogás e metano no reator UASB no ensaio 5, no entanto, para o sistema de tratamento (ABR+UASB), as produções de 0,094 e 0,089 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> não foram significativamente diferentes (P>0,05).

Os valores médios de produção específica de metano de 0,005 e 0,007 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para o reator ABR e de 0,024 e 0,024 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> para o reator UASB durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, não diferiram significativamente (P>0,05). Para o sistema de tratamento (ABR+UASB), os valores foram de 0,006 e 0,012 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> e houve diferença significativa (P<0,01).

Os valores médios de produção específica de metano foram de 0,006 e 0,010 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para o reator ABR e de 0,007 e 0,014 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para o reator UASB e para o sistema de tratamento (ABR+UASB) durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, e houve diferença significativa entre os ensaios (P<0,01). No ensaio 4 ocorreram os menores valores (P<0,05). No reator UASB, os valores médios foram de 0,084 e 0,081 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> e não diferiram significativamente (P>0,05).

FERNANDES & OLIVEIRA (2006) operando o mesmo sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios com os reatores ABR e UASB no tratamento de águas

residuais de suinocultura com SST de 6000 mg L<sup>-1</sup>, aplicaram COV de 10,12 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> e verificaram produção específica de 0,036; 0,018 e 0,041 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> e de 0,062; 0,044 e 0,066 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para o reator ABR, UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente. Esses valores ficaram acima dos obtidos neste experimento, com exceção do reator UASB, que foram de 0,007; 0,024 e 0,012 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup> e 0,010; 0,081 e 0,014 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> com TDH de 24 h e COV 13,40 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>, respectivamente, para o reator ABR, UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB).

TABELA 20. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de CH<sub>4</sub> nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros                                   | Reator  | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F   |
|--|---------|---------|---------|--------|-----------|
|  |         | 4       | 5       |        |           |
| CH <sub>4</sub> (%)                          | UASB    | 76,8 a  | 69,0 b  | 4,0    | 115,22 ** |
| Produção diária de biogás <sup>*1</sup>      | ABR     | 0,077 a | 0,051 b | 56,2   | 9,15 **   |
|  | UASB    | 0,023 b | 0,039 a | 51,7   | 15,84 **  |
|  | Sistema | 0,094 a | 0,089 a | 44,6   | 0,26 ns   |
| Produção volumétrica de metano <sup>*2</sup> | ABR     | 0,110 a | 0,065 b | 57,3   | 13,96 **  |
|  | UASB    | 0,152 b | 0,227 a | 52,7   | 9,15 **   |
|  | Sistema | 0,110 a | 0,094 a | 45,0   | 2,44 ns   |
| Produção específica <sup>*3</sup>            | ABR     | 0,005 a | 0,007 a | 76,2   | 2,80 ns   |
|  | UASB    | 0,024 a | 0,024 a | 54,9   | 0,02 ns   |
|  | Sistema | 0,006 b | 0,012 a | 67,1   | 16,92 **  |
| Produção específica <sup>*4</sup>            | ABR     | 0,006 b | 0,010 a | 87,8   | 7,75 **   |
|  | UASB    | 0,084 a | 0,081 a | 74,0   | 0,03 ns   |
|  | Sistema | 0,007 b | 0,014 a | 75,1   | 19,74 **  |

<sup>\*1</sup> (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>); <sup>\*2</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (m<sup>3</sup> reator d)<sup>-1</sup>); <sup>\*3</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>adicionada</sub>)<sup>-1</sup>); <sup>\*4</sup> (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>)  
 Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Esses resultados confirmam que com o aumento da concentração de sólidos suspensos no afluente e a diminuição da temperatura no ensaio 4, aumentou a participação da remoção física e, conseqüentemente, diminuíram os valores da taxa de conversão da DQO a metano.

## 4.5. pH, alcalinidade e ácidos voláteis totais

### 4.5.1. Reator ABR

Os valores médios do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP no afluente e nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 21.

Observou-se que os valores de pH em todas as fases de operação sofreram variações crescentes (Tabela 21 e Figura 16) a partir da entrada do afluente até a saída do reator ABR indicando as boas condições tampão existentes.

TABELA 21. Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros   | Reator   | Ensaio |        |         |         | CV (%) | Teste F  |
|--|----------|--------|--------|---------|---------|--------|----------|
|  |          | 1      | 2      | 3       | 4       |        |          |
| pH   | Afluente | 6,16 a | 5,92 b | 6,28 a  | 6,20 a  | 5,6    | 6,04 **  |
|  | C1       | 6,84 a | 6,58 b | 6,77 ab | 6,61 ab | 4,8    | 4,26 **  |
|  | C2       | 7,12 a | 6,78 b | 7,02 a  | 6,74 b  | 4,3    | 11,30 ** |
|  | C3       | 7,30 a | 6,92 b | 7,23 a  | 6,86 b  | 3,6    | 21,95 ** |
| AT<br>(mg CaCO <sub>3</sub><br>L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 1638 a | 1108 b | 1069 b  | 779 b   | 43,5   | 14,94 ** |
|  | C1       | 1591 a | 1219 b | 1320 ab | 720 c   | 41,6   | 14,72 ** |
|  | C2       | 1463 a | 1196 a | 1301 a  | 727 b   | 37,8   | 14,42 ** |
|  | C3       | 1485 a | 1285 a | 1275 a  | 782 b   | 36,6   | 12,99 ** |
| AP<br>(mg CaCO <sub>3</sub><br>L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 397 a  | 168 b  | 212 b   | 160 b   | 55,7   | 16,93 ** |
|  | C1       | 769 a  | 506 b  | 460 b   | 341 b   | 51,8   | 13,21 ** |
|  | C2       | 961 a  | 617 b  | 657 b   | 404 c   | 45,1   | 17,01 ** |
|  | C3       | 1134 a | 809 b  | 800 b   | 519 c   | 42,2   | 15,40 ** |
| AI<br>(mg CaCO <sub>3</sub><br>L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 1334 a | 994 b  | 869 bc  | 631 c   | 43,8   | 14,27 ** |
|  | C1       | 822 a  | 731 a  | 860 a   | 378 b   | 46,8   | 12,85 ** |
|  | C2       | 502 a  | 601 a  | 644 a   | 323 b   | 43,1   | 11,84 ** |
|  | C3       | 350 ac | 477 a  | 475 ab  | 263 c   | 47,4   | 9,01 **  |
| AVT (mg<br>CH <sub>3</sub> COOH<br>L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 1309 a | 987 a  | 1044 a  | 439 b   | 46,9   | 9,54 **  |
|  | C1       | 723 a  | 685 a  | 819 a   | 308 b   | 46,9   | 7,98 **  |
|  | C2       | 370 ab | 590 a  | 594 a   | 232 b   | 58,8   | 6,35 **  |
|  | C3       | 181 ab | 390 a  | 351 ab  | 135 b   | 92,8   | 3,63 *   |
| AI:AP  | C1       | 2,03 a | 1,47 a | 2,03 a  | 1,24 a  | 85,2   | 2,22 ns  |
|  | C2       | 0,61 b | 1,01 a | 1,11 a  | 0,87 ab | 48,9   | 7,49 **  |
|  | C3       | 0,36 b | 0,66 a | 0,68 a  | 0,53 ab | 66,6   | 4,80 **  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios pH no afluente foram de 6,16; 5,92; 6,28 e 6,20 para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e o valor do ensaio 2 foi significativamente ( $P < 0,05$ ) menor que os demais. Os valores médios de pH variaram de 6,58 a 6,84; de 6,78 a 7,12 e de 6,86 a 7,30 para os efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

O valor e a estabilidade do pH em sistemas anaeróbios são comentados por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) como de extrema importância. Valores de pH menores que 6,3 ou maiores que 7,8 resultam em uma rápida diminuição na velocidade de metanogênese. A alcalinidade presente deve ser suficiente para manter o pH nestes valores. Nos efluentes das câmaras do reator ABR foram observados valores na faixa recomendada.

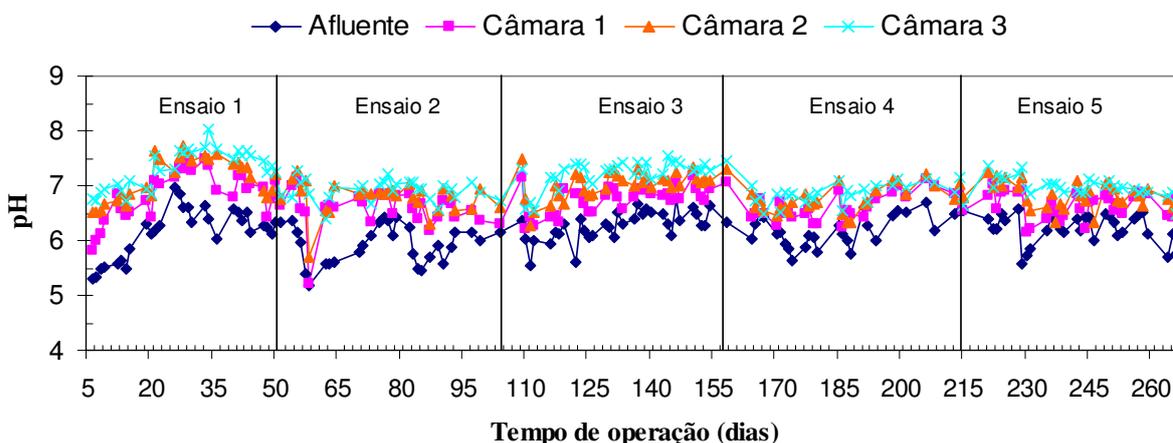


FIGURA 16. pH do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

A alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) no afluente apresentou valores médios que variaram, respectivamente, de 779 a 1638 mg L<sup>-1</sup>, 160 a 397 mg L<sup>-1</sup> e de 631 a 1334 mg L<sup>-1</sup> ensaios 1, 2, 3 e 4, com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ) e os maiores valores no ensaio 1 (Figura 17).

Ressalta-se a importância do significado da quantificação das alcalinidade parcial e total. A alcalinidade parcial está relacionada à presença de íons bicarbonato, responsáveis pelo tamponamento do sistema no valor de pH desejado para as atividades biológicas; a alcalinidade total, por sua vez se correlaciona todos

os compostos capazes de neutralizar ácidos incluindo-se, entre outros, os íons carbonatos, bicarbonatos e os ácidos orgânicos voláteis (SILVA & NOUR, 2005).

Os valores médios de AT variaram ao longo das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR de 1485 a 1591 mg L<sup>-1</sup>; de 1219 a 1285 mg L<sup>-1</sup>; de 1275 a 1320 mg L<sup>-1</sup> e de 720 a 782 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com o valor observado no ensaio 4 significativamente menor ( $P < 0,01$ ) que os demais.

Os valores de AP aumentaram ao longo das câmaras 1, 2 e 3 de 769 para 1134 mg L<sup>-1</sup>; de 506 para 809 mg L<sup>-1</sup>; de 460 para 800 mg L<sup>-1</sup> e de 341 para 519 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com os valores do ensaio 1 significativamente maiores ( $P < 0,01$ ) que os demais. Os valores de AI, por sua vez, diminuíram ao longo das câmaras 1, 2 e 3 de 822 para 350 mg L<sup>-1</sup>; de 731 para 477 mg L<sup>-1</sup>; de 860 para 475 mg L<sup>-1</sup> e de 378 para 263 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com os valores do ensaio 4 sendo significativamente menores ( $P < 0,01$ ) que os demais.

Observou-se que a alcalinidade total (AT) diminuiu no ensaio 1 e teve aumentos pequenos nos ensaios 2, 3 e 4. No entanto, a AP aumentou acentuadamente ao longo das câmaras do reator ABR em todos os ensaios, indicando predominância do tampão de bicarbonatos e diminuição da presença de ácidos graxos voláteis (AI), confirmando a boa capacidade tampão que garantiu acréscimos e estabilidade do pH.

Foresti (1997) apud OLIVEIRA (1997), diz que o monitoramento da alcalinidade de bicarbonato é muito mais eficaz do que o monitoramento do pH, pois enquanto a escala do pH é logarítmica, a escala da alcalinidade é linear. Dessa maneira, um pequeno abaixamento do pH implica em consumo de alcalinidade e, portanto implica em diminuição significativa da capacidade tampão.

Os valores médios de AVT no afluente foram de 1309; 987; 1044 e 439 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ) do ensaio 4 em relação aos demais.

A diminuição do TDH implica em aumento da COV, maior carga orgânica de material solúvel e suspenso, provocando aumento na atividade das bactérias hidrolíticas acidogênicas e conseqüentemente aumento na concentração de AVT. É o que normalmente ocorre, no entanto, as variações significativas entre os ensaios,

nos valores de alcalinidade e ácidos voláteis nos efluentes das câmaras do reator ABR foram mais relacionadas com as oscilações no afluente do que com as mudanças nas condições de operação dos reatores. O efeito mais acentuado da aplicação de menores COV, com aumento da AP e diminuição de AI e AVT foi observado no ensaio 1. No ensaio 4, o aumento da COV não foi evidenciada nas concentrações de AVT em virtude dos efeitos conjuntos da menor concentração no afluente e diminuição da temperatura climatológica.

Ao longo das câmaras 1, 2 e 3, o valor de AVT foi diminuindo 723 para 181 mg L<sup>-1</sup>; de 685 para 390 mg L<sup>-1</sup>; de 819 para 351 mg L<sup>-1</sup> e de 308 para 135 mg L<sup>-1</sup>. Isso indica que estes ácidos foram gradativamente metabolizados pelas arqueias metanogênicas (Figura 18). O equilíbrio na concentração dos AVT é um bom indicador do adequado funcionamento de um reator anaeróbio e o valor é de grande importância no acompanhamento da atividade das bactérias acidogênicas e arqueias metanogênicas. Os resultados indicam que houve atividade das arqueias metanogênicas, visto que a concentração de ácidos graxos voláteis na saída do sistema foi significativamente menor que a do afluente ao reator. Os valores de AVT recomendados por GERARDI (2003) estão na faixa de 50 a 500 mg L<sup>-1</sup>, para que exista estabilidade no processo.

SHE et al. (2006), avaliando desempenho de 2 reatores ABR (90 L) alimentados com sacarose com COV de 2,15 a 6,29 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, observaram que os valores de AVT decresceram ao longo dos reatores, e que na 1ª câmara ocorreram os maiores valores, de 612 a 1548 mg L<sup>-1</sup>. Os valores de AVT aumentaram com os acréscimos na COV. Os autores afirmaram que a hidrólise e a acidogênese ocorreram nos compartimentos 1 e 2 e a metanogênese nos compartimentos 3 e 4, o que sugere que no reator ABR ocorreu uma seleção de microrganismos nos seus diferentes compartimentos, como também foi observado por WANG et al. (2004).

No efluente da câmara 1 do reator ABR ocorreram as maiores concentrações de AVT o que indica maior produção de ácidos orgânicos nesta câmara, decorrência de maior atividade das bactérias acidogênicas do que nos demais compartimentos do reator (NOUR, 1996).

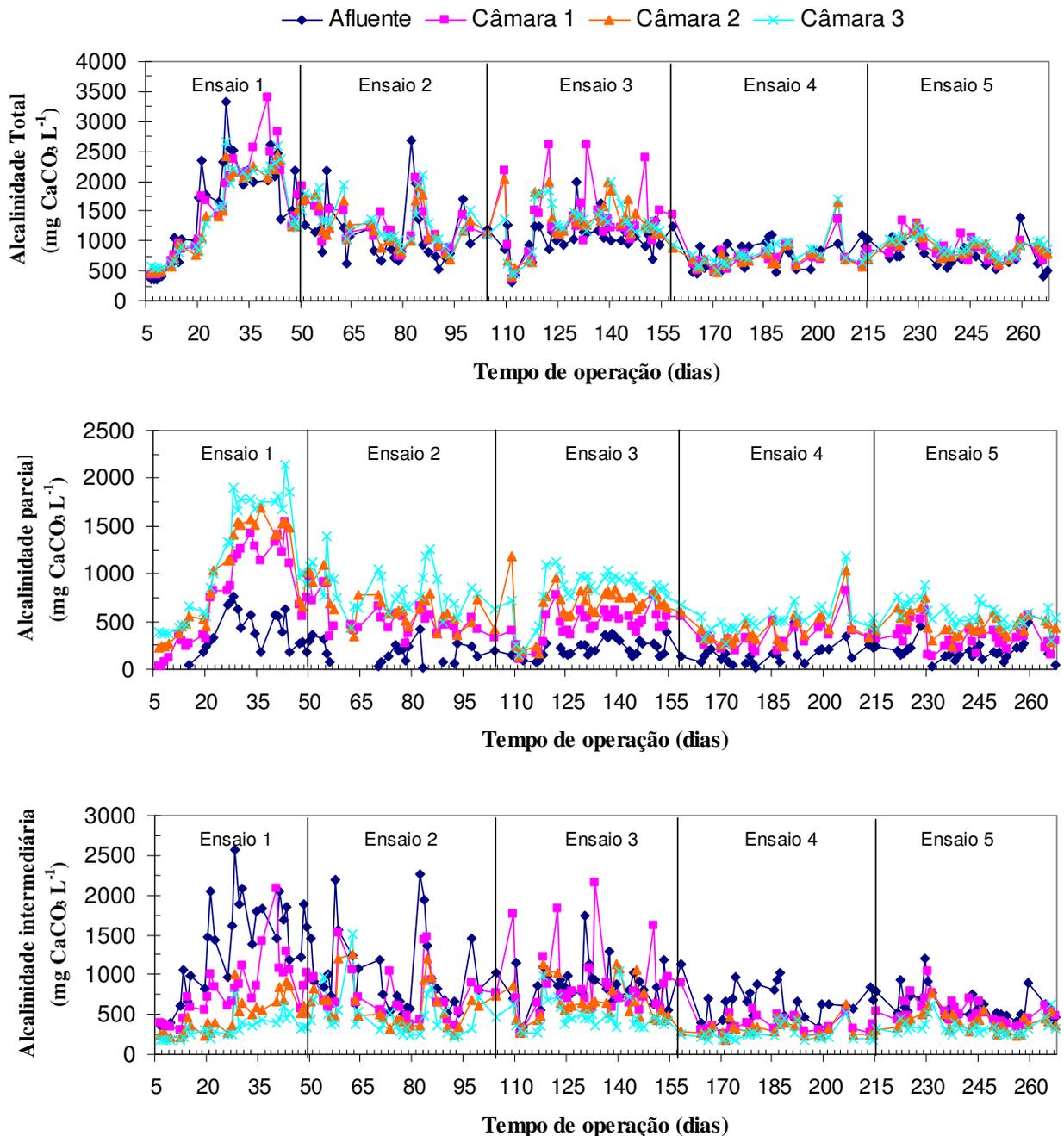


FIGURA 17. Alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Os valores da relação AI:AP foram decrescendo da câmara 1 até a câmara 3 do reator ABR. Na 1ª câmara os valores médios variaram de 1,24 a 2,03 durante os 4 ensaios e não apresentaram diferenças significativas ( $P > 0,05$ ). Na câmara 2, esses valores variaram de 0,61 a 1,11 e na câmara 3 de 0,36 a 0,68. Apesar desses

valores estarem acima dos recomendados por RIPLEY et al. (1986) que seria de 0,3 como indicativo de estabilidade, o reator apresentou-se estável durante o tempo de operação.

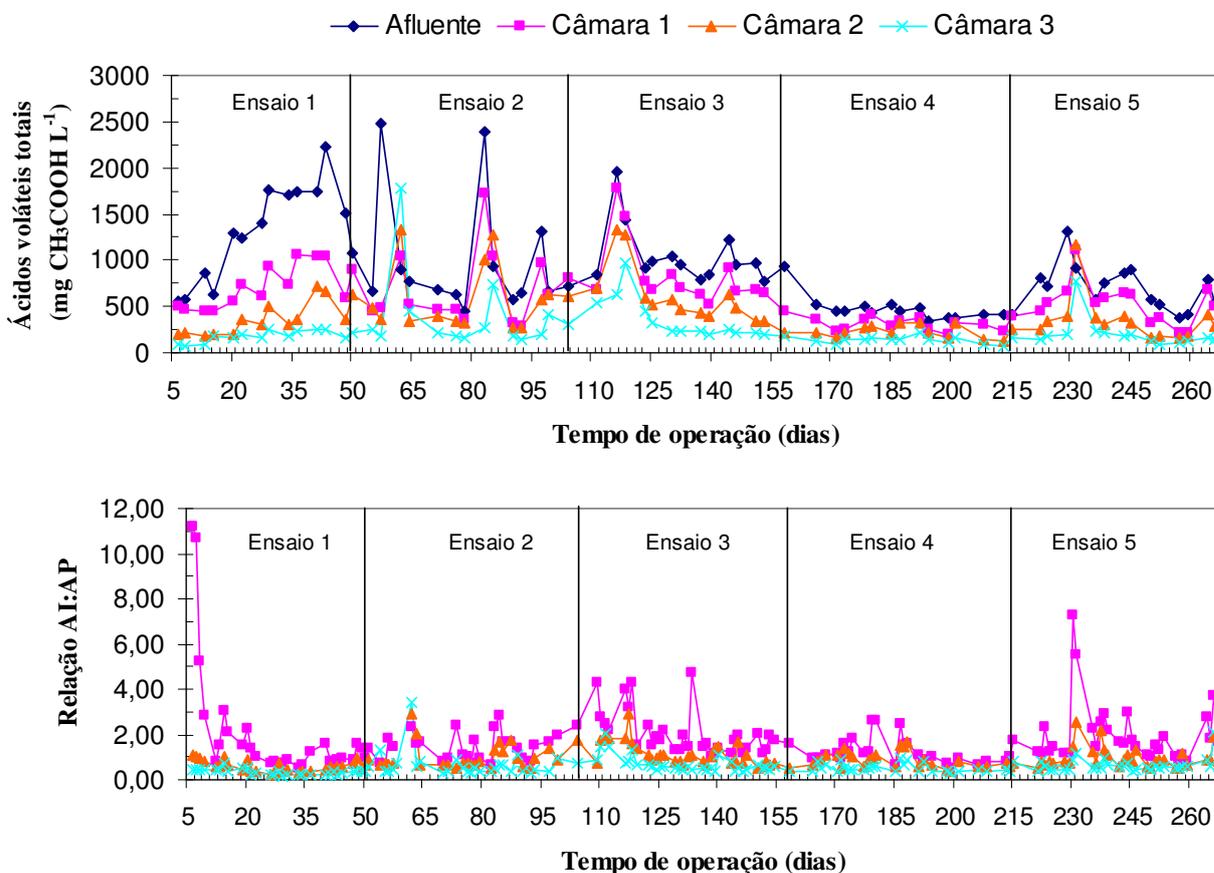


FIGURA 18. Ácidos voláteis totais (AVT) e relação Al:AP do afluente e dos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

FORESTI (1994) citou que é possível que a estabilidade do processo anaeróbico ocorra para valores de Al/AP diferentes de 0,3, sendo prudente a verificação para cada caso em particular. SANTANA & OLIVEIRA (2005), RAMIRES (2005), FERNANDES & OLIVEIRA (2006) e DUDA (2006), tratando águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios em dois estágios, encontraram valores de Al/AP acima de 0,30 e condições estáveis de operação.

#### 4.5.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h

Os valores médios de pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação Al:AP no afluente e nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR durante os ensaios 4 e 5 estão

apresentados na Tabela 22.

TABELA 22. Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros  | Reator   | Ensaio |        | CV (%) | Teste F  |
|---|----------|--------|--------|--------|----------|
|   |          | 4      | 5      |        |          |
| pH  | Afluente | 6,20 a | 6,21 a | 4,5    | 0,003 ns |
|   | C1       | 6,61 a | 6,65 a | 3,6    | 0,28 ns  |
|   | C2       | 6,74 a | 6,82 a | 3,5    | 1,52 ns  |
|   | C3       | 6,86 b | 6,99 a | 2,5    | 8,59 **  |
| AT<br>(mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 779 a  | 764 a  | 27,6   | 0,08 ns  |
|   | C1       | 720 b  | 862 a  | 23,0   | 8,98 **  |
|   | C2       | 727 b  | 889 a  | 22,1   | 12,13 ** |
|   | C3       | 782 b  | 923 a  | 21,2   | 9,00 **  |
| AP<br>(mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 160 a  | 186 a  | 58,8   | 0,89 ns  |
|   | C1       | 341 a  | 326 a  | 38,0   | 0,23 ns  |
|   | C2       | 404 a  | 469 a  | 31,0   | 3,42 ns  |
|   | C3       | 519 a  | 579 a  | 25,3   | 2,79 ns  |
| AI<br>(mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 631 a  | 601 a  | 31,2   | 0,36 ns  |
|   | C1       | 378 b  | 536 a  | 28,7   | 21,05 ** |
|   | C2       | 323 b  | 420 a  | 27,9   | 12,89 ** |
|   | C3       | 263 b  | 344 a  | 31,7   | 10,25 ** |
| AVT (mg<br>CH <sub>3</sub> COOH L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 439 b  | 721 a  | 31,1   | 17,21 ** |
|   | C1       | 308 b  | 534 a  | 40,3   | 12,40 ** |
|   | C2       | 232 a  | 353 a  | 62,6   | 3,03 ns  |
|   | C3       | 135 a  | 209 a  | 70,6   | 2,57 ns  |
| AI:AP   | C1       | 1,24 b | 1,98 a | 65,4   | 7,12 **  |
|   | C2       | 0,87 a | 0,97 a | 44,8   | 0,91 ns  |
|   | C3       | 0,53 a | 0,63 a | 45,6   | 2,16 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios do pH no afluente foram de 6,20 e 6,21 para os ensaios 4 e 5, respectivamente, e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ). O pH nos efluentes das câmaras 1 e 2 foram de 6,61 e 6,65; e de 6,74 a 6,82 nos ensaios 4 e 5, respectivamente, e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ). Já na câmara 3, os valores aumentaram para 6,86 e 6,99 e foram significativamente ( $P < 0,01$ ) diferentes.

Os valores médios da alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) no afluente foram de 779 e 764 mg L<sup>-1</sup>, 160 e 186 mg L<sup>-1</sup> e 631 e 601 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, sem diferença significativa ( $P > 0,05$ ).

Os valores de AT variaram ao longo das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR de 723 a 782 mg L<sup>-1</sup> e de 862 a 923 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 4 e 5, respectivamente, com os valores do ensaio 4 significativamente menores ( $P < 0,05$ ).

Os valores de AP aumentaram ao longo das câmaras 1, 2 e 3 de 341 para 519 mg L<sup>-1</sup> e de 326 para 579 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 4 e 5, respectivamente, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ). Os valores de AI, por sua vez, diminuíram ao longo das câmaras 1, 2 e 3 de 378 para 263 mg L<sup>-1</sup> e de 536 para 344 mg L<sup>-1</sup>; nos ensaios 4 e 5, respectivamente, com os valores no ensaio 4 significativamente menores ( $P < 0,01$ ), indicando maior alcalinidade de ácidos voláteis, mesmo com menor COV, no ensaio 5, em virtude das temperaturas maiores.

Os valores de AVT no afluente e na câmara 1 foram de 439 e 721 mg L<sup>-1</sup> e de 308 e 534 nos ensaios 4 e 5, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ). Nas câmaras 2 e 3, não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) e os valores variaram de 135 a 353 mg L<sup>-1</sup>, na faixa recomendada por GERARDI (2003). Observou-se que, apesar das menores COV, no ensaio 5 ocorreram as maiores concentrações de AVT, as quais foram relacionadas com as características do afluente. Essa diferença permaneceu na câmara 1, mas foi eliminada nas câmaras 2 e 3, como consequência da atividade mais intensa das arqueas metanogênicas, convertendo hidrogênio e ácido acético em metano, propiciada pelas maiores temperaturas climatológicas no ensaio 5.

Os valores da relação AI:AP decresceram da câmara 1 até a câmara 3 do reator ABR. Na 1ª câmara os valores foram de 1,24 e 1,98 durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ). Para as câmaras 2 e 3, esses valores diminuíram para 0,87 e 0,97 e 0,53 e 0,63, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ).

#### **4.5.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)**

Os valores médios do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP no afluente e nos efluentes dos reatores ABR e UASB durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 23.

TABELA 23. Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nos reatores ABR e UASB nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetros   | Reator   | Ensaio |        |        |         | CV (%) | Teste F  |
|--|----------|--------|--------|--------|---------|--------|----------|
|  |          | 1      | 2      | 3      | 4       |        |          |
| pH   | Afluente | 6,16 a | 5,92 b | 6,28 a | 6,20 a  | 5,6    | 6,04 **  |
|  | ABR      | 7,30 a | 6,92 b | 7,23 a | 6,86 b  | 3,6    | 21,95 ** |
|  | UASB     | 7,54 a | 7,14 c | 7,37 b | 7,00 c  | 3,0    | 36,61 ** |
| AT<br>(mg CaCO <sub>3</sub><br>L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 1638 a | 1108 b | 1069 b | 779 b   | 43,5   | 14,94 ** |
|  | ABR      | 1485 a | 1285 a | 1275 a | 782 b   | 36,6   | 12,99 ** |
|  | UASB     | 1434 a | 1344 a | 1297 a | 771 b   | 36,3   | 13,00 ** |
| AP<br>(mg CaCO <sub>3</sub><br>L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 397 a  | 168 b  | 212 b  | 160 b   | 55,7   | 16,93 ** |
|  | ABR      | 1134 a | 809 b  | 800 b  | 519 c   | 42,2   | 15,40 ** |
|  | UASB     | 1138 a | 926 ab | 880 b  | 558 c   | 39,0   | 14,03 ** |
| AI<br>(mg CaCO <sub>3</sub><br>L <sup>-1</sup> )     | Afluente | 1334 a | 994 b  | 869 bc | 631 c   | 43,8   | 14,27 ** |
|  | ABR      | 350 ac | 477 a  | 475 ab | 263 c   | 47,4   | 9,01 **  |
|  | UASB     | 296 b  | 418 a  | 417 a  | 213 b   | 49,1   | 10,58 ** |
| AVT (mg<br>CH <sub>3</sub> COOH<br>L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 1309 a | 987 a  | 1044 a | 439 b   | 46,9   | 9,54 **  |
|  | ABR      | 181 ab | 390 a  | 351 ab | 135 b   | 92,8   | 3,63 *   |
|  | UASB     | 145 a  | 311 a  | 276 a  | 102 a   | 106,8  | 2,86 *   |
| AI:AP  | ABR      | 0,36 b | 0,66 a | 0,68 a | 0,53 ab | 66,6   | 4,80 **  |
|  | UASB     | 0,30 b | 0,48 a | 0,50 a | 0,40 ab | 55,6   | 4,98 **  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios de pH aumentaram de 7,30 para 7,54; de 6,92 para 7,14; de 7,23 para 7,37 e de 6,86 para 7,00 do afluente do reator ABR para o do reator UASB, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 23 e Figura 19), com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ) entre os ensaios.

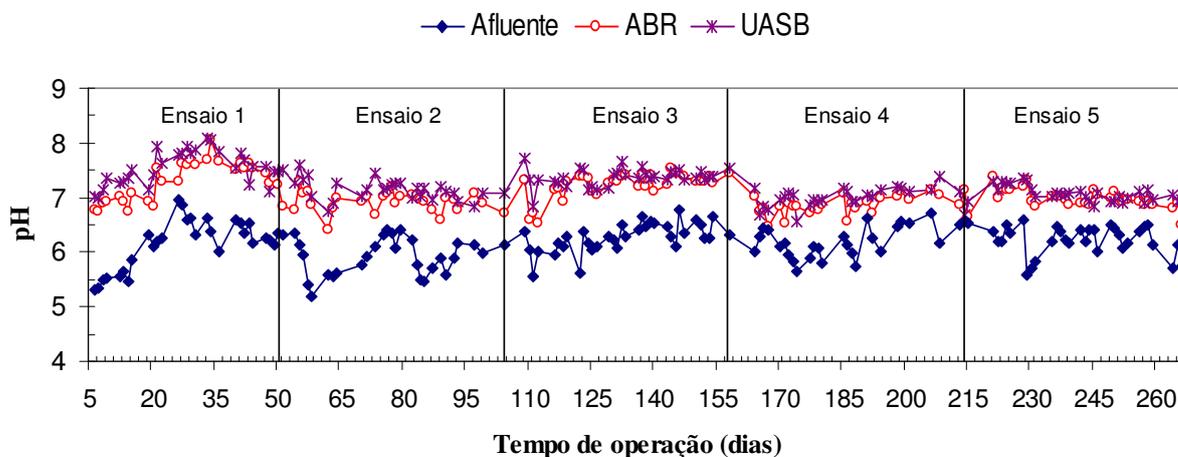


FIGURA 19. pH do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Os valores de AT variaram, respectivamente, nos efluentes dos reatores ABR e UASB de 782 a 1485 mg L<sup>-1</sup> e de 771 a 1434 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4 (Figura 20). Os valores do ensaio 4 foram significativamente menores ( $P < 0,01$ ), acompanhando a variação entre os afluentes.

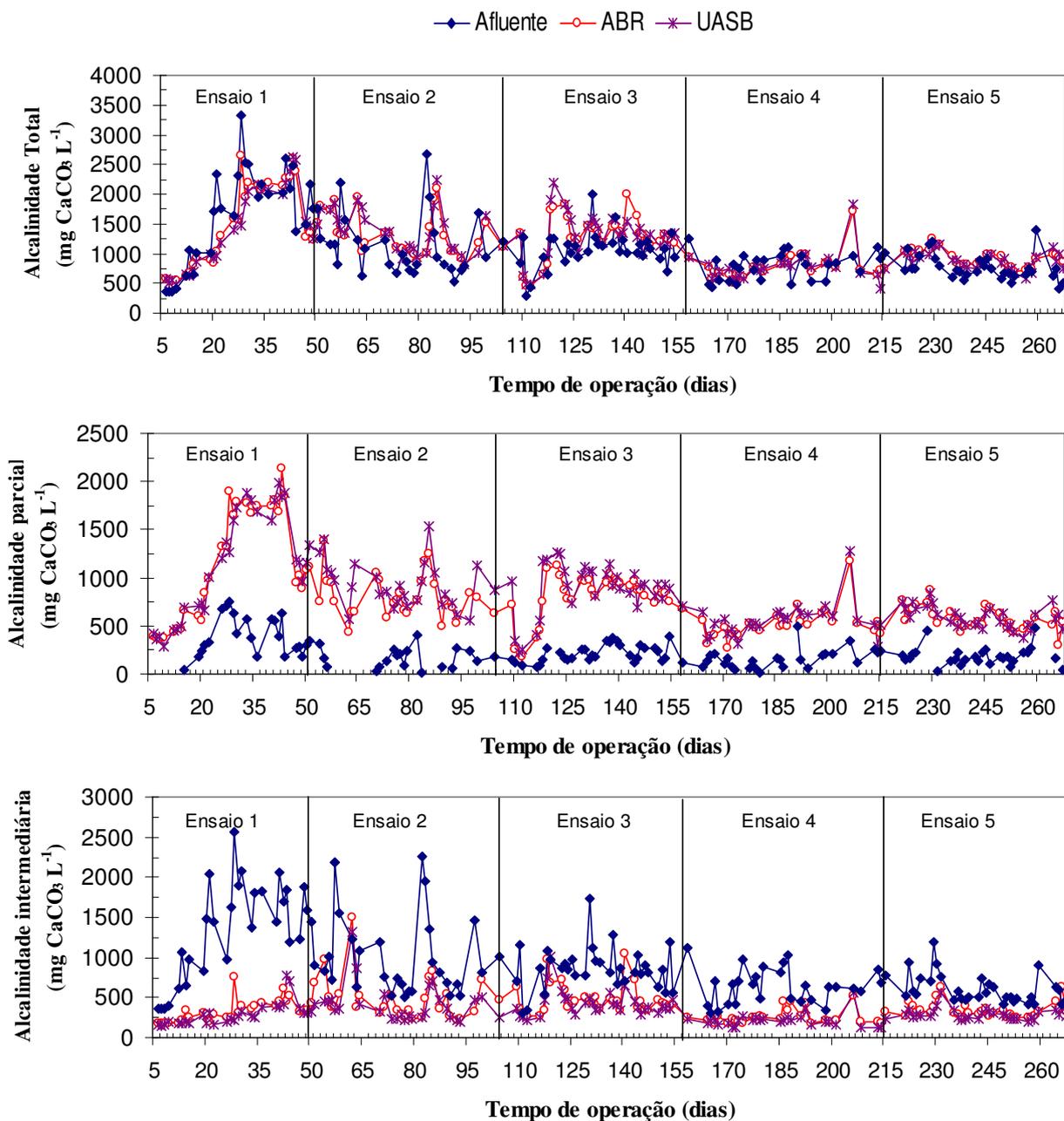


FIGURA 20. Alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Os valores de AP nos efluentes aumentaram do reator ABR para o UASB de 1134 para 1138 mg L<sup>-1</sup>; de 809 para 926 mg L<sup>-1</sup> de 800 para 880 mg L<sup>-1</sup> e de 519 para 558 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com os valores do ensaio 1 significativamente maiores ( $P < 0,01$ ). Os valores de AI, por sua vez, diminuíram do reator ABR para o UASB de 350 para 296 mg L<sup>-1</sup>; de 477 para 418 mg L<sup>-1</sup>; de 475 para 417 mg L<sup>-1</sup> e de 263 para 213 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ) entre os ensaios. No ensaio 4, os valores foram menores ( $P < 0,05$ ) em consequência das variações entre os afluentes.

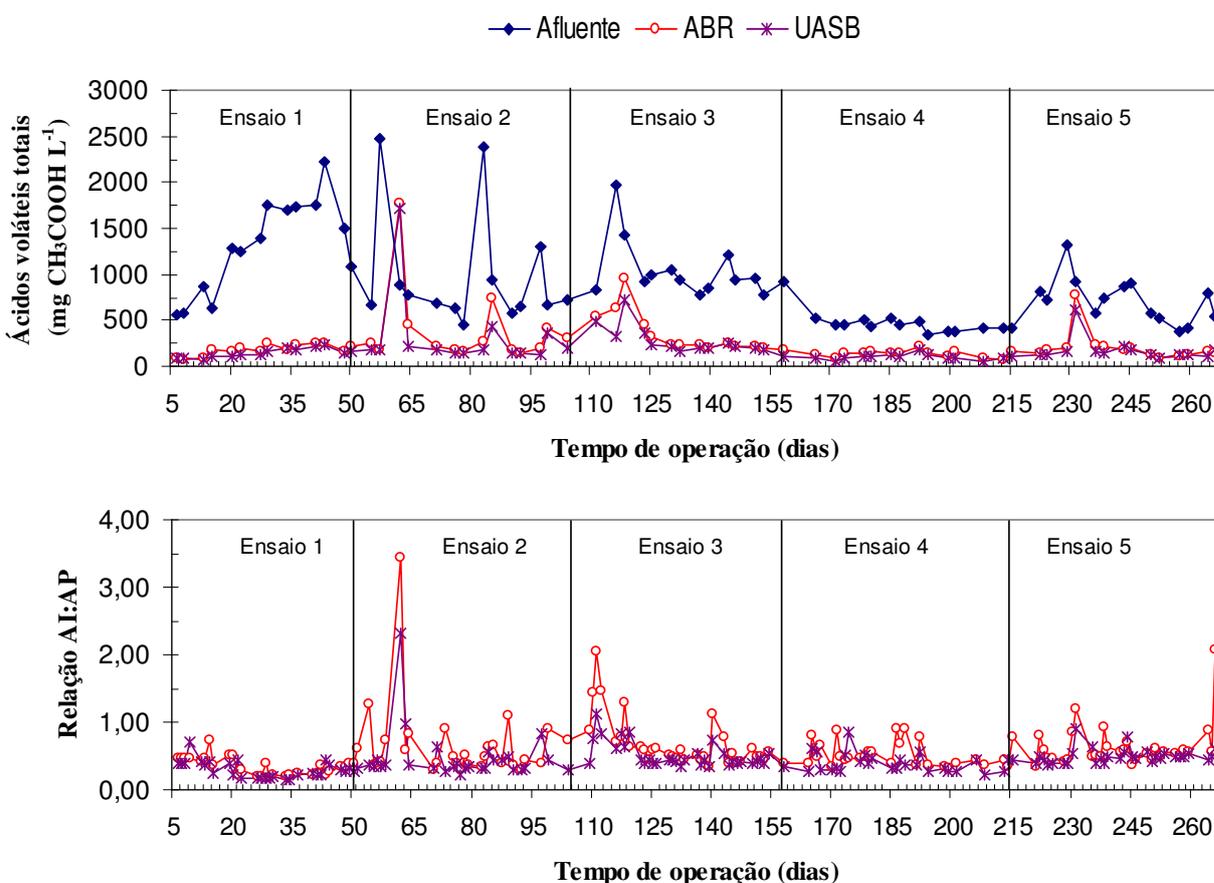


FIGURA 21. Ácidos voláteis totais (AVT) e relação AI:AP do afluente e dos efluentes dos reatores ABR e UASB, durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Do efluente do reator ABR para o do UASB, houve diminuição do valor de AVT de 181 para 145 mg L<sup>-1</sup>; de 390 para 311 mg L<sup>-1</sup>; de 351 para 276 mg L<sup>-1</sup> e de 135 para 102 mg L<sup>-1</sup> e para o reator UASB não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios (Figura 21). Os valores observados mantiveram-se na faixa recomendada por GERARDI (2003). Mesmo com diferenças acentuadas entre os

valores de AVT no afluente, principalmente, com os do ensaio 4, no efluente do reator UASB os valores foram baixos e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ), demonstrando que para as condições operacionais impostas (COV de até 21 kg DQO<sub>total</sub> (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>) não houve limitações para transformações e consumo de ácidos graxos voláteis no sistema de tratamento (ABR+UASB).

Os valores da relação AI:AP decresceram do efluente do reator ABR para o do reator UASB de 0,36 para 0,30; de 0,66 para 0,48; de 0,68 para 0,50 e de 0,53 para 0,40 durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ( $P < 0,01$ ). Os menores valores foram obtidos com a menor ( $P < 0,05$ ) COV no ensaio 1 e com as menores temperaturas climatológicas no ensaio 4.

Apesar desses valores estarem acima dos observados por OLIVEIRA (1997), PEREIRA (2003), SANTANA & OLIVEIRA (2005) e do valor de 0,3, abaixo do qual é indicativo de estabilidade, segundo RIPLEY et al. (1986), o reator apresentou-se estável durante o tempo de operação. Desse modo, para os reatores ABR e UASB no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, nas condições estudadas, as relações AI/AP observadas de 0,30 a 0,68 podem ser consideradas adequadas.

#### **4.5.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.**

Os valores médios do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP no afluente e nos efluentes dos reatores ABR e UASB durante os ensaios 4 e 5, estão apresentados na Tabela 24.

Os valores médios de pH foram de 6,86 e 6,99 no efluente do reator ABR durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, com diferença significativa ( $P < 0,01$ ). Já para o efluente do reator UASB, os valores foram de 7,00 e 7,06 e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ).

Os valores de AT foram de 782 e 923 mg L<sup>-1</sup> no efluente do reator ABR e de 771 e 885 mg L<sup>-1</sup> no efluente do reator UASB durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, com os valores no ensaio 4 significativamente menores ( $P < 0,05$ ).

Os valores de AP aumentaram nos efluentes dos reatores ABR e UASB de 519 para 558 mg L<sup>-1</sup> e de 579 para 592 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 4 e 5, respectivamente,

sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ). Os valores de AI, por sua vez, diminuíram nos efluentes dos reatores ABR e UASB de 263 para 213  $\text{mg L}^{-1}$  e de 344 para 293  $\text{mg L}^{-1}$  nos ensaios 4 e 5, respectivamente, com diferenças significativas ( $P<0,01$ ) entre os ensaios.

TABELA 24. Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, das alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP, do afluente e dos efluentes, nos reatores ABR e UASB nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetros                                  | Reator   | Ensaio |        | CV (%) | Teste F  |
|---|----------|--------|--------|--------|----------|
|   |          | 4      | 5      |        |          |
| pH  | Afluente | 6,20 a | 6,21 a | 4,5    | 0,003 ns |
|   | ABR      | 6,86 b | 6,99 a | 2,5    | 8,59 **  |
|   | UASB     | 7,00 a | 7,06 a | 2,3    | 2,69 ns  |
| AT<br>( $\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ ) | Afluente | 779 b  | 764 a  | 27,6   | 0,08 ns  |
|   | ABR      | 782 b  | 923 a  | 21,2   | 9,00 **  |
|   | UASB     | 771 b  | 885 a  | 24,1   | 4,78 *   |
| AP<br>( $\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ ) | Afluente | 160 a  | 186 a  | 58,8   | 0,89 ns  |
|   | ABR      | 519 a  | 579 a  | 25,3   | 2,79 ns  |
|   | UASB     | 558 a  | 592 a  | 25,5   | 0,78 ns  |
| AI<br>( $\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ ) | Afluente | 631 a  | 601 a  | 31,2   | 0,36 ns  |
|   | ABR      | 263 b  | 344 a  | 31,7   | 10,25 ** |
|   | UASB     | 213 b  | 293 a  | 29,9   | 16,31 ** |
| AVT ( $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ )  | Afluente | 439 b  | 721 a  | 31,1   | 17,21 ** |
|   | ABR      | 135 a  | 209 a  | 70,6   | 2,57 ns  |
|   | UASB     | 102 b  | 179 a  | 67,4   | 4,53 *   |
| AI:AP                                       | ABR      | 0,53 a | 0,63 a | 45,6   | 2,16 ns  |
|   | UASB     | 0,40 b | 0,50 a | 28,1   | 10,78 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

No reator ABR, os valores médios de AVT no efluente foram de 135 e 209  $\text{mg L}^{-1}$ , nos ensaios 4 e 5 e diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). Já para o efluente do reator UASB, os valores foram de 102 e 179  $\text{mg L}^{-1}$  nos ensaios 4 e 5, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P<0,05$ ).

Os valores médios da relação AI:AP no efluente do reator ABR, de 0,53 e 0,63, não diferiram significativamente. Já para o reator UASB, os valores de 0,40 e 0,50, obtidos durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, foram significativamente diferentes ( $P<0,01$ ).

Mesmo com COV maior no ensaio 4, os valores de pH, alcalinidade, AVT e Al:AP não apresentaram diferenças que indiquem instabilidades em nenhuma das condições operacionais.

#### 4.6. Sólidos totais e voláteis da Manta de Lodo

Os valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo dos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 25. Nas Tabelas 26, 27, 28 e 29 estão apresentados os valores médios da concentração de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) ao longo da manta de lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta (pontos de amostragem equidistantes, da base do reator, ponto 1, até a região superior do reator, ponto 4), para as câmaras do reator ABR e no reator UASB. Os valores médios da taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) foram obtidos utilizando-se os valores médios da massa de SV do lodo na manta dos reatores e da massa de DQO afluente nos reatores ABR e UASB.

Os valores médios de ST e SV do lodo na câmara 1 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, foram, respectivamente, de 9520 e 7841 mg L<sup>-1</sup>; 14384 e 12601 mg L<sup>-1</sup>; 17215 e 13123 mg L<sup>-1</sup>; e 10824 e 9584 mg L<sup>-1</sup> com diferenças significativas (P<0,01) entre os ensaios. A taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) foram significativamente (P<0,01) maior no ensaio 4, com 13,0 g DQO<sub>total</sub> (g SV<sub>lodo</sub> d)<sup>-1</sup>.

Na câmara 2, os valores médios de ST e SV do lodo nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 15973 e 13634 mg L<sup>-1</sup>; 12046 e 10129 mg L<sup>-1</sup>; 19687 e 15493 mg L<sup>-1</sup>; e 11358 e 9611 mg L<sup>-1</sup>, e no ensaio 3 foram significativamente (P<0,01) maiores nos ensaios 2 e 4. As TCL, com valores de 1,8; 2,3; 2,5 e 2,4 g DQO<sub>total</sub> (g SV<sub>lodo</sub> d)<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, não diferiram significativamente (P>0,05).

Os valores de ST do lodo na câmara 3 foram de 16543, 20186, 18178 e 18384 mg L<sup>-1</sup>, para o ensaio 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não diferiram significativamente (P>0,05). Para SV, os valores de 13127, 17258, 12533 e 15891 mg L<sup>-1</sup> apresentaram diferenças significativas (P<0,01). A TCL do ensaio 3 foi significativamente maior que as dos demais ensaios.

TABELA 25. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e taxa de carregamento orgânico (TCL) no lodo nos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Amostragem |     | Ensaio   |          |         |          | CV (%) | Teste F |
|------------|-----|----------|----------|---------|----------|--------|---------|
|            |     | 1        | 2        | 3       | 4        |        |         |
| Câmara 1   | ST  | 9520 b   | 14384 ab | 17215 a | 10824 b  | 30,5   | 5,32 ** |
|            | SV  | 7841 a   | 12601 a  | 13123 a | 9584 a   | 34,2   | 3,25 *  |
|            | TCL | 8,7 b    | 6,8 b    | 8,1 b   | 13,0 a   | 46,0   | 5,82 ** |
| Câmara 2   | ST  | 15973 ab | 12046 b  | 19687 a | 11358 b  | 25,6   | 7,49 ** |
|            | SV  | 13634 ab | 10129 b  | 15493 a | 9611 b   | 28,6   | 4,71 ** |
|            | TCL | 1,8 a    | 2,3 a    | 2,5 a   | 2,4 a    | 77,0   | 0,52 ns |
| Câmara 3   | ST  | 16543 a  | 20186 a  | 18178 a | 18384 a  | 15,4   | 2,08 ns |
|            | SV  | 13127 bc | 17258 a  | 12533 c | 15891 ab | 15,1   | 7,05 ** |
|            | TCL | 0,6 b    | 0,7 b    | 2,1 a   | 0,8 b    | 98,8   | 6,58 ** |
| UASB       | ST  | 28263 ab | 33910 a  | 24145 b | 28678 ab | 18,3   | 4,00 *  |
|            | SV  | 22070 ab | 27386 a  | 19028 b | 22948 ab | 19,0   | 4,39 *  |
|            | TCL | 0,3 b    | 0,5 b    | 1,2 a   | 0,6 b    | 68,9   | 9,68 ** |

ST e ST ( $\text{mg L}^{-1}$ ); TCL ( $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{g SV}_{\text{lodo}} \text{d})^{-1}$ )

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios de ST e SV no lodo do reator UASB nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 28263 e 22070  $\text{mg L}^{-1}$ ; 33910 e 27386  $\text{mg L}^{-1}$ ; 24145 e 19028  $\text{mg L}^{-1}$ ; e 28678 e 22948  $\text{mg L}^{-1}$ , com diferenças significativas ( $P < 0,05$ ). A TCL foi significativamente maior ( $P < 0,05$ ) no ensaio 3 (1,2  $\text{g DQO} (\text{g SV d})^{-1}$ ).

SHE et al. (2006), trabalhando com 2 reatores ABR (90 L) de 4 câmaras alimentados com sacarose observaram que na câmara 1 ocorreu a maior produção de lodo, e os autores atribuíram ao fato das bactérias acidogênicas terem velocidade de crescimento maior que as metanogênicas. A relação SV/ST do lodo aumentou de 66 e 61% (ST e SV de 42,9 e 28,5  $\text{g L}^{-1}$  e 38,3 e 23,9  $\text{g L}^{-1}$ , respectivamente), no final da partida, para 84 e 81% (ST e SV de 62,1 e 53,1  $\text{g L}^{-1}$  e 53,2 e 42,3  $\text{g L}^{-1}$ , respectivamente) para os dois reatores ao final do experimento. UYANIK et al. (2002) tratando água residuária da indústria de sorvetes em reator ABR, também observaram que nos dois primeiros compartimentos houve muito mais SV que nas duas câmaras finais, com COV de 3,04 a 14,4  $\text{kg DQO m}^{-3} \text{d}^{-1}$ . Neste experimento houve também maior acúmulo de lodo na câmara 1 considerando-se que ela tem, praticamente, o dobro do volume das câmaras 2 e 3, que são iguais, e que as concentrações de SV foram similares entre as câmaras, exceto no ensaio 1. A

relação SV/ST variou nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR e no reator UASB de 76 a 89%; 79 a 85%; 69 a 86% e de 78 a 81%, respectivamente, com valores similares aos obtidos por SHE et al. (2006).

CHERNICHARO (1997) recomendou TCL de 0,05 a 0,15 g DQO<sub>total</sub> (g SV<sub>lodo</sub> d)<sup>-1</sup>, durante a partida de reatores anaeróbios, dependendo do efluente a ser tratado. As cargas devem ser aumentadas gradativamente, em função da eficiência do sistema. A TCL, durante o regime permanente, pode atingir, de acordo com o tipo de água residuária a ser tratada, valores em torno de 2,0 g DQO<sub>total</sub> (g SV<sub>lodo</sub> d)<sup>-1</sup>. Esses valores foram atendidos no reator ABR, a partir da câmara 2, e no reator UASB.

TABELA 26. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 1 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Amostragem |       | Ensaio  |          |         |          | CV (%) | Teste F  |
|------------|-------|---------|----------|---------|----------|--------|----------|
|            |       | 1       | 2        | 3       | 4        |        |          |
| Ponto 1    | ST    | 25033 c | 41690 ab | 56898 a | 32666 bc | 27,3   | 11,11 ** |
|            | SV    | 21584 b | 37450 a  | 43058 a | 29531 ab | 30,8   | 5,84 **  |
|            | SV/ST | 0,86 a  | 0,89 a   | 0,76 b  | 0,89 a   | 5,0    | 14,09 ** |
| Ponto 2    | ST    | 4294 a  | 5338 a   | 3550 a  | 3659 a   | 49,3   | 1,15 ns  |
|            | SV    | 3179 a  | 4345 a   | 2775 a  | 3035 a   | 57,2   | 0,97 ns  |
|            | SV/ST | 0,74 a  | 0,79 a   | 0,78 a  | 0,79 a   | 8,7    | 0,95 ns  |
| Ponto 3    | ST    | 4201 a  | 4858 a   | 4195 a  | 3530 a   | 50,3   | 0,53 ns  |
|            | SV    | 3130 a  | 3895 a   | 3317 a  | 2844 a   | 57,8   | 0,43 ns  |
|            | SV/ST | 0,75 a  | 0,77 a   | 0,79 a  | 0,77 a   | 9,0    | 0,47 ns  |
| Ponto 4    | ST    | 4553 a  | 5640 a   | 4220 a  | 3431 a   | 51,7   | 1,24 ns  |
|            | SV    | 3481 a  | 4715 a   | 3345 a  | 2920 a   | 60,9   | 0,96 ns  |
|            | SV/ST | 0,76 a  | 0,80 a   | 0,79 a  | 0,82 a   | 9,9    | 0,66 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Na câmara 1, os valores médios da concentração de ST do lodo no ponto 1 (base do reator) foram para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, 25033, 41690, 56898 e 32666 mg L<sup>-1</sup> e diferiram significativamente (P<0,01). Os valores de SV foram de 21584, 37450, 43058 e 29531 mg L<sup>-1</sup> e acompanhando a variação de SST, diferiram significativamente (P<0,01). A menor (P<0,05) concentração de SV ocorreu no ensaio 1. A relação SV/ST foi significativamente menor (P<0,01) no ensaio 3, com valor de 0,76.

Nos pontos 2, 3 e 4 da câmara 1 os valores de ST variaram de 3550 a 5338 mg L<sup>-1</sup>; 3530 a 4858 mg L<sup>-1</sup> e 3431 a 5640 mg L<sup>-1</sup>; para SV variaram de 2775 a 4345 mg L<sup>-1</sup>; 2844 a 3895 mg L<sup>-1</sup> e 2920 a 4715 mg L<sup>-1</sup> e assim como para SV, não houve diferença significativa (P>0,05) entre os ensaios. A relação SV/ST variou de 0,74 a 0,79; 0,75 a 0,79 e de 0,76 a 0,82 nos pontos 2, 3 e 4, respectivamente, sem diferenças significativas entre os ensaios (P>0,05).

TABELA 27. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 2 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Amostragem |       | Ensaio   |         |         |         | CV (%) | Teste F |
|------------|-------|----------|---------|---------|---------|--------|---------|
|            |       | 1        | 2       | 3       | 4       |        |         |
| Ponto 1    | ST    | 53394 ab | 38496 b | 64108 a | 37208 b | 31,3   | 5,20 ** |
|            | SV    | 47213 a  | 33431 a | 50490 a | 32159 a | 35,1   | 3,15 *  |
|            | SV/ST | 0,87 a   | 0,86 a  | 0,78 b  | 0,86 a  | 6,0    | 4,28 *  |
| Ponto 2    | ST    | 3407 a   | 3236 a  | 5793 a  | 2834 a  | 62,8   | 2,14 ns |
|            | SV    | 2351 a   | 2361 a  | 4497 a  | 2161 a  | 63,7   | 2,55 ns |
|            | SV/ST | 0,68 a   | 0,73 a  | 0,78 a  | 0,76 a  | 9,8    | 2,40 ns |
| Ponto 3    | ST    | 3114 ab  | 3045 b  | 5163 a  | 2598 b  | 41,0   | 4,40 *  |
|            | SV    | 2144 b   | 2160 b  | 4118 a  | 1993 b  | 47,6   | 4,55 *  |
|            | SV/ST | 0,69 a   | 0,71 a  | 0,78 a  | 0,73 a  | 12,6   | 1,37 ns |
| Ponto 4    | ST    | 3979 a   | 3405 a  | 3685 a  | 2790 a  | 35,8   | 1,27 ns |
|            | SV    | 2833 a   | 2563 a  | 2868 a  | 2136 a  | 40,8   | 0,76 ns |
|            | SV/ST | 0,72 a   | 0,75 a  | 0,78 a  | 0,75 a  | 12,4   | 0,38 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Na câmara 2, os valores de ST do ponto 1 para os ensaios 1 e 3, de 53394 e 64108 mg L<sup>-1</sup> foram significativamente (P<0,01) maiores do que a dos ensaios 2 e 4, de 38496 e 37208 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. Para SV, os ensaios 1 e 3 também foram maiores que os demais, porém sem diferir (P>0,05). A relação SV/ST foi significativamente menor no ensaio 3 (0,78). Os valores de ST e SV variaram de 2834 a 5793 mg L<sup>-1</sup> e de 2161 a 4497 mg L<sup>-1</sup> no ponto 2, e de 2790 a 3979 mg L<sup>-1</sup> e de 2136 a 2868 mg L<sup>-1</sup> no ponto 4, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios. No ponto 3 os valores de ST e SV variaram de 2598 a 5163 mg L<sup>-1</sup> e de 1993 a 4118 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e no ensaio 3 foram maiores (5163 e 4118 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente), diferindo significativamente dos demais ensaios (P<0,05). A

relação SV/ST no ponto 1 variou de 0,78 a 0,87, com o menor valor ( $P < 0,05$ ) no ensaio 3; nos pontos 2, 3 e 4 variou, respectivamente, de 0,68 a 0,78; de 0,69 a 0,78 e de 0,72 a 0,78 sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios.

TABELA 28. Valores médios (em  $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 3 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Amostragem |       | Ensaio  |         |          |          | CV (%) | Teste F  |
|------------|-------|---------|---------|----------|----------|--------|----------|
|            |       | 1       | 2       | 3        | 4        |        |          |
| Ponto 1    | ST    | 56754 b | 68871 a | 58492 ab | 65569 ab | 13,5   | 3,37 *   |
|            | SV    | 45987 b | 60225 a | 39422 b  | 57753 a  | 13,9   | 12,98 ** |
|            | SV/ST | 0,81 a  | 0,87 a  | 0,68 b   | 0,88 a   | 6,4    | 19,6 **  |
| Ponto 2    | ST    | 3027 a  | 4043 a  | 5370 a   | 2656 a   | 51,5   | 2,74 ns  |
|            | SV    | 2030 a  | 2994 a  | 4042 a   | 2090 a   | 55,7   | 2,54 ns  |
|            | SV/ST | 0,67 a  | 0,72 a  | 0,76 a   | 0,77 a   | 10,0   | 2,57 ns  |
| Ponto 3    | ST    | 3307 a  | 4313 a  | 4737 a   | 2780 a   | 54,0   | 1,41 ns  |
|            | SV    | 2351 a  | 3284 a  | 3555 a   | 1738 a   | 62,1   | 1,84 ns  |
|            | SV/ST | 0,72 a  | 0,73 a  | 0,76 a   | 0,65 a   | 19,9   | 0,83 ns  |
| Ponto 4    | ST    | 3081 a  | 3523 a  | 4117 a   | 2530 a   | 45,6   | 1,42 ns  |
|            | SV    | 2139 a  | 2521 a  | 3120 a   | 1983 a   | 48,6   | 1,25 ns  |
|            | SV/ST | 0,70 a  | 0,71 a  | 0,77 a   | 0,76 a   | 9,2    | 1,94 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Na terceira câmara, no ponto 1, os valores de ST e SV do lodo variaram de 56754 a 68871  $\text{mg L}^{-1}$  e de 39422 a 60225  $\text{mg L}^{-1}$ , respectivamente, e nos ensaios 2 e 4 foram significativamente maiores ( $P < 0,05$ ) que nos demais. A relação SV/ST variou de 0,68 a 0,88 e foi significativamente ( $P < 0,01$ ) menor no ensaio 3.

Nos pontos 2, 3 e 4 os valores de ST do lodo variaram de 2656 a 5370  $\text{mg L}^{-1}$ ; 2780 a 4737  $\text{mg L}^{-1}$  e de 2530 a 4117  $\text{mg L}^{-1}$ ; já os SV variaram de 2030 a 4042  $\text{mg L}^{-1}$ ; 1738 a 3555  $\text{mg L}^{-1}$  e de 1983 a 3120  $\text{mg L}^{-1}$  sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. A relação SV/ST variou entre 0,65 e 0,77 e não diferiu significativamente ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios.

Para a relação SV/ST do lodo das câmaras 1, 2 e 3, a maior parte dos valores médios foram acima de 0,70, indicando que na manta das câmaras predominam matéria orgânica; podendo-se concluir que desta fração orgânica do lodo fazem parte microrganismos com alta atividade, considerando-se as remoções de DQO e

AVT e a produção de metano.

Observou-se que os lodos das regiões inferiores da manta (pontos 1 e 2) do reator ABR tiveram concentrações de SV maiores, em virtude da segregação que ocorre ao longo do reator.

TABELA 29. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta do reator UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Amostragem |       | Ensaio   |         |         |          | CV (%) | Teste F  |
|------------|-------|----------|---------|---------|----------|--------|----------|
|            |       | 1        | 2       | 3       | 4        |        |          |
| Ponto 1    | ST    | 57497 ab | 77520 a | 47837 b | 65879 ab | 24,7   | 4,56 **  |
|            | SV    | 43733 b  | 62013 a | 36927 b | 51156 ab | 25,7   | 5,06 **  |
|            | SV/ST | 0,76 a   | 0,80 a  | 0,77 a  | 0,78 a   | 4,7    | 1,63 ns  |
| Ponto 2    | ST    | 46639 a  | 47370 a | 28540 b | 41425 a  | 20,4   | 6,75 **  |
|            | SV    | 38113 a  | 39259 a | 23142 b | 34736 a  | 20,8   | 6,83 **  |
|            | SV/ST | 0,82 ab  | 0,83 ab | 0,81 b  | 0,84 a   | 2,1    | 5,08 **  |
| Ponto 3    | ST    | 4536 b   | 5849 b  | 12237 a | 3704 b   | 48,0   | 10,65 ** |
|            | SV    | 3317 b   | 4564 b  | 9807 a  | 3005 b   | 50,6   | 10,34 ** |
|            | SV/ST | 0,74 a   | 0,77 a  | 0,80 a  | 0,80 a   | 7,2    | 1,99 ns  |
| Ponto 4    | ST    | 4387 ab  | 4899 ab | 7963 a  | 3705 b   | 52,1   | 3,29 *   |
|            | SV    | 3117 ab  | 3705 ab | 6240 a  | 2891 b   | 53,2   | 3,60 *   |
|            | SV/ST | 0,68 a   | 0,75 a  | 0,79 a  | 0,77 a   | 10,7   | 2,33 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

No reator UASB, os valores médios de ST, nos pontos 1, 2, 3 e 4 variaram de 47837 a 77520 mg L<sup>-1</sup>; de 28540 a 47370 mg L<sup>-1</sup>; de 3704 a 12237 mg L<sup>-1</sup>; e de 3705 a 7963 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferenças significativas (P<0,05) entre os ensaios. No ensaio 3, nos pontos 1 e 2 ocorreram as menores médias (P<0,05) e nos pontos 3 e 4 as maiores (P<0,05). Isso indica uma melhor distribuição de lodo ao longo do reator neste ensaio em função do menor TDH e da maior produção de biogás.

Acompanhando a variação de ST, os SV dos pontos 1, 2, 3 e 4 do reator UASB variaram de 36927 a 62013 mg L<sup>-1</sup>; 23142 a 39259 mg L<sup>-1</sup>; 3005 a 9807 mg L<sup>-1</sup> e de 2891 a 6240 mg L<sup>-1</sup>, com diferenças significativas (P<0,01) entre os ensaios.

Os valores da relação SV/ST variaram de 0,76 a 0,80 no ponto 1; de 0,74 a 0,80 no ponto 3 e de 0,68 a 0,79 no ponto 4, sem diferenças significativas (P>0,05)

entre os ensaios. Apenas no ponto 2, a relação de 0,84 ocorrida no 4º ensaio foi significativamente maior ( $P < 0,01$ ) que a do ensaio 3 (0,81).

OLIVEIRA (1997) observou maiores concentrações de SV na parte intermediária e inferior da manta de lodo de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura e associou a presença de lodo granulado mais denso, de maior diâmetro e em maior quantidade, refletindo-se, geralmente, na maior taxa de remoção bioquímica nestas regiões. As observações do autor também foram evidenciadas neste estudo, onde as concentrações de SV encontradas variaram de 2000 e 9000 mg L<sup>-1</sup> na região superior da manta e entre 21000 a 62000 mg L<sup>-1</sup> na região inferior do leito.

#### **4.6.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h.**

Os valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo dos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5, com TDH de 29,4 h estão apresentados na Tabela 30. Nas Tabelas 31, 32, 33 e 34 estão apresentados os valores médios da concentração de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) ao longo da manta de lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta (pontos de amostragem equidistantes, da base do reator, ponto 1, até a região superior do reator, ponto 4), para as câmaras do reator ABR e do reator UASB. Os valores médios da taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) apresentadas na Tabela 30 foram obtidos utilizando-se os valores médios da massa de SV do lodo na manta dos reatores e da massa de DQO afluente nos reatores ABR e UASB.

Os valores médios de ST e SV no lodo na câmara 1 foram de 10824 e 8070 mg L<sup>-1</sup> e de 9584 e 6866 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, respectivamente, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ). A TCL foi de 13,0 e de 12,6 g DQO<sub>total</sub> (g SV<sub>lodo</sub> d)<sup>-1</sup> para os ensaios e também não diferiram ( $P > 0,05$ ).

Nas câmaras 2 e 3 e no reator UASB, os valores médios de ST do lodo foram de 11358 e 17853 mg L<sup>-1</sup>; 18384 e 15029 mg L<sup>-1</sup> e de 28678 e 21704 mg L<sup>-1</sup> para os

ensaios 4 e 5, respectivamente. Os valores na câmara 3 e no reator UASB foram significativamente ( $P < 0,05$ ) maiores no ensaio 4 e na câmara 2 no ensaio 5.

TABELA 30. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e da taxa de carregamento orgânico (TCL) no lodo dos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.

| Amostragem |     | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|------------|-----|---------|---------|--------|----------|
|            |     | 4       | 5       |        |          |
| Câmara 1   | ST  | 10824 a | 8070 a  | 39,8   | 1,97 ns  |
|            | SV  | 9584 a  | 6866 a  | 43,6   | 2,10 ns  |
|            | TCL | 13,0 a  | 12,6 a  | 45,0   | 0,04 ns  |
| Câmara 2   | ST  | 11358 b | 17853 a | 18,6   | 22,06 ** |
|            | SV  | 9611 b  | 15809 a | 21,1   | 20,56 ** |
|            | TCL | 2,4 a   | 1,8 a   | 91,2   | 0,74 ns  |
| Câmara 3   | ST  | 18384 a | 15029 b | 13,2   | 8,47 *   |
|            | SV  | 15891 a | 11907 b | 13,2   | 17,37 ** |
|            | TCL | 0,8 b   | 1,3 a   | 46,0   | 7,96 **  |
| UASB       | ST  | 28678 a | 21704 b | 23,6   | 5,03 *   |
|            | SV  | 22948 a | 17667 a | 24,2   | 4,23 ns  |
|            | TCL | 0,6 b   | 1,1 a   | 73,0   | 4,27 *   |

ST e SV ( $\text{mg L}^{-1}$ ); TCL ( $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{g SV}_{\text{lodo}} \text{d})^{-1}$ )

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores de SV do lodo nos ensaios 4 e 5 foram, respectivamente, de 9611 e 15809  $\text{mg L}^{-1}$  na câmara 2 e de 15891 e 11907  $\text{mg L}^{-1}$  na câmara 3, e diferiram significativamente ( $P < 0,05$ ). Já no reator UASB, os valores foram de 22948 e 17667  $\text{mg L}^{-1}$ , respectivamente, e não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios.

A TCL foi diminuindo ao longo das câmaras do reator ABR em ambos os ensaios e, na câmara 3 e no reator UASB, os valores de 0,8 e 1,3  $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{g SV}_{\text{lodo}} \text{d})^{-1}$  e 0,6 e 1,1  $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{g SV}_{\text{lodo}} \text{d})^{-1}$ , respectivamente, diferiram significativamente ( $P < 0,05$ ) com os maiores valores de TCL ocorrendo no ensaio 5.

A aplicação de valores de TCL de até 13,0  $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{g SV}_{\text{lodo}} \text{d})^{-1}$  no R1 não foram limitantes para a obtenção de eficiências médias de remoção de  $\text{DQO}_{\text{total}}$  e SSV acima de 87%.

TABELA 31. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST no lodo obtido da manta da câmara 1 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.

| Amostragem |       | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F |
|------------|-------|---------|---------|--------|---------|
|            |       | 4       | 5       |        |         |
| Ponto 1    | ST    | 32666 a | 23164 a | 42,4   | 2,36 ns |
|            | SV    | 29531 a | 20149 a | 45,1   | 2,55 ns |
|            | SV/ST | 0,89 a  | 0,85 a  | 4,9    | 3,34 ns |
| Ponto 2    | ST    | 3659 a  | 3000 a  | 62,0   | 0,38 ns |
|            | SV    | 3035 a  | 2390 a  | 71,5   | 0,41 ns |
|            | SV/ST | 0,79 a  | 0,76 a  | 10,8   | 0,36 ns |
| Ponto 3    | ST    | 3530 a  | 2859 a  | 51,9   | 0,60 ns |
|            | SV    | 2844 a  | 2244 a  | 60,5   | 0,56 ns |
|            | SV/ST | 0,77 a  | 0,78 a  | 10,8   | 0,05 ns |
| Ponto 4    | ST    | 3431 a  | 3260 a  | 59,3   | 0,03 ns |
|            | SV    | 2920 a  | 2679 a  | 68,8   | 0,06 ns |
|            | SV/ST | 0,82 a  | 0,79 a  | 12,4   | 0,24 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Na câmara 1, os valores médios da concentração de ST do lodo do ponto 1 (base do reator) até o ponto 4 foram de 32666 e 23164 mg L<sup>-1</sup>, 3659 e 3000 mg L<sup>-1</sup>, 3530 e 2859 mg L<sup>-1</sup> e de 3431 e 3260 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 4 e 5, respectivamente; para SV os valores foram de 29531 e 20149 mg L<sup>-1</sup>; 3035 e 2390 mg L<sup>-1</sup>; 2844 e 2244 mg L<sup>-1</sup> e de 2920 e 2679 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 4 e 5, respectivamente, e não houve diferença significativa (P>0,05) entre os ensaios. A relação SV/ST variou de 0,76 a 0,89 e também não diferiu significativamente (P>0,05) entre os ensaios.

Na câmara 2, os valores de ST e SV no lodo do ponto 1 do ensaio 4, de 37208 e 32159 mg L<sup>-1</sup>, foram significativamente menores (P<0,01) que os do ensaio 5, de 64810 e 58407 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente.

Os valores de ST do lodo de 2834 a 2413 mg L<sup>-1</sup>; de 2598 e 2100 mg L<sup>-1</sup>; e de 2790 e 2091 mg L<sup>-1</sup> e de SV de 2161 e 1791 mg L<sup>-1</sup>; de 1993 e 1457 mg L<sup>-1</sup> e de 2136 e 1574 mg L<sup>-1</sup> para os pontos 2, 3 e 4 obtidos durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, não diferiram significativamente (P>0,05).

A relação SV/ST do lodo variou, na câmara 2, de 0,68 a 0,90 e não houve diferença significativa (P>0,05) em nenhum ponto de amostragem. Segundo OLIVEIRA (1997) altas relações SV/ST evidenciam a predominância de matéria

orgânica no lodo, e conseqüentemente a presença de microrganismos.

TABELA 32. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 2 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.

| Amostragem |       | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|------------|-------|---------|---------|--------|----------|
|            |       | 4       | 5       |        |          |
| Ponto 1    | ST    | 37208 b | 64810 a | 19,1   | 30,96 ** |
|            | SV    | 32159 b | 58407 a | 21,4   | 28,47 ** |
|            | SV/ST | 0,86 a  | 0,90 a  | 4,4    | 3,78 ns  |
| Ponto 2    | ST    | 2834 a  | 2413 a  | 41,4   | 0,56 ns  |
|            | SV    | 2161 a  | 1791 a  | 48,5   | 0,55 ns  |
|            | SV/ST | 0,76 a  | 0,72 a  | 13,3   | 0,46 ns  |
| Ponto 3    | ST    | 2598 a  | 2100 a  | 33,9   | 1,44 ns  |
|            | SV    | 1993 a  | 1457 a  | 44,8   | 1,76 ns  |
|            | SV/ST | 0,73 a  | 0,68 a  | 16,9   | 0,55 ns  |
| Ponto 4    | ST    | 2790 a  | 2091 a  | 36,1   | 2,31 ns  |
|            | SV    | 2136 a  | 1574 a  | 42,5   | 1,86 ns  |
|            | SV/ST | 0,75 a  | 0,75 a  | 12,9   | 0,007 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Na terceira câmara, no ponto 1, os valores de ST e SV do lodo foram de 65569 e 53397 mg L<sup>-1</sup> e de 57753 e 42909 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, diferindo significativamente ( $P < 0,01$ ) com o menor valor no ensaio 5. A relação SV/ST de 0,80 do ensaio 5 foi significativamente ( $P < 0,01$ ) menor que a do ensaio 4 (0,88).

Nos pontos 2, 3 e 4 os valores de ST do lodo foram de 2656 a 2264 mg L<sup>-1</sup>; 2780 e 2351 mg L<sup>-1</sup> e de 2530 e 2100 mg L<sup>-1</sup>; já os SV foram de 2090 e 1583 mg L<sup>-1</sup>; 1738 e 1710 mg L<sup>-1</sup> e de 1983 e 1436 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, nos ensaios 4 e 5, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. A relação SV/ST variou entre 0,65 e 0,77 e não diferiu significativamente ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios.

No reator UASB, os valores médios de ST do lodo, no ponto 1 para os ensaios 4 e 5 foram de 65879 e 49851 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e significativamente diferentes ( $P < 0,01$ ). Já os valores de ST para os pontos 2, 3 e 4 foram de 41425 e 29183 mg L<sup>-1</sup>; de 3704 e 3787 mg L<sup>-1</sup>; e de 3705 e 3996 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios.

TABELA 33. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 3 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.

| Amostragem |       | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|------------|-------|---------|---------|--------|----------|
|            |       | 4       | 5       |        |          |
| Ponto 1    | ST    | 65569 a | 53397 b | 12,1   | 10,48 ** |
|            | SV    | 57753 a | 42909 b | 12,0   | 22,27 ** |
|            | SV/ST | 0,88 a  | 0,80 b  | 4,3    | 18,85 ** |
| Ponto 2    | ST    | 2656 a  | 2264 a  | 40,8   | 0,56 ns  |
|            | SV    | 2090 a  | 1583 a  | 48,7   | 1,18 ns  |
|            | SV/ST | 0,77 a  | 0,68 a  | 13,1   | 3,25 ns  |
| Ponto 3    | ST    | 2780 a  | 2351 a  | 39,2   | 0,67 ns  |
|            | SV    | 1738 a  | 1710 a  | 53,3   | 0,003 ns |
|            | SV/ST | 0,65 a  | 0,71 a  | 28,0   | 0,39 ns  |
| Ponto 4    | ST    | 2530 a  | 2100 a  | 50,3   | 0,50 ns  |
|            | SV    | 1983 a  | 1436 a  | 60,1   | 1,04 ns  |
|            | SV/ST | 0,76 a  | 0,67 a  | 12,6   | 3,86 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

TABELA 34. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta do reator UASB, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios nos ensaios 4 e 5.

| Amostragem |       | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F |
|------------|-------|---------|---------|--------|---------|
|            |       | 4       | 5       |        |         |
| Ponto 1    | ST    | 65879 a | 49851 b | 23,2   | 5,25 ** |
|            | SV    | 51156 a | 40351 a | 23,2   | 3,80 ns |
|            | SV/ST | 0,78 a  | 0,81 a  | 4,1    | 4,14 ns |
| Ponto 2    | ST    | 41425 a | 29183 a | 38,3   | 2,99 ns |
|            | SV    | 34736 a | 24430 a | 38,8   | 2,94 ns |
|            | SV/ST | 0,84 a  | 0,83 a  | 3,0    | 0,96 ns |
| Ponto 3    | ST    | 3704 a  | 3787 a  | 42,7   | 0,01 ns |
|            | SV    | 3005 a  | 2831 a  | 48,5   | 0,06 ns |
|            | SV/ST | 0,80 a  | 0,72 b  | 8,9    | 5,28 *  |
| Ponto 4    | ST    | 3705 a  | 3996 a  | 50,0   | 0,09 ns |
|            | SV    | 2891 a  | 3057 a  | 57,8   | 0,04 ns |
|            | SV/ST | 0,77 a  | 0,73 a  | 9,9    | 1,22 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Para o SV do lodo, os valores para os pontos 1, 2, 3 e 4 foram de, respectivamente, 51156; 34736; 3005 e 2891 mg L<sup>-1</sup> para o ensaio 4 e de 40351;

24430; 2831 e de 3057 mg L<sup>-1</sup> para o ensaio 5, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ).

Os valores de SV/ST variaram de 0,78 a 0,81 no ponto 1; de 0,84 a 0,83 no ponto 2 e de 0,77 a 0,73 no ponto 4, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os ensaios. Apenas no ponto 3, a relação de 0,80 ocorrida no 4º ensaio foi significativamente maior ( $P<0,01$ ) que a ocorrida no ensaio 5 (0,72).

Observou-se que com o menor TDH aplicado, de 24 h, não houve limitação hidráulica para a retenção de lodo nas câmaras do reator ABR nem no reator UASB, apesar de ocorrerem velocidades superficiais no reator ABR, de 0,19 a 0,47 m h<sup>-1</sup> na câmara 1 e de 0,39 a 0,99 m h<sup>-1</sup> nas câmaras 2 e 3 e de 0,83 a 2,06 m h<sup>-1</sup> no reator UASB, acima das recomendadas por CHERNICHARO (1997), no reator UASB, para lodo floculento (de 0,5 a 0,7 m h<sup>-1</sup>). As concentrações de SV foram similares nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Com a manutenção do TDH de 24 h e a diminuição dos SST do afluente e, conseqüentemente da COV, nos ensaios 4 e 5, as diferenças de SV do lodo alternaram-se entre as câmaras e pontos no reator ABR e os pontos no reator UASB não indicando efeitos acentuados e definidos dessas variações nas condições operacionais.

#### **4.7. Estimativa do balanço de massa para DQO, metano e sólidos voláteis do lodo**

Na Tabela 35 são apresentados, para os reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3) e UASB e sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 5, os valores médios das produções diárias de lodo e metano, juntamente com a COV, as DQO médias diárias afluentes, efluentes e removidas, os valores calculados das porcentagens de DQO<sub>total</sub> afluente e removida convertidas em metano e a relação entre a produção de DQO/CH<sub>4</sub> e DQO<sub>diss</sub> removida e o tempo de retenção de sólidos (TRS).

TABELA 35. Estimativas das porcentagens da DQO<sub>total</sub> afluente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>) e da relação entre a produção diária de CH<sub>4</sub> medida (expressa g DQO - CH<sub>4</sub> d<sup>-1</sup>) e a DQO<sub>diss</sub> removida e do tempo de retenção de sólidos (TRS), a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH<sub>4</sub> nos reatores ABR (câmaras 1, 2 e 3), UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB).

| Reator  | TDH (m) | COV (%) | Afluente                                  |  |  | Efluente                                  |  |  | Remoção                                   |  |  | Prod. Diária CH <sub>4</sub>                      |  |  | Relação   |   |      | TRS (d) |
|---------|---------|---------|---|--|--|---|--|--|---|--|--|---|--|--|---|---|------|---------|
|         |         |         | DQO <sub>total</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>diss</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>as</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>total</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>diss</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>as</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>total</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>diss</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>as</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | Prod. Diária CH <sub>4</sub> (g.d <sup>-1</sup> ) | Prod. Diária CH <sub>4</sub> (g.DQO-CH <sub>4</sub> <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup> ) | DQO <sub>total</sub> removida convertida em lodo (%) | DQO <sub>total</sub> removida convertida em CH <sub>4</sub> (%) | DQO <sub>total</sub> removida convertida em CH <sub>4</sub> (%) |      |         |
| 1       | 23,5    | 26,36   | 6099,2                                    | 859,7                                    | 5239,6                                 | 2308,9                                    | 477,8                                    | 1831,0                                 | 3790,3                                    | 381,8                                    | 3408,5                                 | 170,5   | 476,4  | 12,6   | 4,5   | 0,4   | 2,9  |         |
|         | 18,7    | 34,40   | 7110,5                                    | 881,1                                    | 6229,4                                 | 2252,2                                    | 545,6                                    | 1706,6                                 | 4858,2                                    | 335,5                                    | 4522,8                                 | 143,3   | 509,8  | 10,5   | 3,0   | 0,4   | 2,7  |         |
|         | 14,2    | 45,71   | 9528,9                                    | 994,9                                    | 8534,0                                 | 4071,8                                    | 841,6                                    | 3230,2                                 | 5457,1                                    | 153,3                                    | 5303,7                                 | 174,3   | 799,7  | 14,7   | 3,2   | 1,1   | 1,5  |         |
| 2       | 9,4     | 54,16   | 11195,2                                   | 579,3                                    | 10615,9                                | 2648,4                                    | 369,4                                    | 2279,0                                 | 8546,8                                    | 209,9                                    | 8336,9                                 | 96,5  | 694,4  | 8,1  | 1,1   | 0,5   | 1,7  |         |
|         | 9,4     | 34,23   | 7075,5                                    | 1350,4                                   | 5725,1                                 | 2958,5                                    | 915,8                                    | 2042,6                                 | 4117,0                                    | 434,6                                    | 3682,4                                 | 52,2  | 446,6  | 10,8   | 1,3   | 0,1   | 1,8  |         |
|         | 18,2    | 14,33   | 2308,9                                    | 477,8                                    | 1831,0                                 | 863,9                                     | 216,7                                    | 647,2                                  | 1445,0                                    | 261,2                                    | 1183,8                                 | 24,7  | 172,6  | 11,9   | 1,7   | 0,1   | 10,1 |         |
| 3       | 14,4    | 14,16   | 2252,2                                    | 545,6                                    | 1706,6                                 | 1216,4                                    | 461,4                                    | 755,0                                  | 1035,9                                    | 84,3                                     | 951,6                                  | 50,4  | 209,7  | 20,2   | 4,9   | 0,6   | 4,7  |         |
|         | 10,8    | 25,61   | 4071,8                                    | 841,6                                    | 3230,2                                 | 2903,8                                    | 616,5                                    | 2287,3                                 | 1168,0                                    | 225,1                                    | 943,0                                  | 56,7  | 535,0  | 45,8   | 4,9   | 0,3   | 2,7  |         |
|         | 7,2     | 16,66   | 2648,4                                    | 369,4                                    | 2279,0                                 | 1370,6                                    | 309,0                                    | 1061,6                                 | 1277,8                                    | 60,4                                     | 1217,4                                 | 38,4  | 297,2  | 23,3   | 3,0   | 0,6   | 2,8  |         |
| ABR     | 7,2     | 18,61   | 2958,5                                    | 915,8                                    | 2042,6                                 | 1676,4                                    | 557,0                                    | 1119,4                                 | 1282,1                                    | 358,8                                    | 923,3                                  | 22,5  | 234,9  | 18,3   | 1,8   | 0,1   | 5,9  |         |
|         | 18,2    | 5,36    | 863,9                                     | 216,7                                    | 647,2                                  | 509,2                                     | 81,8                                     | 427,4                                  | 354,7                                     | 134,8                                    | 219,8                                  | 40,5  | 117,5  | 33,1   | 11,4  | 0,3   | 13,9 |         |
|         | 14,4    | 7,65    | 1216,4                                    | 461,4                                    | 755,0                                  | 967,3                                     | 212,8                                    | 754,5                                  | 249,1                                     | 248,6                                    | 0,5                                    | 60,6  | 194,3  | 78,0   | 24,3  | 0,2   | 9,2  |         |
| UASB    | 10,8    | 18,26   | 2903,8                                    | 616,5                                    | 2287,3                                 | 1596,2                                    | 350,8                                    | 1245,4                                 | 1307,6                                    | 265,7                                    | 1041,9                                 | 11,8  | 344,7  | 26,4   | 0,9   | 0,04  | 3,4  |         |
|         | 7,2     | 8,62    | 1370,6                                    | 309,0                                    | 1061,6                                 | 958,8                                     | 156,4                                    | 802,4                                  | 411,8                                     | 152,6                                    | 259,2                                  | 45,2  | 258,9  | 62,9   | 11,0  | 0,3   | 6,0  |         |
|         | 7,2     | 10,54   | 1676,4                                    | 557,0                                    | 1119,4                                 | 1290,0                                    | 297,3                                    | 992,7                                  | 386,4                                     | 259,7                                    | 126,7                                  | 53,6  | 189,4  | 49,0   | 13,9  | 0,2   | 5,8  |         |
| Sistema | 60      | 11,51   | 6099,2                                    | 859,7                                    | 5239,6                                 | 509,2                                     | 81,8                                     | 427,4                                  | 5590,0                                    | 777,8                                    | 4812,2                                 | 217,8   | 117,5  | 2,1  | 3,9   | 0,3   | 26,9 |         |
|         | 48      | 13,42   | 7110,5                                    | 881,1                                    | 6229,4                                 | 967,3                                     | 212,8                                    | 754,5                                  | 6143,2                                    | 668,3                                    | 5474,9                                 | 237,5   | 194,3  | 3,2  | 3,9   | 0,4   | 16,6 |         |
|         | 36      | 17,98   | 9528,9                                    | 994,9                                    | 8534,0                                 | 1596,2                                    | 350,8                                    | 1245,4                                 | 7932,6                                    | 644,1                                    | 7288,6                                 | 233,4   | 344,7  | 4,3  | 2,9   | 0,4   | 7,6  |         |
| UASB    | 24      | 21,12   | 11195,2                                   | 579,3                                    | 10615,9                                | 958,8                                     | 156,4                                    | 802,4                                  | 10236,4                                   | 422,9                                    | 9813,5                                 | 167,0   | 258,9  | 2,5  | 1,6   | 0,4   | 10,5 |         |
|         | 24      | 13,35   | 7075,5                                    | 1350,4                                   | 5725,1                                 | 1290,0                                    | 297,3                                    | 992,7                                  | 5785,5                                    | 1053,1                                   | 4732,4                                 | 98,3  | 189,4  | 3,3  | 1,7   | 0,1   | 13,5 |         |
|         | 13,6    | 4,21    | 509,2                                     | 81,8                                     | 427,4                                  | 288,7                                     | 53,6                                     | 235,1                                  | 220,5                                     | 28,2                                     | 192,3                                  | 26,1  | 68,9   | 31,3   | 11,8  | 0,9   | 50,5 |         |
| Sistema | 10,9    | 8,11    | 967,3                                     | 212,8                                    | 754,5                                  | 837,1                                     | 128,8                                    | 708,3                                  | 130,1                                     | 84,0                                     | 46,1                                   | 65,3  | 189,3  | 145,5  | 50,2  | 0,8   | 15,4 |         |
|         | 8,2     | 13,29   | 1596,2                                    | 350,8                                    | 1245,4                                 | 1174,4                                    | 248,7                                    | 925,6                                  | 421,8                                     | 102,1                                    | 319,7                                  | 69,0  | 255,7  | 60,6   | 16,4  | 0,7   | 7,3  |         |
|         | 5,4     | 7,86    | 958,8                                     | 156,4                                    | 802,4                                  | 648,7                                     | 83,2                                     | 565,5                                  | 310,1                                     | 73,1                                     | 236,9                                  | 52,1  | 169,0  | 54,5   | 16,8  | 0,7   | 10,1 |         |
| Sistema | 5,4     | 10,58   | 1290,0                                    | 297,3                                    | 992,7                                  | 790,2                                     | 229,0                                    | 561,3                                  | 499,8                                     | 68,4                                     | 431,4                                  | 77,9  | 119,6  | 23,9   | 15,6  | 1,1   | 10,8 |         |
|         | 73,6    | 6099,2  | 859,7                                     | 5239,6                                   | 288,7                                  | 53,6                                      | 235,1                                    | 5810,5                                 | 806,0                                     | 5004,5                                   | 241,0                                  | 68,9  | 1,2  | 4,1  | 0,3   | 77,4  |      |         |
|         | 58,9    | 7110,5  | 881,1                                     | 6229,4                                   | 837,1                                  | 128,8                                     | 708,3                                    | 6273,3                                 | 752,3                                     | 552,0                                    | 297,5                                  | 189,3   | 3,0  | 4,7  | 0,4   | 32,0  |      |         |
| Sistema | 44,2    | 9528,9  | 994,9                                     | 8534,0                                   | 1174,4                                 | 248,7                                     | 925,6                                    | 8354,5                                 | 746,2                                     | 7608,3                                   | 302,5                                  | 255,7   | 3,1  | 10,5   | 0,4   | 14,9  |      |         |
|         | 29,4    | 11195,2 | 579,3                                     | 10615,9                                  | 648,7                                  | 83,2                                      | 565,5                                    | 10546,5                                | 496,1                                     | 10050,4                                  | 205,2                                  | 169,0   | 1,6  | 1,9  | 0,4   | 20,6  |      |         |
|         | 29,4    | 7075,5  | 1350,4                                    | 5725,1                                   | 790,2                                  | 229,0                                     | 561,3                                    | 6285,3                                 | 1121,5                                    | 5163,8                                   | 173,8                                  | 119,6   | 1,9  | 2,8  | 0,2   | 24,3  |      |         |

a- unidade: kg DQO total m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>  
 b-cálculo: a partir da produção diária de CH<sub>4</sub> (L d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se  $[(\text{produção diária de CH}_4 \times 16) / 22,4] \times 4 = (\text{g DQO-CH}_4 \text{ d}^{-1})$   
 c-cálculo: SSV do efluente (g/d) / 1,48  
 d-cálculo: TRS = volume total (L) x SV lodo (g/L) / SSV efluente (g/d)

Os valores da  $DQO_{total}$  removida convertida em lodo foram em média, respectivamente, de 2,1; 3,2; 4,3; 2,5 e 3,3% para o reator ABR; 31,3; 145,5; 60,6; 54,5 e 23,9% para o reator UASB e de 1,2; 3,0; 3,1; 1,6 e 1,9% para o sistema de tratamento (ABR+UASB) para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5, respectivamente. Os maiores valores de  $DQO_{total}$  removida convertida em lodo, foram observadas no reator UASB, em virtude da acumulação de lodo arrastado com o efluente do reator ABR, conforme também foi observado por FERNANDES (2004). Portanto, estes resultados não refletem a formação de lodo no reator UASB, pois incluem parte do lodo formado no reator ABR e arrastado, acumulando-se no reator UASB.

Os valores da  $DQO_{total}$  removida convertida em metano foram na média, respectivamente, de 3,9; 3,9; 2,9; 1,6 e 1,7% para o reator ABR; de 11,8; 50,2; 16,4; 16,8 e 15,6% para o reator UASB e de 4,1; 4,7; 10,5; 1,9 e 2,8% para o sistema de tratamento para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5, respectivamente. Notou-se que com o aumento da COV e diminuição da temperatura houve decréscimo na conversão de  $DQO_{total}$  em metano no reator ABR.

Neste trabalho foram verificados valores de  $DQO_{total}$  removida convertida em  $CH_4$  inferiores aos obtidos por RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 4940 a 12860  $mg L^{-1}$  em reatores UASB com COV de 5,5 e 34,4  $g DQO_{total} (L d)^{-1}$  os quais foram 46,6 e 21,4% e também os observados por FERNANDES (2004), operando o reator ABR no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST de 5000  $mg L^{-1}$ , os quais foram 15,1; 10,6 e 9,2% para COV de 5,05; 7,81 e 10,12  $g DQO_{total} (L d)^{-1}$ , respectivamente.

Os baixos valores de conversão de  $DQO_{total}$  removida em metano no reator ABR podem ser atribuídas às dificuldades de coleta do gás em virtude de ausência do separador de fases provocando altas perdas de biogás na canaleta de saída do reator e dissolvido no efluente. No reator UASB, podem ser atribuídas às frações mais estáveis de matéria orgânica que chegam, dificultando a conversão à metano e mesmo com o separador de fases, houve perdas acentuadas de gás com o efluente e no sedimentador. VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) citaram que, a produção de metano medida é bem menor que aquela prevista com base em considerações estequiométricas, atingindo na prática valores de 20 a 50% da produção teórica de metano, em virtude das perdas de metano no efluente e para a atmosfera, o que

depende de temperatura e da pressão parcial do gás na fase gasosa.

No reator ABR os valores de TRS foram 26,9; 16,6; 7,6; 10,5 e 13,5 dias, respectivamente, para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5. No reator UASB os valores de TRS foram de 50,5; 15,4; 7,3; 10,1 e 10,8 dias, respectivamente, para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5. Para o sistema de tratamento (ABR+UASB) os valores de TRS variaram de 14,9 a 77,4 dias. RAMIRES (2005) observou valores de TRS de 25,8 a 90 dias para COV de 13,2 a 5,5 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>, respectivamente.

O TRS mínimo para o processo metanogênico é de 10 dias para a temperatura de 35°C (NDON & DAGUE, 1997). Valores de 7,6 dias de TRS no reator ABR e de 7,3 dias no reator UASB observados no ensaio 3, não foram limitantes para a obtenção de eficiências médias de remoção de DQO<sub>total</sub> e SST acima de 73% no sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios, para o qual o TRS foi de 14,9 dias. No entanto, esses baixos valores de TRS podem estar relacionadas às menores eficiências de remoção de DQO<sub>diss</sub> e sólidos suspensos no ensaio 3.

Com o aumento da COV nos ensaios 1, 2, 3 e 4 houve diminuição do TRS nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB). De acordo com NDON & DAGUE (1997), o aumento da COV provoca a maior produção de microrganismos dispersos e, conseqüentemente, o decréscimo do TRS. Com a diminuição da COV no ensaio 5 houve aumento do TRS, mesmo mantendo-se o TDH.

Os baixos valores da relação DQO/CH<sub>4</sub> por DQO<sub>diss</sub> no reator ABR e no conjunto de reator ABR + USB, não refletem as altas eficiências de remoção de DQO<sub>diss</sub> obtidas. Isto pode ser atribuído, principalmente, às perdas de gás, no reator ABR, citadas anteriormente.

## **4.8. Teores de macronutrientes e micronutrientes**

### **4.8.1. Nitrogênio**

#### **4.8.1.1. Reator ABR**

Na Tabela 36 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de NTK no afluente e nos efluentes e das eficiências de

remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 36. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, e eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro                    | Reator   | Ensaio   |          |           |         | CV (%) | Teste F |
|------------------------------|----------|----------|----------|-----------|---------|--------|---------|
|                              |          | 1        | 2        | 3         | 4       |        |         |
| NTK<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 1156,8 a | 966,7 ab | 1040,8 ab | 602,4 b | 35,3   | 3,62 *  |
|                              | C1       | 509,6 a  | 534,5 a  | 614,0 a   | 232,0 b | 39,3   | 5,60 ** |
|                              | C2       | 371,5 ab | 425,6 a  | 459,6 a   | 206,0 b | 38,7   | 4,43 *  |
|                              | C3       | 359,6 ab | 407,1 a  | 438,4 a   | 194,0 b | 37,2   | 4,90 ** |
| E (%)                        | C1       | 57 a     | 44 a     | 43 a      | 61 a    | 22,6   | 4,01 *  |
|                              | C2       | 24 a     | 24 a     | 20 a      | 16 a    | 71,5   | 0,43 ns |
|                              | C3       | 13 a     | 17 a     | 17 a      | 13 a    | 52,2   | 0,42 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações médias de NTK no afluente foram de 1156,8; 966,7; 1040,8 e 602,4 mg L<sup>-1</sup> para o 1º, 2º, 3º e 4º ensaios, respectivamente, e houve diferença significativa (P<0,01) com os menores valores (P<0,05) no ensaio 4.

Segundo CHERNICHARO (2007), são necessários valores mínimos de relação DQO:N de 200:1 e 70:1 para biomassa com baixo e alto coeficiente de produção celular, respectivamente. Nesse experimento, a relação DQO:N para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 foi de, respectivamente, 25:1; 28:1; 26:1; 35:1 e 15:1, indicando que não houve falta desse macronutriente para os microrganismos.

As concentrações médias de NTK nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 variaram de 232,0 a 614,0 mg L<sup>-1</sup>; de 206,0 a 459,6 mg L<sup>-1</sup> e de 194,0 a 438,4 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas (P<0,01) e os menores valores no ensaio 4, acompanhando a variação do afluente.

COSTA & MEDRI (2002) observaram concentrações de NTK de 1825 mg L<sup>-1</sup> em águas residuárias de suinocultura com DQO<sub>total</sub> de 15153 mg L<sup>-1</sup>. RAMIRES (2005) encontrou concentrações de NTK e N-am de 1275 e 300 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, em águas residuárias de suinocultura com DQO<sub>total</sub> de 19917 mg L<sup>-1</sup>, valores próximos aos encontrados neste trabalho.

Não houve diferença significativa (P>0,05) nos valores médios das eficiências de remoção de NTK que foram de 43 a 61%; de 16 a 24% e de 13 a 17% nas câmaras 1, 2 e 3, respectivamente. Nota-se que as maiores eficiências de remoção

ocorreram na primeira câmara.

Os valores de N-amoniacoal, com exceção do ensaio 1, aumentaram do afluente até o efluente da câmara 3 (Tabela 37). Os valores do afluente foram de 328,4; 224,5; 250,6 e de 135,4 mg L<sup>-1</sup>, e no ensaio 4 os valores foram significativamente menores (P<0,05) do que no ensaio 1. Para as câmaras 1, 2 e 3 os valores foram de 146,2; 149,0 e 148,2 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 4, o qual diferiu significativamente (P<0,05) dos demais ensaios acompanhando a variação do afluente.

Para o N-orgânico, os valores no afluente e efluente da câmara 2 variaram de 467,0 a 828,4 mg L<sup>-1</sup> e de 57,0 a 165,0 mg L<sup>-1</sup>, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios (Tabela 37). Para os efluentes das câmaras 1 e 3, os valores de 85,8 e 45,8 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 4 foram significativamente menores (P<0,05) que os dos demais ensaios. A eficiência de remoção foi maior na câmara 1 e variou de 65 a 81%, com diferença significativa entre os ensaios 3 e 4. Para as câmaras 2 e 3, não houve diferença significativa (P>0,05) entre os ensaios, nos quais atingiram remoções de até 44%.

TABELA 37. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniacoal e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro                          | Reator   | Ensaio   |          |          |         | CV (%) | Teste F |
|------------------------------------|----------|----------|----------|----------|---------|--------|---------|
|                                    |          | 1        | 2        | 3        | 4       |        |         |
| N amoniacoal (mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 328,4 a  | 224,5 ab | 250,6 ab | 135,4 b | 44,1   | 4,16 *  |
|                                    | C1       | 313,8 a  | 287,7 ab | 291,2 ab | 146,2 b | 39,2   | 3,95 *  |
|                                    | C2       | 288,2 a  | 281,8 a  | 294,6 a  | 149,0 b | 36,4   | 4,01 *  |
|                                    | C3       | 284,0 a  | 277,3 a  | 297,0 a  | 148,2 b | 35,5   | 4,23 *  |
| N orgânico (mg L <sup>-1</sup> )   | Afluente | 828,4 a  | 742,2 a  | 790,2 a  | 467,0 a | 38,5   | 2,53 ns |
|                                    | C1       | 195,8 ab | 246,8 ab | 322,8 a  | 85,8 b  | 60,1   | 4,21 *  |
|                                    | C2       | 109,9 a  | 143,8 a  | 165,0 a  | 57,0 a  | 62,3   | 2,81 ns |
|                                    | C3       | 75,6 ab  | 129,8 a  | 141,4 a  | 45,8 b  | 57,6   | 4,47 *  |
| E (%)                              | C1       | 77 ab    | 66 ab    | 65 b     | 81 a    | 14,0   | 4,07 *  |
|                                    | C2       | 43 a     | 44 a     | 40 a     | 39 a    | 49,8   | 0,10 ns |
|                                    | C3       | 34 a     | 18 a     | 40 a     | 30 a    | 55,8   | 1,48 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As condições operacionais impostas ao reator ABR não promoveram

diferenças significativas na qualidade do efluente para as concentrações de NTK, N-amoniacoal e N-orgânico. No ensaio 4, os valores foram menores em virtude das menores concentrações no afluente. A semelhança entre as concentrações de NTK e N-org no efluente da câmara 3, nos ensaios 1 e 4, foram propiciadas pelo baixo TDH e pela diminuição da temperatura, respectivamente.

#### 4.8.1.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h

Na Tabela 38 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

As concentrações médias de NTK no afluente e nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 foram de, respectivamente, 602,4 e 495,6 mg L<sup>-1</sup> 288,4 e 232,0 mg L<sup>-1</sup> 260,0 e 206,0 mg L<sup>-1</sup> e de 248,0 e 194,0 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, sem diferenças significativas (P>0,05). Na câmara 1 houve diferença significativa (P<0,01) na remoção de NTK, com o ensaio 4 (61%) sendo mais eficiente que o ensaio 5 (41%). Nas câmaras 2 e 3, os valores de remoção de até 16% não diferiram significativamente (P>0,05) entre os ensaios.

TABELA 38. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro                    | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|------------------------------|----------|---------|---------|--------|----------|
|                              |          | 4       | 5       |        |          |
| NTK<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 602,4 a | 495,6 a | 23,1   | 2,48 ns  |
|                              | C1       | 232,0 a | 288,4 a | 26,4   | 2,37 ns  |
|                              | C2       | 206,0 a | 260,0 a | 24,3   | 3,19 ns  |
|                              | C3       | 194,0 a | 248,0 a | 21,1   | 4,71 ns  |
| E (%)                        | C1       | 61 a    | 41 b    | 16,7   | 18,89 ** |
|                              | C2       | 16 a    | 10 a    | 68,4   | 1,06 ns  |
|                              | C3       | 13 a    | 13 a    | 45,9   | 0,04 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

DUDA (2006) observou concentrações de NTK de 752 mg L<sup>-1</sup> em águas residuárias de suinocultura com DQO<sub>total</sub> de 16883 mg L<sup>-1</sup>.

Os valores de N-amoniacoal aumentaram do afluente até o efluente na saída da câmara 3 de 135,4 para 148,2 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 4 e de 168,7 para 188,3 mg L<sup>-1</sup>

no ensaio 5, não apresentando diferença significativa ( $P > 0,05$ ) em nenhuma câmara (Tabela 39).

Para o N-orgânico, os valores no afluente foram de 467,0 e 326,9 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 4 e 5, respectivamente e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ). Da câmara 1 até câmara 3 houve diminuição nos valores de 85,8 para 45,8 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 4 e de 104,1 para 59,7 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 5, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. A eficiência de remoção de 81% na câmara 1 no ensaio 4 foi significativamente ( $P < 0,01$ ) maior que a do ensaio 5 (68%). Para as câmaras 2 e 3, as eficiências alcançadas de até 39% não foram significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios.

TABELA 39. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniacoal e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro                                | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F |
|--|----------|---------|---------|--------|---------|
|  |          | 4       | 5       |        |         |
| N<br>amoniacoal<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 135,4 a | 168,7 a | 23,1   | 3,15 ns |
|  | C1       | 146,2 a | 184,3 a | 26,6   | 2,62 ns |
|  | C2       | 149,0 a | 182,8 a | 24,9   | 2,33 ns |
|  | C3       | 148,2 a | 188,3 a | 21,7   | 4,22 ns |
| N<br>orgânico<br>(mg L <sup>-1</sup> )   | Afluente | 467,0 a | 326,9 b | 25,6   | 6,62 *  |
|  | C1       | 85,8 a  | 104,1 a | 36,0   | 1,00 ns |
|  | C2       | 57,0 a  | 77,2 a  | 34,5   | 2,67 ns |
|  | C3       | 45,8 a  | 59,7 a  | 45,1   | 1,20 ns |
| E (%)                                    | C1       | 81 a    | 68 b    | 10,3   | 9,73 ** |
|  | C2       | 39 a    | 27 a    | 46,7   | 1,65 ns |
|  | C3       | 30 a    | 22 a    | 77,2   | 0,50 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As alterações na COV do reator ABR com TDH de 24 h não promoveram diferenças na qualidade do efluente em virtude da semelhança entre as concentrações de NTK e N-amoniacoal no afluente. Para o N-org., as diferenças entre os afluentes foram eliminadas até a saída do efluente da câmara 3, por meio das remoções maiores na câmara 1, em conseqüência das maiores concentrações de SST e da ocorrência de menores temperaturas climatológicas no ensaio 4.

#### 4.8.1.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)

Na Tabela 40 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 40. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro                    | Reator   | Ensaio   |          |           |         | CV (%) | Teste F |
|------------------------------|----------|----------|----------|-----------|---------|--------|---------|
|                              |          | 1        | 2        | 3         | 4       |        |         |
| NTK<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 1156,8 a | 966,7 ab | 1040,8 ab | 602,4 b | 35,3   | 3,62 *  |
|                              | ABR      | 359,6 ab | 407,1 a  | 438,4 a   | 194,0 b | 37,2   | 4,90 ** |
|                              | UASB     | 344,4 ab | 368,2 a  | 476,5 a   | 195,2 b | 35,8   | 5,88 ** |
| E (%)                        | ABR      | 69 a     | 57 a     | 52 a      | 68 a    | 22,3   | 2,67 ns |
|                              | UASB     | 7 a      | 14 a     | -         | -       | 69,9   | 1,78 ns |
|                              | Sistema  | 71 a     | 61 ab    | 51 b      | 68 ab   | 19,1   | 3,38 *  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações médias de NTK nos efluentes dos reatores ABR e UASB variaram, respectivamente, de 194,0 a 438,4 mg L<sup>-1</sup> e de 195,2 a 476,5 mg L<sup>-1</sup>, e no ensaio 4 ocorreram valores significativamente menores ( $P < 0,01$ ) que nos demais, acompanhando as variações do afluente. Notou-se ainda que nos ensaios 3 e 4, houve um aumento da concentração de NTK no efluente do reator UASB em relação ao do reator ABR devido ao menor TDH imposto nestes ensaios.

Não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) nos valores médios das eficiências de remoção de NTK nos reatores ABR e UASB, as quais variaram, respectivamente, de 52 a 69% e de 7 a 14%. Nota-se que as maiores eficiências de remoção ocorreram no primeiro reator em todos os TDH testados. No sistema de tratamento (ABR+UASB) foram atingidas remoções de até 71% no ensaio 1, diferindo significativamente ( $P < 0,05$ ) do ensaio 3 com 51%.

RAMIRES (2005) obteve eficiências de remoção de NTK e N-org de 28 a 41% e de 65 a 69%, respectivamente, aplicando TDH de 18 e 36 horas. DUDA (2006) alcançou eficiências de remoção de NTK e N-org de 38 e 31% e de 65 e 59%, respectivamente, aplicando TDH de 48 e 36 horas, valores inferiores aos observados

neste trabalho. Isto em virtude das melhores características do reator ABR e do sistema de tratamento (ABR+UASB) para retenção de sólidos suspensos com TRS de 7,6 a 26,9 dias e de 14,9 a 77,4 dias, respectivamente.

As concentrações médias de N-amoniaco no reator ABR e UASB variaram, respectivamente, de 148,2 a 297,0 mg L<sup>-1</sup> e de 156,5 a 312,7 mg L<sup>-1</sup>, e no ensaio 4 ocorreram valores significativamente menores (P<0,01) que os demais acompanhando a variação do afluente (Tabela 41). Notou-se ainda que, com exceção do ensaio 1, houve aumento nos valores de N-amoniaco em relação ao afluente em decorrência da amonificação que ocorreu dentro dos reatores. Segundo Mascarenhas et al. (2004) apud DUDA (2006), a amonificação consiste na conversão, por meio da ação de bactérias heterotróficas, da matéria orgânica nitrogenada, que se encontra na forma solúvel, em amônia.

TABELA 41. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniaco e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro                        | Reator   | Ensaio  |          |          |         | CV (%) | Teste F |
|----------------------------------|----------|---------|----------|----------|---------|--------|---------|
|                                  |          | 1       | 2        | 3        | 4       |        |         |
| N amoniaco (mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 328,4 a | 224,5 ab | 250,6 ab | 135,4 b | 44,1   | 4,16 *  |
|                                  | ABR      | 284,0 a | 277,3 a  | 297,0 a  | 148,2 b | 35,5   | 4,23 *  |
|                                  | UASB     | 292,7 a | 273,2 ab | 312,7 a  | 156,5 b | 34,8   | 4,22 *  |
| N orgânico (mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 828,4 a | 742,2 a  | 790,2 a  | 467,0 a | 38,5   | 2,53 ns |
|                                  | ABR      | 75,6 ab | 129,8 a  | 141,4 a  | 45,8 b  | 57,6   | 4,47 *  |
|                                  | UASB     | 51,7 b  | 95,0 ab  | 140,1 a  | 38,7 b  | 69,0   | 4,65 *  |
| E (%)                            | ABR      | 87 a    | 82 a     | 78 a     | 88 a    | 11,0   | 1,68 ns |
|                                  | UASB     | 42 a    | 35 a     | 32 a     | 27 a    | 52,9   | 0,58 ns |
|                                  | Sistema  | 94 a    | 88 a     | 76 b     | 92 a    | 8,9    | 7,21 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Para o N-orgânico, os valores variaram nos reatores ABR e UASB, respectivamente, entre 45,8 e 141,8 mg L<sup>-1</sup> e entre 38,7 e 140,1 mg L<sup>-1</sup> durante os 4 ensaios realizados, com diferenças significativas (P<0,01). A eficiência de remoção de N-orgânico nos reatores ABR e UASB variaram de 78 a 88% e de 27 a 42%, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios. No sistema de tratamento (ABR+UASB), no ensaio 3 a eficiência de remoção de 76% foi significativamente

( $P < 0,01$ ) menor do que dos demais ensaios, que atingiram valores de 94%.

As menores eficiências de remoção de NTK e N-org. no ensaio 3 estão relacionadas a diminuição do TDH, em relação aos ensaios 1 e 2, e aumento da produção de biogás, provocando aumento da agitação no interior dos reatores, prejudicando a retenção de sólidos suspensos. No ensaio 3 verificaram-se os menores TRS de 7,6; 7,3 e 14,9 dias nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente.

#### 4.8.1.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h

Na Tabela 42 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

TABELA 42. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de NTK, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro                    | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|------------------------------|----------|---------|---------|--------|----------|
|                              |          | 4       | 5       |        |          |
| NTK<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 602,4 a | 495,6 a | 23,1   | 2,48 ns  |
|                              | ABR      | 194,0 a | 248,0 a | 21,1   | 4,71 ns  |
|                              | UASB     | 195,2 b | 250,0 a | 17,0   | 7,33 *   |
| E (%)                        | ABR      | 68 a    | 48 b    | 17,4   | 14,51 ** |
|                              | UASB     | -       | -       | -      | -        |
|                              | Sistema  | 68 a    | 46 b    | 19,2   | 13,08 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações médias de NTK no afluente e no efluente do reator ABR foram, respectivamente, de 602,4 e 495,6 mg L<sup>-1</sup> e de 194,0 a 248,0 mg L<sup>-1</sup>, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ). No reator UASB, o valor de 250,0 mg L<sup>-1</sup>, ocorrido no efluente no ensaio 5 foi significativamente ( $P < 0,05$ ) maior do que o de 195,2 mg L<sup>-1</sup> ocorrido no ensaio 4.

Não houve remoção de NTK no reator UASB. Para o reator ABR e o sistema de tratamento (ABR+UASB) no ensaio 4 (68%) foi significativamente ( $P < 0,01$ ) maior

do que no ensaio 5 (46%).

As concentrações médias de N-amoniaco nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram, respectivamente, de 148,2 e 188,3 mg L<sup>-1</sup> e de 156,5 e 194,0 mg L<sup>-1</sup>, sem diferenças significativas (P>0,05) entre ensaios (Tabela 43).

TABELA 43. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de N-amoniaco e N-orgânico, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro                        | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|----------------------------------|----------|---------|---------|--------|----------|
|                                  |          | 4       | 5       |        |          |
| N amoniaco (mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 135,4 a | 168,7 a | 23,1   | 3,15 ns  |
|                                  | ABR      | 148,2 a | 188,3 a | 21,7   | 4,22 ns  |
|                                  | UASB     | 156,5 a | 194,0 a | 18,8   | 4,54 ns  |
| N orgânico (mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 467,0 a | 326,9 b | 25,6   | 6,62 *   |
|                                  | ABR      | 45,8 a  | 59,7 a  | 45,1   | 1,20 ns  |
|                                  | UASB     | 38,7 a  | 56,0 a  | 31,6   | 4,66 ns  |
| E (%)                            | ABR      | 88 a    | 76 b    | 6,5    | 17,83 ** |
|                                  | UASB     | 27 a    | 27 a    | 68,4   | 0,001 *  |
|                                  | Sistema  | 92 a    | 80 b    | 8,5    | 8,82 *   |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Para o N-orgânico nos efluentes, os valores foram para os reatores ABR e UASB, respectivamente, de 45,8 e 59,7 mg L<sup>-1</sup> e de 38,7 e 56,0 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 4 e 5, sem diferenças significativas (P>0,05) entre ensaios. As eficiências de remoção de N-orgânico no reator ABR e no sistema de tratamento (ABR+UASB) no ensaio 4 (88 e 92%, respectivamente) foram significativamente (P<0,05) maiores do que as do ensaio 5 (76 e 80%). As maiores eficiências de remoção no sistema de tratamento (ABR+UASB) podem ser atribuídas aos mesmos fatores relacionados para o reator ABR.

Conforme constatado por RAMIRES (2005) e DUDA (2006) e também observado neste estudo, a concentração de N-am. no afluente não aumentou proporcionalmente com a redução de N-org., indicando que maior quantidade de N-org ficou retido na biomassa dos reatores.

## 4.8.2. Fósforo

### 4.8.2.1. Reator ABR

Na Tabela 44 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, no afluente e nos efluentes, e eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios da concentração de P-total no afluente variaram de 305,4 a 781,7 mg L<sup>-1</sup>, e diferiram significativamente (P<0,01), com os maiores valores ocorrendo no ensaio 1 e os menores no ensaio 4. Esses valores são próximos aos obtidos por DUDA (2006) de 488,3 mg L<sup>-1</sup>, para águas residuárias de suinocultura com concentrações de DQO<sub>total</sub> de 19459 mg L<sup>-1</sup>.

Segundo CHERNICHARO (2007), são necessários valores mínimos de relação DQO:P de 1000:1 e 350:1 para biomassa com baixo e alto coeficiente de produção celular, respectivamente. Nesse experimento, a relação DQO:P para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 foi de, respectivamente, 37:1; 54:1; 47:1; 70:1 e 41:1, indicando que não houve falta desse macronutriente para os microrganismos.

TABELA 44. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro                        | Reator   | Ensaio   |          |          |         | CV (%) | Teste F |
|----------------------------------|----------|----------|----------|----------|---------|--------|---------|
|                                  |          | 1        | 2        | 3        | 4       |        |         |
| P-total<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 781,7 a  | 498,2 ab | 571,0 ab | 305,4 b | 38,3   | 6,40 ** |
|                                  | C1       | 422,0 a  | 364,8 a  | 399,1 a  | 184,2 b | 36,4   | 5,27 ** |
|                                  | C2       | 329,2 a  | 327,2 a  | 353,3 a  | 169,0 b | 34,9   | 4,72 ** |
|                                  | C3       | 303,2 ab | 316,6 ab | 366,7 a  | 167,9 b | 36,6   | 4,53 *  |
| E (%)                            | C1       | 46 a     | 26 b     | 26 b     | 39 ab   | 31,3   | 6,16 ** |
|                                  | C2       | 20 a     | 25 a     | 15 a     | 11 a    | 73,7   | 1,21 ns |
|                                  | C3       | 7 a      | 15 a     | -        | 4 a     | 82,5   | 2,18 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR, as concentrações médias variaram de 184,2 a 422,0 mg L<sup>-1</sup>; de 169,0 a 353,3 mg L<sup>-1</sup> e de 167,9 a 366,7 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, diferindo significativamente (P<0,01 e P<0,05), com os menores valores no ensaio 4, acompanhando as variações do afluente.

As eficiências de remoção de P-total na câmara 1 do reator ABR foram de 46,

26, 26 e 39%, respectivamente, para os ensaios 1, 2, 3 e 4, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ) com as maiores eficiências ocorrendo nos ensaios 1 e 4. Nas câmaras 2 e 3, as eficiências de remoção variaram de 11 a 25% e de 4 a 15%, respectivamente, e não houve diferença significativa ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. Assim como para NTK, as maiores remoções ocorreram na câmara 1 para todos os TDHs testados.

Segundo OLIVEIRA (1997), um dos mecanismos de precipitação pode ser a formação de estrovita ( $MgNH_4PO_4$ ) e vivianita ( $FePO_4 \cdot 8H_2O$ ), que podem representar a forma de remoção de nutrientes, principalmente, N e P das águas residuárias, como as provenientes de suinocultura.

#### 4.8.2.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h

Na Tabela 45 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de P-total, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

TABELA 45. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro                        | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F |
|----------------------------------|----------|---------|---------|--------|---------|
|                                  |          | 4       | 5       |        |         |
| P-total<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 305,4 a | 328,8 a | 23,4   | 0,35 ns |
|                                  | C1       | 184,2 a | 221,5 a | 16,3   | 4,49 ns |
|                                  | C2       | 169,0 b | 215,8 a | 14,6   | 9,67 ** |
|                                  | C3       | 167,9 b | 226,1 a | 16,4   | 11,4 ** |
| E (%)                            | C1       | 39 a    | 31 a    | 24,2   | 3,66 ns |
|                                  | C2       | 11 a    | 6 a     | 65,1   | 1,73 ns |
|                                  | C3       | 4       | -       | -      | -       |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios da concentração de P-total no afluente e no efluente da câmara 1 foram de 305,4 e 328,8 mg L<sup>-1</sup> e de 184,2 e 221,5 mg L<sup>-1</sup>, para os ensaios 4 e 5 e não diferiram significativamente ( $P > 0,05$ ) entre si. Nas câmaras 2 e 3 do reator ABR, as concentrações médias nos efluentes no ensaio 4 de 169,0 e 167,9 mg L<sup>-1</sup> foram significativamente ( $P < 0,01$ ) menores do que as do ensaio 5, de 215,8 e 226,1 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências de remoção de P-total variaram de 4 a 39% nas

câmaras e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ) entre os ensaios 4 e 5.

No ensaio 4 no reator ABR, foi possível produzir um efluente com menor concentração de P-total em virtude das maiores concentrações de SST no afluente e menores temperaturas que favoreceram a retenção de P no lodo.

#### 4.8.2.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)

Na Tabela 46 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de P-total, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção dos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios das concentrações de P-total nos efluentes dos reatores ABR e UASB variaram de 167,9 a 366,7 mg L<sup>-1</sup> e de 167,5 a 400,3 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P<0,01$ ) com os maiores valores ocorrendo no ensaio 3 e os menores no ensaio 4 ( $P<0,05$ ). Nota-se que, no ensaio 3 houve aumento da concentração de P-total do reator UASB em relação ao ABR devido a arraste de lodo.

TABELA 46. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro                        | Reator   | Ensaio   |          |          |         | CV (%) | Teste F |
|----------------------------------|----------|----------|----------|----------|---------|--------|---------|
|                                  |          | 1        | 2        | 3        | 4       |        |         |
| P-total<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 781,7 a  | 498,2 ab | 571,0 ab | 305,4 b | 38,3   | 6,40 ** |
|                                  | ABR      | 303,2 ab | 316,6 ab | 366,7 a  | 167,9 b | 36,6   | 4,53 *  |
|                                  | UASB     | 288,3 ab | 304,7 ab | 400,3 a  | 167,5 b | 41,7   | 4,35 ** |
| E (%)                            | ABR      | 59 a     | 40 b     | 41 ab    | 45 ab   | 27,3   | 3,41 *  |
|                                  | UASB     | 8 a      | 10 a     | -        | 6 a     | 69,5   | 0,35 ns |
|                                  | Sistema  | 61 a     | 42 ab    | 39 b     | 45 ab   | 28,5   | 3,8 *   |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As maiores eficiências de remoção de P-total ocorreram no reator ABR e variaram de 40 a 59%, com o maior valor no ensaio 1 ( $P<0,05$ ) diferindo do ensaio 2. As eficiências de remoção de P-total no reator UASB variaram de 6 a 10%, e não foram significativamente diferentes ( $P>0,05$ ). Já para o sistema de tratamento, no ensaio 1 ocorreu remoção de 61%, a qual foi significativamente maior do que a do

ensaio 3.

RAMIRES (2005) observou valores de remoção de P-total superiores a 61%, utilizando reatores UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura, o que atribuiu com base em resultados obtidos por PEREIRA (2003) e OLIVEIRA (1997) à retenção de sólidos no lodo dos reatores e a possibilidade de remoção por precipitação do fósforo.

#### 4.8.2.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h

A Tabela 47 apresenta os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de P-total, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

TABELA 47. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro                        | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F |
|----------------------------------|----------|---------|---------|--------|---------|
|                                  |          | 4       | 5       |        |         |
| P-total<br>(mg L <sup>-1</sup> ) | Afluente | 305,4 a | 328,8 a | 23,4   | 0,35 ns |
|                                  | ABR      | 167,9 b | 226,1 a | 16,4   | 11,4 ** |
|                                  | UASB     | 167,5 b | 214,1 a | 14,5   | 9,32 *  |
| E (%)                            | ABR      | 45 a    | 29 b    | 31,2   | 7,07 *  |
|                                  | UASB     | 6 a     | 9 a     | 98,5   | 0,20 ns |
|                                  | Sistema  | 45 a    | 30 a    | 40,4   | 3,10 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

Os valores médios das concentrações de P-total nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram de 167,9 e 226,1 mg L<sup>-1</sup> e de 167,5 e 214,1 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com os valores do ensaio 4 significativamente (P<0,01) menores do que os do ensaio 5. As maiores eficiências de remoção de P-total ocorreram no reator ABR e foram de 45 e 29%, e no ensaio 4 foi maior (P<0,05). As eficiências de remoção de P-total no reator UASB e para o sistema de tratamento foram, respectivamente, de 6 e 9% e 45 e 30% e não diferiram significativamente (P>0,05).

### 4.8.3. Cálcio, potássio, magnésio e sódio.

#### 4.8.3.1. Reator ABR

A Tabela 48 apresenta os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores de eficiência de remoção de nutrientes são discrepantes em relação às concentrações apresentadas na Tabela 48, em virtude da ausência de remoção dos mesmos em algumas amostragens. Portanto, as médias apresentadas são provenientes das amostragens nas quais houve remoção.

As maiores concentrações de cálcio no afluente foram verificadas nos ensaios 1 e 3 com, respectivamente, 1061,2 e 848,4 mg L<sup>-1</sup> e diferiram significativamente (P<0,05) dos ensaios 2 e 4, nos quais os valores foram de, respectivamente, 394,4 e 308,2 mg L<sup>-1</sup>. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 houve diminuição em relação ao afluente sendo e os valores variaram de 91,8 a 671,6 mg L<sup>-1</sup> de 70,6 a 413,5 mg L<sup>-1</sup> e de 70,6 a 408,2 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios (P<0,01). No ensaio 3 ocorreram as maiores concentrações.

Apesar da aplicação do menor TDH, a eficiência de remoção de cálcio no ensaio 4 (69%) foi significativamente maior do que no ensaio 3 (37%) na câmara 1. Nas câmaras 2 e 3, as eficiências variaram, respectivamente, de 34 a 40% e de 25 a 38%, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios.

As concentrações de potássio no afluente variaram de 66,0 a 206,9 mg L<sup>-1</sup> e a concentração no ensaio 4 foi significativamente menor do que no ensaio 3. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 os valores variaram de 56,2 a 171,0 mg L<sup>-1</sup>; de 53,3 a 208,9 mg L<sup>-1</sup> e de 53,8 a 226,8 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios (P<0,01), e nos ensaios 1 e 4 ocorreram menores concentrações do que no ensaio 3.

De acordo com LUDKE & LUDKE (2002), os dejetos de suínos apresentam uma considerável variação na sua composição, devido ao manejo nutricional adotado para os animais, porcentagem de diluição dos dejetos e a fase da vida em que o animal se encontra. É necessária uma adequação nutricional na dieta do suíno e correta formulação, para reduzir a quantidade de nutrientes na alimentação, e conseqüentemente reduzir suas quantidades nos dejetos e ao mesmo tempo

aumentar a eficiência da utilização de muitos outros.

TABELA 48. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio   |          |         |         | CV (%) | Teste F  |
|-----------|----------|----------|----------|---------|---------|--------|----------|
|           |          | 1        | 2        | 3       | 4       |        |          |
| Ca        | Afluente | 1061,2 a | 394,4 b  | 848,4 a | 308,2 b | 44,2   | 11,52 ** |
|           | C1       | 376,6 ab | 184,5 b  | 671,6 a | 91,8 b  | 75,4   | 7,71 **  |
|           | C2       | 219,3 ab | 120,5 b  | 413,5 a | 70,6 b  | 76,0   | 6,85 **  |
|           | C3       | 193,6 b  | 121,0 b  | 408,2 a | 70,6 b  | 66,1   | 9,38 **  |
| K         | Afluente | 165,3 ab | 152,9 ab | 206,9 a | 66,0 b  | 60,1   | 3,10 *   |
|           | C1       | 126,7 ab | 163,9 a  | 171,0 a | 56,2 b  | 52,6   | 4,17 *   |
|           | C2       | 110,9 ab | 151,7 ab | 208,9 a | 53,3 b  | 70,0   | 3,55 *   |
|           | C3       | 105,0 b  | 141,5 ab | 226,8 a | 53,8 b  | 60,0   | 5,99 **  |
| Mg        | Afluente | 80,7 a   | 40,1 b   | 34,9 b  | 27,0 b  | 35,2   | 15,76 ** |
|           | C1       | 48,4 a   | 36,9 ab  | 31,4 ab | 18,9 b  | 44,5   | 4,63 *   |
|           | C2       | 37,7 a   | 34,6 a   | 30,2 ab | 17,9 b  | 33,8   | 5,12 **  |
|           | C3       | 37,6 a   | 32,7 a   | 32,8 a  | 17,7 b  | 33,3   | 5,17 **  |
| Na        | Afluente | 64,6 a   | 81,3 a   | 75,3 a  | 35,8 a  | 70,9   | 1,39 ns  |
|           | C1       | 55,7 ab  | 96,2 a   | 72,5 ab | 32,5 b  | 59,8   | 3,53 *   |
|           | C2       | 49,5 ab  | 92,4 a   | 84,2 ab | 30,3 b  | 64,3   | 3,56 *   |
|           | C3       | 47,8 ab  | 84,8 ab  | 104,6 a | 31,8 b  | 60,5   | 4,69 **  |
| E (%)     |          |          |          |         |         |        |          |
| Ca        | C1       | 62 ab    | 51 ab    | 37 b    | 69 a    | 30,6   | 4,63 *   |
|           | C2       | 38 a     | 35 a     | 40 a    | 34 a    | 49,9   | 0,15 ns  |
|           | C3       | 25 a     | -        | 38 a    | -       | 60,4   | 0,91 ns  |
| K         | C1       | 26 a     | 11 a     | 15 a    | 25 a    | 64,5   | 1,46 ns  |
|           | C2       | 14 a     | 16 a     | -       | 7 a     | 73,1   | 1,81 ns  |
|           | C3       | 9 b      | 25 a     | -       | 4 b     | 53,5   | 11,3 **  |
| Mg        | C1       | 47 a     | 11 c     | 10 c    | 30 b    | 38,7   | 23,1 **  |
|           | C2       | 17 a     | 10 a     | 16 a    | 11 a    | 86,0   | 0,60 ns  |
|           | C3       | 6 a      | 16 a     | -       | 11 a    | 52,8   | 2,33 ns  |
| Na        | C1       | 25 a     | -        | 14 a    | 15 a    | 74,6   | 0,97 ns  |
|           | C2       | 15 a     | 14 a     | -       | 12 a    | 55,7   | 0,24 ns  |
|           | C3       | 10 a     | 21 a     | -       | -       | 71,2   | 2,51 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

RODRIGUES & SELBACH (2003) encontraram concentrações médias de potássio, magnésio, sódio e cálcio de 148; 9,4; 72,6 e 538 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, em dejetos de suinocultura com concentrações médias de DQO<sub>total</sub> e SST de 3726 e 990 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. DUDA (2006) tratando águas residuárias de

suinocultura com SST de 10700 mg L<sup>-1</sup> e DQO<sub>total</sub> de 17726 mg L<sup>-1</sup> encontrou concentrações médias de potássio, magnésio, sódio e cálcio de 118,3; 79,5; 48,1 e 657,4 mg L<sup>-1</sup>.

Para potássio, as eficiências de remoção nas câmaras 1 e 2 variaram, respectivamente, de 11 a 26% e de 7 a 16%, sem diferenças significativas (P>0,05). Na câmara 3, o ensaio 2 (25%) foi significativamente (P<0,01) mais eficiente que os demais.

As concentrações de magnésio no afluente variaram de 27,0 a 80,7 mg L<sup>-1</sup> e no ensaio 1 foi significativamente (P<0,01) maior que nos demais ensaios. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 os valores variaram de 18,9 a 48,4 mg L<sup>-1</sup>; de 17,9 a 37,7 mg L<sup>-1</sup> e de 17,7 a 37,6 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e no ensaio 4 ocorreram as menores (P<0,05) concentrações.

A eficiência de remoção de magnésio no ensaio 1 (47%) foi significativamente (P<0,05) maior que nos demais ensaios para a câmara 1, em virtude do maior TDH de 60 h aplicado neste ensaio. Para as câmaras 2 e 3, as eficiências variaram, respectivamente, de 10 a 17% e de 6 a 16%, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios.

As concentrações de sódio no afluente variaram de 35,8 a 81,3 mg L<sup>-1</sup> e não foram significativamente (P>0,05) diferentes. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 os valores variaram de 32,5 a 96,2 mg L<sup>-1</sup>; de 30,3 a 92,4 mg L<sup>-1</sup> e de 31,8 a 104,6 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e no ensaio 4 ocorreram as menores concentrações acompanhando as variações do afluente.

Para o sódio, as eficiências de remoção, quando ocorreram, nas câmaras 1, 2 e 3 variaram, respectivamente, de 14 a 25%; 12 a 15% e de 10 a 21%, sem diferenças significativas (P>0,05).

#### **4.8.3.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h**

A Tabela 49 apresenta os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Ca, K, Mg e Na, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

As concentrações de cálcio no afluente foram, nos ensaios 4 e 5, de 308,2 e 499,8 mg L<sup>-1</sup> e não diferiram significativamente (P>0,05). Nos efluentes das câmaras

1, 2 e 3 houve diminuição em relação à entrada, e os valores variaram de 91,8 e 159,9 mg L<sup>-1</sup>; de 70,6 e 134,2 mg L<sup>-1</sup> e de 70,6 e 141,6 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios (P<0,01), e no ensaio 5 com as maiores concentrações. A eficiência de remoção de cálcio alcançou valores de até 69% na câmara 1 sem diferença (P>0,05) entre os ensaios. Na câmara 3, não houve remoção.

TABELA 49. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E) das câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|-----------|----------|---------|---------|--------|----------|
|           |          | 4       | 5       |        |          |
| Ca        | Afluente | 308,2 a | 499,8 a | 51,0   | 3,03 ns  |
|           | C1       | 91,8 b  | 159,9 a | 33,4   | 9,21 *   |
|           | C2       | 70,6 b  | 134,2 a | 29,0   | 16,07 ** |
|           | C3       | 70,6 b  | 141,6 a | 29,2   | 17,84 ** |
| K         | Afluente | 66,0 b  | 112,6 a | 24,7   | 15,62 ** |
|           | C1       | 56,2 b  | 94,5 a  | 19,0   | 24,91 ** |
|           | C2       | 53,3 b  | 93,3 a  | 17,7   | 33,27 ** |
|           | C3       | 53,8 b  | 93,6 a  | 15,9   | 40,23 ** |
| Mg        | Afluente | 27,0 a  | 25,0 a  | 16,5   | 0,70 ns  |
|           | C1       | 18,9 a  | 18,9 a  | 16,4   | 0,002 ns |
|           | C2       | 17,9 a  | 18,9 a  | 11,0   | 0,82 ns  |
|           | C3       | 17,7 a  | 20,5 a  | 21,0   | 1,75 ns  |
| Na        | Afluente | 35,8 b  | 60,6 a  | 14,5   | 44,13 ** |
|           | C1       | 32,5 b  | 57,8 a  | 14,4   | 52,80 ** |
|           | C2       | 30,3 b  | 56,2 a  | 12,3   | 82,94 ** |
|           | C3       | 31,8 b  | 56,3 a  | 12,1   | 73,51 ** |
| E (%)     |          |         |         |        |          |
| Ca        | C1       | 69 a    | 63 a    | 14,8   | 1,31 ns  |
|           | C2       | 34 a    | 29 a    | 47,2   | 0,23 ns  |
|           | C3       | -       | -       | -      | -        |
| K         | C1       | 25 a    | 18 a    | 37,9   | 1,78 ns  |
|           | C2       | 7 a     | 4 a     | 92,5   | 0,60 ns  |
|           | C3       | -       | -       | -      | -        |
| Mg        | C1       | 30 a    | 27 a    | 38,6   | 0,17 ns  |
|           | C2       | 11      | -       | -      | -        |
|           | C3       | 11      | -       | -      | -        |
| Na        | C1       | 15 a    | 11 a    | 83,4   | 0,34 ns  |
|           | C2       | 12 a    | 12 a    | 85,0   | 0,0003 * |
|           | C3       | -       | -       | -      | -        |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações de potássio no afluente foram de 66,0 a 112,6 mg L<sup>-1</sup>. Ao longo das 3 câmaras esse valor diminuiu até atingir concentração de 53,8 e 93,6 mg L<sup>-1</sup> na câmara 3, para os ensaios 4 e 5, respectivamente, e os valores no ensaio 4 foram significativamente ( $P < 0,01$ ) menores, acompanhando os valores do afluente. As eficiências de remoção variaram de 4 a 25% nas câmaras 1 e 2, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. Na câmara 3, não houve remoção.

As concentrações de magnésio no afluente diminuíram de 27,0 e 25,0 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 4 e 5, para 17,7 e 20,5 mg L<sup>-1</sup>, nos efluentes da câmara 3, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. As eficiências de remoção de magnésio foram de 11 nas câmaras 2 e 3 e só ocorreram no ensaio 4. As eficiências de remoção de 27 e 30% na câmara 1 não foram significativamente ( $P > 0,05$ ) diferentes.

As concentrações de sódio no afluente foram de 35,8 e 60,6 mg L<sup>-1</sup> e foram significativamente ( $P < 0,01$ ) diferentes. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 os valores foram de 32,5 e 57,8 mg L<sup>-1</sup>; de 30,3 e 56,2 mg L<sup>-1</sup> e de 31,8 e 56,3 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e no ensaio 4 ocorreram, com diferença significativa ( $P < 0,01$ ), as menores concentrações acompanhando os valores no afluente. Para o sódio, as eficiências de remoção ao longo nas câmaras 1 e 2 variaram de 11 a 15%, sem diferenças significativas ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. Na câmara 3, assim como para Ca e K, não houve remoção.

#### **4.8.3.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)**

Os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Ca, K, Mg e Na, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 50.

As maiores concentrações de cálcio nos efluentes dos reatores ABR e UASB ocorreram no ensaio 3 e foram de 408,2 e 479,6 mg L<sup>-1</sup>, e diferiram significativamente ( $P < 0,01$ ) dos demais ensaios, acompanhando as variações no afluente, exceto no ensaio 1.

As eficiências de remoção de cálcio variaram de 55 a 78%; de 17 a 21% e de 50 a 80% nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB),

respectivamente, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os ensaios. No entanto, no ensaio 1, com o maior TDH, mesmo com valores mais altos de Ca no afluente, a remoção obtida permitiu baixar a concentração no efluente para valor similar aos menores dos ensaios 2 e 4.

As eficiências de remoção de cálcio verificadas neste trabalho foram superiores as encontradas por RAMIRES (2005), as quais foram de 6,4 e 24,3%, operando um reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST de  $12860 \text{ mg L}^{-1}$  (TDH de 18 h) e  $12788 \text{ mg L}^{-1}$  (TDH de 36 h), respectivamente.

TABELA 50. Valores médios (em  $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio   |          |         |         | CV (%) | Teste F  |
|-----------|----------|----------|----------|---------|---------|--------|----------|
|           |          | 1        | 2        | 3       | 4       |        |          |
| Ca        | Afluente | 1061,2 a | 394,4 b  | 848,4 a | 308,2 b | 44,2   | 11,52 ** |
|           | ABR      | 193,6 b  | 121,0 b  | 408,2 a | 70,6 b  | 66,1   | 9,38 **  |
|           | UASB     | 164,9 b  | 99,7 b   | 479,6 a | 62,8 b  | 94,1   | 7,35 **  |
| K         | Afluente | 165,3 ab | 152,9 ab | 206,9 a | 66,0 b  | 60,1   | 3,10 *   |
|           | ABR      | 105,0 b  | 141,5 ab | 226,8 a | 53,8 b  | 60,0   | 5,99 **  |
|           | UASB     | 105,2 ab | 134,1 ab | 249,1 a | 52,7 b  | 80,0   | 4,12 *   |
| Mg        | Afluente | 80,7 a   | 40,1 b   | 34,9 b  | 27,0 b  | 35,2   | 15,76 ** |
|           | ABR      | 37,6 a   | 32,7 a   | 32,8 a  | 17,7 b  | 33,3   | 5,17 **  |
|           | UASB     | 33,4 a   | 30,8 ab  | 33,6 a  | 17,2 b  | 33,5   | 4,57 *   |
| Na        | Afluente | 64,6 a   | 81,3 a   | 75,3 a  | 35,8 a  | 70,9   | 1,39 ns  |
|           | ABR      | 47,8 ab  | 84,8 ab  | 104,6 a | 31,8 b  | 60,5   | 4,69 **  |
|           | UASB     | 49,3 ab  | 79,0 ab  | 109,9 a | 30,0 b  | 74,5   | 3,41 *   |
| E (%)     |          |          |          |         |         |        |          |
| Ca        | ABR      | 78 a     | 68 a     | 55 a    | 77 a    | 24,6   | 2,52 ns  |
|           | UASB     | 19 a     | 21 a     | -       | 17 a    | 61,7   | 0,17 ns  |
|           | Sistema  | 80 a     | 73 a     | 50 a    | 80 a    | 28,3   | 3,09 *   |
| K         | ABR      | 38 a     | 32 a     | -       | 27 a    | 57,2   | 0,56 ns  |
|           | UASB     | -        | 10 a     | -       | 6 a     | 107,4  | 0,49 ns  |
|           | Sistema  | 39 a     | 40 a     | -       | 23 a    | 61,3   | 1,15 ns  |
| Mg        | ABR      | 51 a     | 27 b     | 14 b    | 34 ab   | 39,6   | 9,53 **  |
|           | UASB     | 15 a     | 15 a     | -       | 7 a     | 74,4   | 1,32 ns  |
|           | Sistema  | 58 a     | 26 bc    | 14 c    | 36 b    | 38,7   | 13,04 ** |
| Na        | ABR      | 36 a     | -        | -       | 21 a    | 66,2   | 1,63 ns  |
|           | UASB     | -        | 23 a     | -       | 19 a    | 114,9  | 0,03 ns  |
|           | Sistema  | 33 a     | 37 a     | -       | 26 a    | 78,9   | 0,26 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações de potássio nos efluentes dos reatores ABR e UASB variaram de 53,8 a 226,8 mg L<sup>-1</sup> e de 52,7 a 249,1 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências de remoção variaram de 27 a 38%; de 6 a 10% e de 23 a 40% nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios.

As concentrações de magnésio nos efluentes dos reatores ABR e UASB no quarto ensaio foram as menores de 17,7 e 17,2 mg L<sup>-1</sup>, e diferiram significativamente (P<0,05) dos demais ensaios. As maiores eficiências de remoção de magnésio no reator ABR (51%) e no sistema de tratamento (ABR+UASB) (58%) ocorreram no ensaio 1 e foram significativamente (P<0,05) maiores que os demais ensaios. No reator UASB, as eficiências variaram de 7 a 15% e não diferiram (P>0,05) entre os ensaios.

As menores concentrações de sódio nos efluentes dos reatores ABR e UASB ocorreram no ensaio 4 e foram de, respectivamente, 31,8 a 30,0 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências de remoção atingiram valores de até 36, 23 e 37% nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente, e não apresentaram diferenças significativas (P>0,05).

#### **4.8.3.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h**

Os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Ca, K, Mg e Na, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5 estão apresentados na Tabela 51.

As concentrações de cálcio nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram, respectivamente, de 70,6 e 141,6 mg L<sup>-1</sup> e 62,8 e 120,6 mg L<sup>-1</sup> e diferiram significativamente (P<0,01). Os maiores valores (P<0,05) ocorreram no ensaio 5 e acompanhando o afluente. As eficiências de remoção de cálcio foram de 77 e 66% e de 80 e 63% no reator ABR e no sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios. Já no reator UASB, no ensaio 5 a eficiência de remoção (54%) foi significativamente (P<0,05) maior do que no ensaio 4 (17%).

As concentrações de potássio no afluente e nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram de 66,0 e 112,6 mg L<sup>-1</sup> de 53,8 e 93,6 mg L<sup>-1</sup> e de 52,7 e 97,6 mg L<sup>-1</sup>, com os valores no ensaio 4 significativamente (P<0,01) menores. As eficiências de remoção foram de 27 e 19%; de 6% e de 23% nos reatores ABR, UASB e sistema de tratamento, respectivamente, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios.

TABELA 51. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|-----------|----------|---------|---------|--------|----------|
|           |          | 4       | 5       |        |          |
| Ca        | Afluente | 308,2 a | 499,8 a | 51,0   | 3,03 ns  |
|           | ABR      | 70,6 b  | 141,6 a | 29,2   | 17,84 ** |
|           | UASB     | 62,8 b  | 120,6 a | 36,3   | 10,22 ** |
| K         | Afluente | 66,0 b  | 112,6 a | 24,7   | 15,62 ** |
|           | ABR      | 53,8 b  | 93,6 a  | 15,9   | 40,23 ** |
|           | UASB     | 52,7 b  | 97,6 a  | 21,2   | 26,90 ** |
| Mg        | Afluente | 27,0 a  | 25,0 a  | 16,5   | 0,70 ns  |
|           | ABR      | 17,7 a  | 20,5 a  | 21,0   | 1,75 ns  |
|           | UASB     | 17,2 a  | 20,2 a  | 26,2   | 1,24 ns  |
| Na        | Afluente | 35,8 b  | 60,6 a  | 14,5   | 44,13 ** |
|           | ABR      | 31,8 b  | 56,3 a  | 12,1   | 73,51 ** |
|           | UASB     | 30,0 b  | 61,5 a  | 23,3   | 29,83 ** |
| E (%)     |          |         |         |        |          |
| Ca        | ABR      | 77 a    | 66 a    | 16,2   | 3,33 ns  |
|           | UASB     | 17 b    | 54 a    | 53,3   | 9,40 *   |
|           | Sistema  | 80 a    | 63 a    | 23,3   | 3,09 ns  |
| K         | ABR      | 27 a    | 19 a    | 63,3   | 0,73 ns  |
|           | UASB     | 6       | -       | -      | -        |
|           | Sistema  | 23 a    | 19 a    | 87,0   | 0,11 ns  |
| Mg        | ABR      | 34 a    | 20 a    | 51,0   | 2,92 ns  |
|           | UASB     | 7 b     | 39 a    | 63,7   | 14,22 *  |
|           | Sistema  | 36 a    | 43 a    | 33,5   | 0,56 ns  |
| Na        | ABR      | 21 a    | 11 a    | 85,1   | 1,68 ns  |
|           | UASB     | 19      | -       | -      | -        |
|           | Sistema  | 26      | -       | -      | -        |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

DUDA (2006) obteve remoções máximas de 63, 37, 12 e 89% para Ca, Mg, Na e K, operando RSBA no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 10000 mg L<sup>-1</sup> e TDH entre 36 e 96 h.

As concentrações de magnésio nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram, respectivamente, de 17,7 e 20,5 mg L<sup>-1</sup> e 17,2 e 20,2 mg L<sup>-1</sup> e não diferiram significativamente (P>0,05). As eficiências de remoção de magnésio foram de 34 e 20% e de 36 e 43% no reator ABR e no sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente, sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios. Já no reator UASB, no ensaio 5 a eficiência de remoção (39%) foi significativamente (P<0,05) maior do que no ensaio 4 (7%).

As concentrações de sódio no afluente e nos efluentes dos reatores ABR e UASB foram de 35,8 e 60,6 mg L<sup>-1</sup>; de 31,8 e 56,3 mg L<sup>-1</sup> e de 30,0 e 61,5 mg L<sup>-1</sup>, com os valores no ensaio 4 significativamente (P<0,01) menores. As eficiências de remoção de 21 e 11% no reator ABR nos ensaios 4 e 5, respectivamente, não foram significativamente (P>0,05) diferentes. No ensaio 5, não houve remoção de sódio no reator UASB e sistema de tratamento (ABR+UASB).

#### **4.8.4. Cobre, ferro, manganês e zinco.**

##### **4.8.4.1. Reator ABR**

Os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 52.

A maior concentração de cobre no afluente foi verificada no ensaio 3 com 11,45 mg L<sup>-1</sup> e que foi significativamente (P<0,01) maior que os demais ensaios. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3, acompanhando a variação do afluente, os maiores valores foram encontrados no ensaio 3 com 4,78; 2,25 e 2,98 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferenças significativas dos demais ensaios (P<0,01).

As eficiências de remoção de cobre variaram entre 54 e 75% e entre 19 e 41% nas câmaras 1 e 3, respectivamente, e não diferiram significativamente (P>0,05). Na câmara 2, as melhores eficiências ocorreram nos ensaios 1 e 3 e foram, respectivamente, de 68 e 67%, com diferenças significativas (P<0,01) para os demais ensaios.

TABELA 52. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio  |         |         |         | CV (%) | Teste F |
|-----------|----------|---------|---------|---------|---------|--------|---------|
|           |          | 1       | 2       | 3       | 4       |        |         |
| Cu        | Afluente | 2,50 ab | 1,63 b  | 11,45 a | 1,57 b  | 150,6  | 4,08 *  |
|           | C1       | 1,53 ab | 0,52 b  | 4,78 a  | 0,39 b  | 135,3  | 5,34 ** |
|           | C2       | 0,35 b  | 0,28 b  | 2,25 a  | 0,32 b  | 132,7  | 5,69 ** |
|           | C3       | 0,22 b  | 0,29 b  | 2,98 a  | 0,29 b  | 173,4  | 4,66 *  |
| Fe        | Afluente | 47,85 a | 23,39 b | 49,30 a | 21,09 b | 44,1   | 7,04 ** |
|           | C1       | 16,43 a | 9,99 ab | 19,58 a | 4,39 b  | 64,8   | 4,92 ** |
|           | C2       | 9,03 ab | 4,97 ab | 10,85 a | 2,45 b  | 69,4   | 4,67 *  |
|           | C3       | 6,69 ab | 4,11 b  | 13,31 a | 1,91 b  | 92,4   | 4,90 ** |
| Mn        | Afluente | 4,30 ab | 2,88 ab | 6,22 a  | 2,14 b  | 65,5   | 3,60 *  |
|           | C1       | 1,60 ab | 1,48 b  | 3,02 a  | 0,62 b  | 63,9   | 6,09 ** |
|           | C2       | 0,97 ab | 1,02 ab | 1,98 a  | 0,50 b  | 63,5   | 5,40 ** |
|           | C3       | 0,65 b  | 0,93 b  | 2,14 a  | 0,42 b  | 70,8   | 7,66 ** |
| Zn        | Afluente | 12,61 a | 10,23 a | 18,40 a | 10,48 a | 57,0   | 1,93 *  |
|           | C1       | 3,28 ab | 3,05 b  | 8,74 a  | 1,94 b  | 93,9   | 4,12 *  |
|           | C2       | 1,56 ab | 1,34 b  | 4,13 a  | 0,85 b  | 81,8   | 5,68 ** |
|           | C3       | 0,46 b  | 1,24 b  | 4,74 a  | 0,72 b  | 115,9  | 5,69 ** |
| E (%)     |          |         |         |         |         |        |         |
| Cu        | C1       | 75 a    | 66 a    | 54 a    | 74 a    | 25,3   | 2,04 ns |
|           | C2       | 68 a    | 45 ab   | 67 a    | 28 b    | 40,8   | 4,23 *  |
|           | C3       | 41 a    | -       | -       | 19 a    | 72,9   | 2,37 ns |
| Fe        | C1       | 65 a    | 56 a    | 56 a    | 78 a    | 28,7   | 2,29 ns |
|           | C2       | 41 a    | 50 a    | 54 a    | 53 a    | 35,3   | 0,74 ns |
|           | C3       | 34 a    | 26 a    | -       | 29 a    | 62,1   | 0,28 ns |
| Mn        | C1       | 60 ab   | 47 b    | 46 b    | 71 a    | 29,0   | 3,80 *  |
|           | C2       | 36 a    | 31 a    | 38 a    | 25 a    | 54,7   | 0,68 ns |
|           | C3       | 33 a    | 15 a    | -       | 24 a    | 56,8   | 2,09 ns |
| Zn        | C1       | 77 ab   | 67 ab   | 58 b    | 81 a    | 19,1   | 3,89 *  |
|           | C2       | 52 a    | 57 a    | 54 a    | 64 a    | 31,6   | 0,49 ns |
|           | C3       | 67 a    | 22 a    | -       | 42 a    | 71,4   | 2,04 ns |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações de ferro no afluente variaram de 21,09 a 49,30 mg L<sup>-1</sup> e nos ensaios 1 e 3 ocorreram os maiores valores (P<0,01). Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3, os valores variaram de 4,39 a 19,58 mg L<sup>-1</sup> de 2,45 a 10,85 mg L<sup>-1</sup> e de 1,91 a 13,31 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios (P<0,01), e nos ensaios 2 e 4 ocorreram as menores concentrações acompanhando as variações do afluente. As eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 variaram,

respectivamente, de 56 a 78%; 41 a 54% e de 26 a 34%, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os TDH testados.

RAMIRES (2005) constatou maiores eficiências de remoção de ferro e cobre (80,4 a 93,7% e 81,2 e 88,6%, respectivamente) quando se aplicou o maior TDH (36 horas) nos reatores UASB. DUDA (2006) também observou as maiores eficiências de remoção de Fe, Zn e Cu (81,9; 80,8 e 72,4%, respectivamente) no ensaio no qual foi aplicado o maior TDH (96 h) no reator RSBA.

As concentrações de manganês no afluente variaram de 2,14 a 6,22 mg L<sup>-1</sup>. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 os valores variaram de 0,62 a 3,02 mg L<sup>-1</sup> de 0,50 a 1,98 mg L<sup>-1</sup> e de 0,42 a 2,14 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com os maiores valores ocorrendo no ensaio 3, acompanhando a variação no afluente. As maiores eficiências de remoção de manganês se deram no ensaio 1 (60%) e 4 (71%) na câmara 1. Já nas câmaras 2 e 3, as eficiências variaram, respectivamente, de 25 a 38% e de 15 a 33%, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os ensaios.

As concentrações de zinco no afluente variaram de 10,23 a 18,40 mg L<sup>-1</sup>. Nos efluentes das câmaras 1, 2 e 3 os valores variaram de 1,94 a 8,74 mg L<sup>-1</sup>; de 0,85 a 4,13 mg L<sup>-1</sup> e de 0,46 a 4,74 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. Os maiores valores ( $P<0,05$ ) ocorreram no ensaio 3. As maiores eficiências de remoção ocorreram na câmara 1 e variaram, respectivamente, de 58 a 81%, com diferenças significativas ( $P<0,05$ ), com a menor no ensaio 3. Nas câmaras 2 e 3, as remoções alcançaram valores de até 57 e 67%, respectivamente, mas não houve diferença significativa ( $P>0,05$ ) entre os ensaios.

Com exceção do ensaio 3, a concentração de nutrientes no efluente do sistema de tratamento (ABR+UASB) alcançou padrão de lançamento de efluentes estabelecido pela CONAMA 357 que são de 1; 15; 1 e 5 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, para Cu, Fe, Mn e Zn.

#### **4.8.4.1.1. Reator ABR com TDH de 24 h**

Os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5 estão apresentados na Tabela 53.

As concentrações de cobre diminuiram do afluente até a saída da câmara 3

de 1,57 e 1,99 mg L<sup>-1</sup> para 0,29 e 0,36 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, nos ensaios 4 e 5, sem diferenças significativas entre os ensaios (P>0,05). As eficiências de remoção de cobre variaram entre 19% (câmara 3) e 76% (câmara 1), sem diferença significativa (P>0,05) entre os ensaios.

TABELA 53. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|-----------|----------|---------|---------|--------|----------|
|           |          | 4       | 5       |        |          |
| Cu        | Afluente | 1,57 a  | 1,99 a  | 44,5   | 1,03 ns  |
|           | C1       | 0,39 a  | 0,47 a  | 55,9   | 0,39 ns  |
|           | C2       | 0,32 a  | 0,40 a  | 51,3   | 0,67 ns  |
|           | C3       | 0,29 a  | 0,36 a  | 43,7   | 0,82 ns  |
| Fe        | Afluente | 21,09 a | 18,18 a | 30,0   | 0,86 ns  |
|           | C1       | 4,39 a  | 4,02 a  | 32,6   | 0,25 ns  |
|           | C2       | 2,45 a  | 3,99 a  | 46,2   | 3,74 ns  |
|           | C3       | 1,91 b  | 3,83 a  | 37,2   | 11,28 ** |
| Mn        | Afluente | 2,14 a  | 2,16 a  | 30,6   | 0,003 ns |
|           | C1       | 0,62 a  | 0,85 a  | 30,4   | 3,88 ns  |
|           | C2       | 0,50 b  | 0,80 a  | 28,6   | 8,86 *   |
|           | C3       | 0,42 b  | 0,80 a  | 23,7   | 23,44 ** |
| Zn        | Afluente | 10,48 a | 8,70 a  | 36,1   | 0,92 ns  |
|           | C1       | 1,94 a  | 1,79 a  | 57,4   | 0,06 ns  |
|           | C2       | 0,85 a  | 1,47 a  | 58,5   | 2,90 ns  |
|           | C3       | 0,72 a  | 1,26 a  | 54,1   | 3,49 ns  |
| E (%)     |          |         |         |        |          |
| Cu        | C1       | 74 a    | 76 a    | 10,3   | 0,15 ns  |
|           | C2       | 28 a    | 28 a    | 70,7   | 0,00 *   |
|           | C3       | 19 a    | 25 a    | 47,2   | 0,65 ns  |
| Fe        | C1       | 78 a    | 77 a    | 11,3   | 0,03 ns  |
|           | C2       | 53 a    | 18 b    | 42,5   | 11,00 *  |
|           | C3       | 29 a    | 17 a    | 81,8   | 0,75 ns  |
| Mn        | C1       | 71 a    | 59 b    | 10,6   | 10,42 ** |
|           | C2       | 25 a    | 27 a    | 47,5   | 0,04 ns  |
|           | C3       | 24      | -       | -      | -        |
| Zn        | C1       | 81 a    | 77 a    | 13,7   | 0,55 ns  |
|           | C2       | 64 a    | 32 b    | 33,2   | 8,68 *   |
|           | C3       | 42 a    | 22 a    | 78,2   | 1,68 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações de ferro no afluente para os ensaios 4 e 5 foram de 21,09 e

18,18 mg L<sup>-1</sup> e não diferiram significativamente ( $P>0,05$ ). Nos efluentes das câmaras 1 e 2 os valores foram de 4,39 e 4,02 mg L<sup>-1</sup> e de 2,45 e 3,99 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, para os ensaios 4 e 5 sem diferenças significativas entre os ensaios ( $P>0,05$ ). Já no afluente da câmara 3, o valor foi de 1,91 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 4, o qual foi significativamente menor ( $P<0,01$ ) que o do ensaio 5, de 3,83 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências de remoção nas câmaras 1 e 3 foram, respectivamente, de 78 e 77% e de 29 e 17%, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os ensaios. Na câmara 2 no ensaio 4 ocorreu 53% de remoção e foi significativamente ( $P<0,01$ ) maior do que no ensaio 5 com 18% de remoção.

As concentrações de manganês no afluente e no efluente da câmara 1 foram, nos ensaios 4 e 5, respectivamente, de 2,14 e 2,16 mg L<sup>-1</sup> e de 0,62 e 0,85 mg L<sup>-1</sup>, sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os ensaios. Nas câmaras 2 e 3 os valores foram de 0,50 e 0,80 mg L<sup>-1</sup> e de 0,42 e 0,80 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, e diferiram significativamente ( $P<0,01$ ) com os menores valores no ensaio 4. A maior eficiência de remoção de manganês ocorreu no ensaio 4, no qual o valor de 71% na câmara 1 foi significativamente maior do que no ensaio 5 de 59%.

As concentrações de zinco diminuíram do afluente até a saída do efluente na câmara 3, durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, de 10,48 e 8,70 mg L<sup>-1</sup> para 0,72 e 1,26 mg L<sup>-1</sup>, sem diferença significativa ( $P>0,05$ ) entre os ensaios. As eficiências de remoção de zinco nos ensaios 4 e 5 nas câmaras 1 e 3, respectivamente, foram de 81 e 77% e de 42 e 22%, sem diferença significativa ( $P>0,05$ ). Na câmara 2, o ensaio 4 foi significativamente ( $P<0,01$ ) mais eficiente (64%) do que o ensaio 5 (32%).

#### **4.8.4.2. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB)**

Na Tabela 54 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

A maior concentração de cobre no efluente do reator ABR (2,98 mg L<sup>-1</sup>) ocorreu no ensaio 3 e diferiu significativamente ( $P<0,01$ ) dos demais. No efluente do reator UASB, os valores variaram entre 0,27 e 4,80, porém não diferiram ( $P>0,05$ )

entre si. As eficiências de remoção de cobre só ocorreram no reator ABR com valores de 82 a 91%. No reator ABR e no sistema de tratamento, ocorreram remoções similares e sem diferenças significativas ( $P>0,05$ ) entre os ensaios.

TABELA 54. Valores médios (em  $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio  |         |         |         | CV (%) | Teste F |
|-----------|----------|---------|---------|---------|---------|--------|---------|
|           |          | 1       | 2       | 3       | 4       |        |         |
| Cu        | Afluente | 2,50 ab | 1,63 b  | 11,45 a | 1,57 b  | 150,6  | 4,08 *  |
|           | ABR      | 0,22 b  | 0,29 b  | 2,98 a  | 0,29 b  | 173,4  | 4,66 *  |
|           | UASB     | 0,27 a  | 0,62 a  | 4,80 a  | 0,30 a  | 216,3  | 2,94 ns |
| Fe        | Afluente | 47,85 a | 23,39 b | 49,30 a | 21,09 b | 44,1   | 7,04 ** |
|           | ABR      | 6,69 ab | 4,11 b  | 13,31 a | 1,91 b  | 92,4   | 4,90 ** |
|           | UASB     | 3,72 b  | 3,85 b  | 26,42 a | 1,64 b  | 152,7  | 5,45 ** |
| Mn        | Afluente | 4,30 ab | 2,88 ab | 6,22 a  | 2,14 b  | 65,5   | 3,60 *  |
|           | ABR      | 0,65 b  | 0,93 b  | 2,14 a  | 0,42 b  | 70,8   | 7,66 ** |
|           | UASB     | 0,51 b  | 0,92 b  | 2,88 a  | 0,46 b  | 85,7   | 8,98 ** |
| Zn        | Afluente | 12,61 a | 10,23 a | 18,40 a | 10,48 a | 57,0   | 1,93 *  |
|           | ABR      | 0,46 b  | 1,24 b  | 4,74 a  | 0,72 b  | 115,9  | 5,69 ** |
|           | UASB     | 0,66 a  | 1,45 a  | 8,11 a  | 0,93 a  | 144,5  | 4,20 *  |
| E (%)     |          |         |         |         |         |        |         |
| Cu        | ABR      | 91 a    | 82 a    | 87 a    | 82 a    | 8,8    | 2,22 ns |
|           | UASB     | -       | -       | -       | -       | -      | -       |
|           | Sistema  | 89 a    | 76 a    | 73 a    | 81 a    | 15,5   | 1,78 ns |
| Fe        | ABR      | 85 a    | 82 a    | 81 a    | 91 a    | 9,7    | 1,94 ns |
|           | UASB     | 53 a    | 20 b    | -       | 33 ab   | 46,4   | 6,00 *  |
|           | Sistema  | 92 a    | 83 ab   | 69 b    | 92 a    | 16,4   | 3,57 *  |
| Mn        | ABR      | 82 a    | 66 a    | 71 a    | 80 a    | 15,7   | 2,88 ns |
|           | UASB     | 28 a    | 18 a    | -       | -       | 35,5   | 3,46 ns |
|           | Sistema  | 85 a    | 66 b    | 62 b    | 79 ab   | 17,3   | 5,04 ** |
| Zn        | ABR      | 96 a    | 87 ab   | 80 b    | 93 a    | 8,3    | 6,01 ** |
|           | UASB     | -       | -       | -       | -       | -      | -       |
|           | Sistema  | 95 a    | 84 a    | 66 b    | 91 a    | 11,9   | 9,05 ** |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As maiores concentrações de ferro no efluente dos reatores ABR e UASB ocorreram no ensaio 3, com concentrações de 13,31 e 26,42  $\text{mg L}^{-1}$ , e foram significativamente maiores ( $P<0,05$ ) que as dos demais ensaios. As eficiências de remoção no reator ABR alcançaram valores de até 91%. No reator UASB, a melhor

eficiência ocorreu no 1º ensaio com 53% de remoção e que foi significativamente ( $P < 0,05$ ) maior do que a do ensaio 2. Para o sistema de tratamento, alcançaram-se valores de até 92% de eficiência de remoção. As menores eficiências ( $P < 0,05$ ) ocorreram no ensaio 3.

As maiores concentrações de manganês nos efluentes dos reatores ABR e UASB ocorreram no ensaio 3, com concentrações de 2,14 e 2,88 mg L<sup>-1</sup>, e foram significativamente maiores ( $P < 0,01$ ) do que as dos demais ensaios. As eficiências de remoção de manganês no reator ABR variaram de 66 a 82% e não diferiram ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. No sistema de tratamento, as maiores eficiências ( $P < 0,05$ ) ocorreram nos ensaios 1 e 4 com, respectivamente, 85 e 79% de remoção.

A maior concentração de zinco no efluente do reator ABR (4,74 mg L<sup>-1</sup>) ocorreu no ensaio 3 e diferiu significativamente ( $P < 0,01$ ) dos demais. No efluente do reator UASB, os valores variaram entre 0,66 e 8,11, porém não diferiram ( $P > 0,05$ ) entre si. As menores eficiências de remoção ( $P < 0,05$ ) no reator ABR e sistema de tratamento (ABR+UASB) ocorreram no ensaio 3 e foram, respectivamente, de 80 e 66%; as maiores ( $P < 0,05$ ) ocorreram nos ensaios 1 e 4 com valores de, respectivamente, 96 e 93% e 95 e 91% para o reator ABR e sistema de tratamento (ABR+UASB). Não houve contribuição do reator UASB, no 2º estágio, para as remoções de Cu e Zn, e foi pequena para a do Mn.

Segundo Hawari & Mulligan (2005) apud DUDA (2006), a biomassa microbiana pode ser considerada um trocador de íons de origem biológica. Um grande número de microrganismos pertencentes a vários grupos, como as bactérias, fungos e algas são descritos como aglutinadores de metais. Dois diferentes processos podem estar envolvidos nas trocas dos íons metálicos entre biomassa viável e não viável. O primeiro processo é independente da atividade metabólica celular e é referida como biosorção ou troca passiva, pois os íons metálicos ficam na superfície da célula. O outro processo envolve a passagem dos íons metálicos através da membrana, este processo é conhecido como intracelular ou bioacumulação. Este processo pode ser observado para os metais como o Cu, Cd, Ni, Co, Zn, Mn, Mg e Ca. O primeiro processo ocorre para a biomassa viável e não viável, o segundo processo é dependente do metabolismo, e ocorre somente em células viáveis. Para células viáveis a bioacumulação é facilitada pela produção de

proteínas (“metal-binding”) pelas células. A atividade de bioacumulação envolve a membrana celular e geralmente requer energia proveniente da célula, e é altamente seletivo e freqüentemente irreversível a menos que a vida no sistema seja destruída.

Dessa forma, a remoção de metais como o Ca, Mg, Cu, Fe, Mn e Zn estão relacionados à retenção do lodo nos reatores. Nos reatores e nas condições experimentais que provocaram maiores arrastes de lodo, como ocorreu no ensaio 3, ocorreram maiores concentrações e/ou menores eficiências de remoção desses elementos químicos analisados.

Tempos de detenção hidráulica (TDH) mais elevados, como no ensaio 1; temperaturas menores provocando menores produções de biogás e conseqüentemente menor agitação no reator, como no ensaio 4, favoreceram a remoção dos metais.

#### **4.8.4.2.1. Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) com TDH de 29,4 h**

Na Tabela 55 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

As concentrações de cobre diminuíram do afluente até a saída do efluente do sistema de tratamento (ABR+UASB) durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, de 1,57 e 1,99 mg L<sup>-1</sup> para 0,30 e 0,29 mg L<sup>-1</sup>, sem diferença significativa (P>0,05) entre os ensaios. As eficiências de remoção de cobre ocorreram em maior parte no reator ABR com valores de até 82%. No sistema de tratamento ocorreram remoções de até 81 e 76%, porém sem diferenças significativas (P>0,05) entre os ensaios 4 e 5.

As concentrações de ferro do afluente e do efluente reator UASB foram de 21,09 e 18,18 mg L<sup>-1</sup> e de 1,64 e 2,21 mg L<sup>-1</sup>, para os ensaios 4 e 5, respectivamente, sem diferença significativa (P>0,05). No efluente do reator ABR, no ensaio 4, com 1,91 mg L<sup>-1</sup> foi significativamente (P<0,01) menor do que o ensaio 5 com 3,83 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências de remoção para o reator ABR e no sistema de tratamento (ABR+UASB) foram significativamente maiores no ensaio 4 (91 e 92%, respectivamente) do que no ensaio 5 (77 e 85%, respectivamente).

As maiores ( $P < 0,05$ ) concentrações de manganês nos efluentes dos reatores ABR e UASB ocorreram no ensaio 5, com concentrações de 0,80 e 0,64 mg L<sup>-1</sup>. As maiores eficiências de remoção ( $P < 0,05$ ) de manganês ocorreram no ensaio 4 com valores de 80 e 79%, para o reator ABR e o sistema de tratamento (ABR+UASB), respectivamente.

TABELA 55. Valores médios (em mg L<sup>-1</sup>) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores ABR e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 4 e 5.

| Parâmetro | Reator   | Ensaio  |         | CV (%) | Teste F  |
|-----------|----------|---------|---------|--------|----------|
|           |          | 4       | 5       |        |          |
| Cu        | Afluente | 1,57 a  | 1,99 a  | 44,5   | 1,03 ns  |
|           | ABR      | 0,29 a  | 0,36 a  | 43,7   | 0,82 ns  |
|           | UASB     | 0,30 a  | 0,29 a  | 29,9   | 0,04 ns  |
| Fe        | Afluente | 21,09 a | 18,18 a | 30,0   | 0,86 ns  |
|           | ABR      | 1,91 b  | 3,83 a  | 37,2   | 11,28 ** |
|           | UASB     | 1,64 a  | 2,21 a  | 30,9   | 3,08 ns  |
| Mn        | Afluente | 2,14 a  | 2,16 a  | 30,6   | 0,003 ns |
|           | ABR      | 0,42 b  | 0,80 a  | 23,7   | 23,44 ** |
|           | UASB     | 0,46 b  | 0,64 a  | 20,0   | 8,98 *   |
| Zn        | Afluente | 10,48 a | 8,70 a  | 36,1   | 0,92 ns  |
|           | ABR      | 0,72 a  | 1,26 a  | 54,1   | 3,49 ns  |
|           | UASB     | 0,93 a  | 1,19 a  | 64,2   | 0,48 ns  |
| E (%)     |          |         |         |        |          |
| Cu        | ABR      | 82 a    | 78 a    | 11,9   | 0,46 ns  |
|           | UASB     | -       | 28      | -      | -        |
|           | Sistema  | 81 a    | 76 a    | 18,6   | 0,43 ns  |
| Fe        | ABR      | 91 a    | 77 b    | 8,7    | 12,98 ** |
|           | UASB     | 33 a    | 33 a    | 46,3   | 0,003 ns |
|           | Sistema  | 92 a    | 85 b    | 5,7    | 6,56 *   |
| Mn        | ABR      | 80 a    | 60 b    | 13,9   | 16,06 ** |
|           | UASB     | -       | 18      | -      | -        |
|           | Sistema  | 79 a    | 64 b    | 15,0   | 5,70 *   |
| Zn        | ABR      | 93 a    | 82 b    | 8,7    | 7,22 *   |
|           | UASB     | -       | 24      | -      | -        |
|           | Sistema  | 91 a    | 85 a    | 6,7    | 4,05 ns  |

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. \*\* - Significativo a 1% de probabilidade; \* - Significativo a 5% de probabilidade; ns – não significativo.

As concentrações de zinco diminuíram do afluente até a saída do efluente sistema de tratamento (ABR+UASB) durante os ensaios 4 e 5, respectivamente, de

10,48 e 8,70 mg L<sup>-1</sup> para 0,93 e 1,19 mg L<sup>-1</sup>, sem diferença significativa ( $P > 0,05$ ) entre os ensaios. No reator ABR, a remoção de 93% obtida no ensaio 4 foi significativamente ( $P < 0,05$ ) maior que a de 82% do ensaio 5.

A diminuição da COV, no ensaio 4, não alterou a qualidade do efluente para as concentrações de Cu, Fe e Zn, do sistema de tratamento (ABR+UASB). As eficiências de remoção de Fe, Mn e Zn no reator ABR e de Fe e Mn no sistema de tratamento (ABR+UASB) foram maiores no ensaio 4. Isso indicou que as maiores concentrações de SST no afluente e COV não prejudicaram e que a menor temperatura favoreceu a remoção desses metais, incluindo também o Ca e Mg.

#### **4.9. Coliformes**

Na Tabela 56 estão apresentados os valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes nos afluentes e efluentes, e eficiências de remoção nos reatores compartimentado (câmaras 1, 2 e 3) e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) durante os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

Para a avaliação das condições sanitárias de uma água, freqüentemente são empregadas às bactérias do grupo coliformes, que atuam como indicadores de poluição fecal. Seu emprego, dentre outros fatores, se deve ao fato de que estão presentes no trato intestinal humano e de outros animais de sangue quente, sendo eliminados pelas fezes em grande número. Como o grupo dos coliformes totais inclui gêneros que não são de origem exclusivamente fecal, isto limita sua aplicação como indicador específico de contaminação fecal. O reconhecimento deste fato levou ao desenvolvimento de métodos de enumeração de um subgrupo dos coliformes, denominado coliformes fecais (ou coliformes termotolerantes), os quais são diferenciados dos coliformes totais pela sua capacidade de fermentar a lactose sob temperatura elevada (44,5°C) (Chernicharo et al., 2001 apud DUDA, 2006).

Os coliformes totais e fecais no afluente variaram, respectivamente, de  $7,5 \times 10^6$  a  $1,12 \times 10^8$  NMP/100 mL e de  $5,5 \times 10^6$  a  $9,65 \times 10^7$  NMP/100 mL durante o experimento.

TABELA 56. Valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e fecais dos afluentes e efluentes, e eficiências de remoção nos reatores compartimentado (câmaras 1, 2 e 3) e UASB e no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB) nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

| Ensaio | Local de amostragem | Coliformes Totais |                                 | Coliformes Fecais |                                 |
|--------|---------------------|-------------------|---------------------------------|-------------------|---------------------------------|
|        |                     | NMP/<br>100 mL    | Eficiência de<br>remoção<br>(%) | NMP/<br>100 mL    | Eficiência<br>de remoção<br>(%) |
| 1      | Afluente            | $5,4 \times 10^7$ |                                 | $4,3 \times 10^7$ |                                 |
|        | C1                  | $9,6 \times 10^6$ | 82,222                          | $8,1 \times 10^6$ | 81,163                          |
|        | C2                  | $1,6 \times 10^6$ | 83,333                          | $1,1 \times 10^6$ | 86,420                          |
|        | C3                  | $2,2 \times 10^5$ | 86,250                          | $1,9 \times 10^5$ | 82,727                          |
|        | ABR                 |                   | 99,593                          |                   | 99,558                          |
|        | UASB                | $1,8 \times 10^5$ | 18,182                          | $1,5 \times 10^5$ | 21,053                          |
|        | Sistema (ABR+UASB)  |                   | 99,667                          |                   | 99,651                          |
| 2      | Afluente            | $1,1 \times 10^8$ |                                 | $9,6 \times 10^7$ |                                 |
|        | C1                  | $4,3 \times 10^7$ | 61,778                          | $4,3 \times 10^7$ | 55,440                          |
|        | C2                  | $2,6 \times 10^7$ | 39,535                          | $2,3 \times 10^7$ | 46,512                          |
|        | C3                  | $9,3 \times 10^6$ | 64,231                          | $6,8 \times 10^6$ | 70,435                          |
|        | ABR                 |                   | 91,733                          |                   | 92,953                          |
|        | UASB                | $5,8 \times 10^6$ | 37,419                          | $5,8 \times 10^6$ | 14,706                          |
|        | Sistema (ABR+UASB)  |                   | 94,827                          |                   | 93,990                          |
| 3      | Afluente            | $7,5 \times 10^6$ |                                 | $5,5 \times 10^6$ |                                 |
|        | C1                  | $2,3 \times 10^6$ | 69,333                          | $2,3 \times 10^6$ | 58,182                          |
|        | C2                  | $1,2 \times 10^6$ | 47,391                          | $1,0 \times 10^6$ | 56,522                          |
|        | C3                  | $9,3 \times 10^5$ | 23,140                          | $7,3 \times 10^5$ | 27,000                          |
|        | ABR                 |                   | 87,600                          |                   | 86,727                          |
|        | UASB                | $4,3 \times 10^5$ | 53,763                          | $3,3 \times 10^5$ | 54,795                          |
|        | Sistema (ABR+UASB)  |                   | 94,267                          |                   | 94,000                          |
| 4      | Afluente            | $9,3 \times 10^7$ |                                 | $6,3 \times 10^7$ |                                 |
|        | C1                  | $5,8 \times 10^7$ | 37,634                          | $4,3 \times 10^7$ | 31,746                          |
|        | C2                  | $2,3 \times 10^7$ | 60,345                          | $2,0 \times 10^7$ | 53,488                          |
|        | C3                  | $1,4 \times 10^7$ | 39,130                          | $9,3 \times 10^6$ | 53,500                          |
|        | ABR                 |                   | 84,946                          |                   | 85,238                          |
|        | UASB                | $7,5 \times 10^6$ | 46,429                          | $4,3 \times 10^6$ | 53,763                          |
|        | Sistema (ABR+UASB)  |                   | 91,935                          |                   | 93,175                          |
| 5      | Afluente            | $2,3 \times 10^7$ |                                 | $1,8 \times 10^7$ |                                 |
|        | C1                  | $1,8 \times 10^7$ | 21,739                          | $0,8 \times 10^7$ | 55,556                          |
|        | C2                  | $4,3 \times 10^6$ | 76,111                          | $3,1 \times 10^6$ | 61,250                          |
|        | C3                  | $3,2 \times 10^6$ | 25,581                          | $2,2 \times 10^6$ | 29,032                          |
|        | ABR                 |                   | 86,087                          |                   | 87,778                          |
|        | UASB                | $1,8 \times 10^6$ | 43,750                          | $1,3 \times 10^6$ | 40,909                          |
|        | Sistema (ABR+UASB)  |                   | 92,174                          |                   | 92,778                          |

RAMIRES (2005) E DUDA (2006) encontraram em águas residuárias de suinocultura com SST entre 5000 e 13000 mg L<sup>-1</sup>, coliformes totais na ordem de 10<sup>8</sup> a 10<sup>10</sup> NMP/100 mL e 10<sup>7</sup> a 10<sup>9</sup> NMP/100 mL, respectivamente, e de coliformes fecais na ordem de 10<sup>8</sup> a 10<sup>9</sup> NMP/100 mL e 10<sup>6</sup> a 10<sup>8</sup> NMP/100 mL, valores superiores aos encontrados neste estudo.

No reator ABR, as eficiências de remoção de coliformes totais (84,946 a 99,593%) e fecais (85,238 a 99,558%) foram maiores do que no reator UASB (18,182 a 53,763% e de 14,706 a 54,795%, respectivamente).

Podemos notar que com a diminuição do TDH de 60 para 24 h, houve diminuição da eficiência de remoção de coliformes totais e fecais para o sistema de tratamento. Segundo Carrington et al. (1982) apud RAMIRES (2005), os parâmetros operacionais dos reatores como a temperatura, concentração de sólidos totais, TDH, concentração de ácidos voláteis e pH são importantes na determinação da taxa de redução decimal ou tempo de sobrevivência de microrganismos patogênicos durante a digestão anaeróbia.

FERNANDES (2004), trabalhando com esse sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB), com TDH de 28 e 18 h para o reator ABR e 6,5 e 4 h para o reator UASB, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos em torno de 6000 mg L<sup>-1</sup>, obteve eficiências de remoção de coliformes totais e fecais para o sistema de tratamento (ABR+UASB) superiores as encontradas neste experimento e próximos a 99,999%. As concentrações de coliformes totais e fecais no efluente do sistema ficaram entre 8,2 x 10<sup>4</sup> a 4,3 x 10<sup>6</sup> NMP/100 mL e 2,07 x 10<sup>4</sup> a 8,4 x 10<sup>5</sup> NMP/100 mL, respectivamente.

RAMIRES (2005) tratou águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST entre 4940 e 12860 mg L<sup>-1</sup> em dois reatores UASB instalados em série (908 e 188 L), com TDH de 36 e 18 h para o primeiro reator e de 7,5 e 3,7 h para o segundo, e obteve eficiências de remoção para coliformes totais e fecais no sistema de tratamento (UASB+UASB) acima de 99,7%. As concentrações de coliformes totais e fecais no efluente do sistema ficaram entre 2,06 x 10<sup>5</sup> a 1,37 x 10<sup>6</sup> NMP/100 mL e 4,74 x 10<sup>4</sup> a 1,37 x 10<sup>6</sup> NMP/100 mL, respectivamente.

DUDA (2006) operou dois reatores RSBA instalados em série (280 e 140 L) seguidos de duas lagoas de polimento (1000 L cada), no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 10000 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências de remoção de coliformes totais e fecais foram acima de 96,9% para os reatores e acima de 99,7% para o sistema de tratamento, com concentração de coliformes totais e fecais no efluente do sistema entre 10<sup>3</sup> e 10<sup>5</sup> NMP/100 mL.

Apesar de apresentar bons resultados de remoção de carga orgânica e das elevadas porcentagens de redução de coliformes, o tratamento nos reatores anaeróbios ABR e UASB em dois estágios não permitiu obter valores de microrganismos indicadores a ponto de possibilitar sua utilização na irrigação de culturas agrícolas, tomando-se por base os limites estabelecidos pela Resolução CONAMA 357 de março de 2005, na qual estão definidos os valores de coliformes termotolerantes de 200, 1000, e 4000 NMP/100 mL em corpos d'água de classe 1, 2 e 3, indicando a necessidade de pós-tratamento para alcançar esse fim.

## V. CONCLUSÕES

- O sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios foi eficiente na remoção de DQO e sólidos suspensos, possibilitando nas condições operacionais impostas, alcançar valores médios acima de 86% em condições estáveis de produção de metano e concentrações de alcalinidade e ácidos voláteis totais;
- A maior parte da remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos, macro e micronutrientes e coliformes ocorreu no reator ABR, notadamente na primeira câmara;
- A utilização do reator UASB, instalado em série, foi importante para manter as eficiências de remoção do sistema de tratamento estáveis;
- Os valores de COV de 11,51 a 21,12 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>, aplicadas no reator ABR, chegando a 54,2 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> na primeira câmara, não foram limitantes para a obtenção de altas eficiências de remoção de DQO e sólidos suspensos, na faixa de 73 a 90%, indicando que o mesmo ainda pode suportar maior COV e/ou menor TDH;

- Com relação Al:AP de 0,30 a 0,68, as remoções de DQO e sólidos suspensos no processo de digestão anaeróbia em dois estágios foram estáveis;
- O efeito da diminuição do TDH nas eficiências de remoção de  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{diss}$ , SS, NTK, N-org., P-total, Ca, K, Na, Cu, Fe, Mn e Zn foi atenuado pela queda na temperatura e na produção de biogás, de tal forma, que houve similaridade no desempenho com a aplicação de TDH de 73,6 h e temperatura de 24,6°C e com TDH de 29,4 h e temperatura de 19,3°C, no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios;
- Para a mesma COV de 13,4 g  $DQO_{total}$  (L d)<sup>-1</sup> no reator ABR, com diferentes TDH (de 48 e 24 h), temperaturas (20,4 e 24,2°C) e concentrações de SST do afluente (de 12740 e 4591 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente), as eficiências de remoção de DQO, SS, N-org., Ca, Cu, Fe, Mn e Zn foram similares, indicando que a COV foi o parâmetro determinante para o desempenho do reator ABR e o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios;
- O aumento da concentração de SST do afluente de 4591 mg L<sup>-1</sup> para 10436 mg L<sup>-1</sup>, com a diminuição da temperatura de 24,2 para 19,3°C, respectivamente, com o TDH de 24 h no reator ABR resultou em maiores eficiências de remoção de  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{ss}$ , SS, Fe e Mn, indicando que o efeito do aumento da COV de 13,4 para 21,1 g  $DQO_{total}$  (L d)<sup>-1</sup> no decréscimo do desempenho foi revertido com o aumento da remoção física resultante das menores temperaturas;
- A diminuição da temperatura climatológica favoreceu o desempenho do reator ABR e do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios em virtude do aumento da remoção física de matéria orgânica e sólidos suspensos;
- A remoção de coliformes totais e fecais alcançou porcentagens de redução de até 99,67% no sistema de tratamento, porém ainda é indispensável à incorporação de pós-tratamento para se atender aos padrões de lançamento estabelecidos pela Resolução CONAMA 357 de março de 2005;
- Para as remoções de DQO, SS, NTK, N-org., Ca e Fe, no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, com TDH de 29,4 h foi possível obter valores similares ou superiores e com maior estabilidade do que os obtidos com o reator ABR com TDH de 60 h. Assim, o melhor desempenho do processo anaeróbio em dois estágios pode ser obtido com até metade do volume de reatores em relação

ao reator em único estágio, indicando economia significativa na implantação de estações de tratamento de águas residuárias de suinocultura.

## VI. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABIPECS - Associação Brasileira da Indústria Produtora e Exportadora de Carne Suína. Relatório anual 2006. Disponível em <[www.abipecs.org.br](http://www.abipecs.org.br)>. Acesso em: 20.ago.2007.

AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; BONA, A.; GARBOSSA, L. H. P. Estudo comparativo do reator UASB e do reator anaeróbio compartimentado seqüencial no tratamento de esgoto sanitário. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27., 2000, Fortaleza. **Anais....** São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 9 p., 2000.

AMIRFAKHRI, J.; VOSSOUGH, M.; SOLTANIEH, M. Assessment of desulfurization of natural gas by chemoautotrophic bacteria in an anaerobic baffled reactor (ABR). **Chemical Engineering and Processing**, Lausanne, n. 45, p. 232-237, 2006.

ANUALPEC 2006: anuário da pecuária brasileira. São Paulo: FNP Consultoria & Comércio, 2006. p. 262-275.

APHA, AWWA, WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20. ed. Washington, 1998. 1569 p.

ATKINSON, D.; WATSON, C. A. The environmental impact of intensive systems of animal production in the lowlands. **Animal Science**, v. 63, n.3, p.353-361, 1996.

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The use of anaerobic baffled reactor (ABR) for the wastewater treatment: a review. **Water Research**, Oxford, v. 33, n. 7, p. 1559-1578, 1999.

BEAL, L. J.; RAMAN, D. R. Sequential two-stage anaerobic treatment of confectionary wastewater. **Journal of Agricultural Engineering Research**, London, v. 76, p. 211-217, 2000.

BELLI FILHO, P. **Stockage et odeurs des dejections animales cas du lisier de porc**. 1995. 232 f. Tese (Doutorado em Química Industrial e Ambiental) - École Nationale Supérieure de Chimie, L'Université de Rennes I. Rennes, 1995.

BERNI, M. D.; BAJAY, S. V. Sustentabilidade ambiental e geração de energia na indústria de papel com o uso do reator anaeróbico no tratamento de efluentes. In: Congresso Anual de Celulose e Papel, 34., 2001, São Paulo. **Anais....** São Paulo, ABTCP, 2001, 1 CD-ROM.

BEUX, S. **Avaliação do tratamento de efluente de abatedouro em digestores anaeróbios de duas fases**. 2005. 99 f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) - Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2005.

BEZERRA, S. A. **Gestão ambiental da propriedade suinícola: um modelo baseado em um biosistema integrado**. 2002. 251 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

BLONSKAJA, V.; MENERT, A.; VILU, R. Use of two-stage anaerobic treatment for distillery waste. **Advances Environmental Research**, Amsterdam, v. 7, p. 671-678, 2003.

BOOPATHY, R. Biological treatment of swine waster using anaerobic baffled reactors. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 64, p. 1-6, 1998.

BOOPATHY, R., LARSEN, V. F.; SENIOR, E. Performance of anaerobic baffled reactor (ABR) in treating distillery waste-water from a Scotch Whisky factory.

**Biomass**, v. 16, n. 2, p. 133-143, 1988.

BOOPATHY, R.; SIEVERS, D. M. Performance of a modified anaerobic baffled reactor to treat waster swine. **Transactions of ASABE**, St. Joseph, v. 34, n. 6, p. 2573-78, 1991.

BORJA, R.; SANCHEZ, E; WEILAND, P. Influence of ammonia concentration on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Process Biochemistry**, Oxford, v. 31, n. 5, p. 477-483, 1996.

BORJA, R.; BANKS, C. J.; WANG, Z.; MANCHA, A. Anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater using a combination sludge blanket and filter arrangement in a single reactor. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 65, p. 125-133, 1998.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. **Resolução 357, de 17 de março de 2005**. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiano1.cfm?codlegitipo=3&ano=2005>>. Acesso em: 26.jun.2007.

BRUNO, M. **Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida**. 2007. 99 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária, 1999. 464 p.

CAMPOS, C. M. M.; LUIZ, F. A. R.; BOTELHO, C. G.; DAMASCENO, L. H. S. Avaliação da eficiência do reator UASB tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 28, n. 6 p. 1376-1384, 2004.

CAMPOS, C. M. M.; DAMASCENO, L.H.S.; MOCHIZUKI, E.T.; BOTELHO, C.G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 2, p. 390-399, 2005.

CAMPOS, C. M. M.; CARMO, F. R.; BOTELHO, C. G.; COSTA, C. C. Desenvolvimento e operação de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 30, n. 1, p. 140-147, 2006.

CARMO JUNIOR, G. N. R. **Aplicabilidade do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) para o tratamento de resíduos líquidos da suinocultura**. 1998. 79 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 1998.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico em águas residuárias**. 1. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997, 246p.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico em águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2007, 359p.

COSTA, R. H. R.; MEDRI, W. Modelling and optimisation of stabilisation ponds system for the treatment of swine wastes: organic matter avaluation. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, Curitiba, n. 45, p. 385-392, 2002.

DIAMANTIS V. I., AIVASIDIS A. Comparison of single- and two-stage UASB reactors used for anaerobic treatment of synthetic fruit wastewater, **Enzyme and Microbial Technology**, New York, 2007, doi:10.1016/j.enzmictec.2007.07.014.

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

DUDA, R. **Desempenho de reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2006. 146 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

DUGBA, P. N.; ZHANG, R. Treatment of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactor systems - thermophilic versus mesophilic operations. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 68, p. 225-233, 1999.

FERNANDES, G. F. R. **Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2004. 136 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

FERNANDES, G. F. R.; OLIVEIRA, R. A. de. 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.

FORESTI, E. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: VAN HAANDEL, A. C. et al. **Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap. 2, p. 31-35.

GAVALA, H. N.; SKIADAS, I. V.; LYBERATOS, G. On the performance of a centralized digestion facility receiving seasonal agroindustrial wastewaters. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 40, n. 1, p. 339-346, 1999.

GAO, M.; SHE, Z.; JIN, C. Performance evaluation of a mesophilic (37°C) upflow anaerobic sludge blanket reactor in treating distiller's grains wastewater. **Journal of Hazardous Materials**, Amsterdam, v. 141, p. 808-813, 2007.

GERARDI, M. H. **The microbiology of anaerobic digesters**. New Jersey: John Wiley & Sons, 2003. 130 p.

GROVER, R.; MARWAHA, S. S.; KENNEDY, J. F. Studies on the use of an anaerobic baffled reactor for the continuous anaerobic digestion of pulp and paper mill black liquors. **Process Biochemistry**, Oxford, v. 34, p. 653-657, 1999.

HALALSHEV, M.; SAWAJNEH, Z.; ZU'BI, M.; ZEEMAN, G.; LIER, J.; FAYYAD, M.; LETTINGA, G. Treatment of strong domestic sewage in a 96 m<sup>3</sup> UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 96, p. 577-585, 2005.

HENN, A. **Avaliação de dois sistemas de manejo de dejetos em uma pequena propriedade produtora de suínos – condição de partida**. 2005. 157 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

HUTNAN, M.; DRTIL, M.; MRAFKOVÁ, L.; DERCO, J.; BUDAY, J. Comparison of startup and anaerobic wastewater treatment in UASB, hybrid and baffled reactor. **Bioprocess Engineering**, New York, n. 21, p. 439-445, 1999.

IAMAMOTO, C. Y.; OLIVEIRA, R. A. de; LUCAS JUNIOR, J. Alcalinidade como medida de monitoramento do desempenho de reatores anaeróbios de fluxo

ascendente com manta de lodo (UASB), tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 22, n. 1, p. 118-126, 2002.

IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Pesquisa Pecuária Municipal (2003)**. Disponível em: <<http://www.sidra.ibge.gov.br>>. Acesso em: 19.set.2005.

INCE, O. Performance of a two-phase anaerobic digestion system when treating dairy wastewater. **Water Research**, Oxford, v. 32, n. 9, p. 2707-13, 1998.

ISBIZUKA, M. M. A. Biotecnologia no tratamento de dejetos de suínos. **Biotecnologia Ciência & Desenvolvimento**, Brasília, n. 3, p.16-17, 1998.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R.; FARIA, O. L. V.; ISOLDI, L. Parâmetros de operação do reator UASB em um sistema combinado reator-UASB reator aeróbio. **Revista Eletrônica do Mestrado em Educação Ambiental**. v. 6, p. 1-6, 2001. Disponível em <<http://www.google.com.br>> Acesso em 20.set.2006.

JENKINS, S. R.; MORGAN, J. M.; SAWYER, C. L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration . **Journal Water Pollution Control Federal**, Alexandria, v. 55, n. 5, p. 448-453, 1983.

KALYUZHNYI, S. et al. The development of biological methods for utilization and treatment of diluted manure streams. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 40, n. 1, p. 223-230, 1999.

KALYUZHNYI, S. et al. Integrated mechanical, biological and physico-chemical treatment of liquid manure streams. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 41, n. 12, p. 175-182, 2000.

KATO, M. T. Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. et al. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição**

**controlada no solo.** Rio de Janeiro: ABES, cap. 3, p. 61-77, 1999.

KONZEN, E. A. Manejo e utilização de dejetos de suínos. Concórdia: EMBRAPA – CNPSA, 1983, 32 p., (Circular Técnica n. 6).

KUSÇU, O. P.; SPONZA, D. T. Performance of anaerobic baffled reactor (ABR) treating synthetic wastewater containing *p*-nitrophenol. **Enzyme and Microbial Technology**, n. 36, p. 888-895, 2005.

LANGENHOFF, A. A. M.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute wastewater using an anaerobic baffled reactor: effect of low temperature. **Water Research**, Oxford, v. 34, n. 15, p. 3867-75, 2000.

LANGENHOFF, A. A. M.; INTRACHANDRA, N.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute soluble and colloidal wastewater using an anaerobic baffled reactor: influence of hydraulic retention time. **Water Research**, Oxford, v. 34, n. 4, p. 1307-17, 2000.

LECLERC, M.; DELBES, C.; MOLETTA, R.; GODON, J. J. Single strand conformation polymorphism monitoring of 16S rDNA Archaea during start-up of an anaerobic digester. **FEMS Microbiology Ecology**, Oxford, v. 34, p. 213-220, 2001.

LIMA, F. P. **Energia no tratamento de esgoto: análise tecnológica e institucional para conservação de energia e uso de biogás.** 2005. 138 f. Dissertação (Mestrado em Energia), Universidade de São Paulo, São Paulo, 2005.

LO, K. V.; LIAO, P. H.; GAO, Y. C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 47, p. 153-157, 1994.

LUCAS JÚNIOR, J. **Algumas considerações sobre o uso do estrume de suínos como substrato para três sistemas de biodigestores anaeróbios.** 1994. 137 f. Tese (Livre-Docência) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 1994.

LUDKE, J. V.; LUDKE, M. C. M. do. Preservação ambiental. **Suinocultura Industrial**, São Paulo, v. 25, n. 2, p. 10-14, 2002.

MANARIOTIS, I. D.; GRIGOROPOULUS, S. G. Low-strength wastewater treatment using an anaerobic baffled reactor. **Water Environment Research**, Alexandria, v. 74, n. 2, p. 170-176, 2002.

MANGIERI, L. A. L. **Desempenho do sistema de tratamento de esgoto sanitário associando reator anaeróbio e filtro biológico convencional em escala real**. 2001. 126 f. Tese (Mestrado em Hidráulica e Saneamento), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

MASSÉ, I.; MASSÉ, L.; CROTEAU, F. The effect of temperature fluctuations on psychrophilic anaerobic sequencing batch reactors treating swine manure. **Bioresource Technology**, Oxford, n. 89, p. 57-62, 2003.

MEISTER, R. **Estudo de modelo em escala piloto de reator UASB**. 2005. 58 f. Monografia (Trabalho de conclusão de curso em Engenharia Ambiental) – Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Pontifícia Universidade Católica do Paraná, Curitiba, 2005.

MIRANDA, C. R. **Avaliação de estratégias para sustentabilidade da suinocultura**. 2005. 264 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

MOODY, L. B.; RAMAN, D. R. A dual-reactor anaerobic system for complete treatment of a food processing waste. **Journal of Agricultural Engineering Research**, London, v. 80, n. 3, p. 293-299, 2001.

MORENO, A. L. M. Comportamiento de una descarga de agua residual de matadero mediante tratamiento anaerobico -UASB- filtro anaeróbico. In: SEMINÁRIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS

RESIDUALES, 4., 1996, Colômbia: Bucaramanga. **Anais...** Bucaramanga: Red Colombiana de Biotecnologia Ambiental, p. 337-353, 1996.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D. C. The effect of shock loads on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). 1. step changes in feed concentration at constant retention time. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 11, p. 2737-46, 1997a.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D. C. The effect of shock loads on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). 2. step and transiente hydraulic shocks at constant feed strength. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 11, p. 2747-54, 1997b.

NDON, U. J.; DAGUE, R. R. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 10, p. 2455-2466, 1997.

NOGUEIRA, L. A. H. **Biodigestão: a alternativa energética**. São Paulo: Nobel, 1986. 94 p.

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

OLIVEIRA, P. A. V., e Colaboradores. **Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos**. Concórdia: EMBRAPA/CNPSA, 1993, 188 p.

OLIVEIRA, R. A. de. **Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura**. 1997. 359 f. (vol. I e II). Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1997.

OLIVEIRA, R. A. de. **Tratamento anaeróbio em reatores UASB do resíduo bruto**

**de suinocultura com uso intensivo de água de higienização.** Relatório final de pesquisa CPRT/UNESP. Jaboticabal: FCAV - UNESP, 2000. 240 p.

OLIVEIRA, R. A. de. **Efeito da carga hidráulica volumétrica, da temperatura climatológica e do descarte do excesso de lodo da manta no desempenho de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura.** Relatório final de pesquisa CPA/UNESP. Jaboticabal: FCAV - UNESP, 2001. 125 p.

OLIVEIRA, W. **Uso de água residuária de suinocultura em pastagens de *Brachiaria Decumbens* e Grama Estrela *Cynodom Plesctostachyum*.** 2006. 105 f. Dissertação (Mestrado em Irrigação e Drenagem) – Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2006.

OLIVEIRA, R. M. **Biossistemas integrados na suinocultura.** Dossiê técnico. TECPAR - Instituto de Tecnologia do Paraná, 2007, 62 p.

PERDOMO, C. C; LIMA, G. J. M. M. Considerações sobre a questão dos dejetos e o meio ambiente. IN: SOBESTIANSKY, J.; WENTZ, I.; SILVEIRA, P. R. S.; SESTI, L. **Suinocultura intensiva: produção, manejo e saúde do rebanho.** Brasília: Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária - SPI, 1998, 388 p.

PERDOMO, C. C. **Alternativas para o Manejo e Tratamento de Dejetos de Suínos.** 2001. Disponível em: <[www.cnpsa.embrapa.br/?/artigos/2001/artigo-2001-no19.html;ano-2001](http://www.cnpsa.embrapa.br/?/artigos/2001/artigo-2001-no19.html;ano-2001)>. Acesso em: 25.set.2005.

PEREIRA, E. R. **Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura.** 2003. 103 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; QUADRO, M. S.; ANTUNES, R. M.; KOETZ, P. R. Influência da recirculação e da alcalinidade no desempenho de um reator UASB no tratamento de efluente de suinocultura. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 10, n. 1, p. 103-110, 2004.

POVINELLI, S. C. C. **Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário**. 1994. 181 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

RAMIRES, R. A. **Produção de metano e remoção de matéria orgânica, nutrientes e microrganismos patogênicos em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura**. 2004. 136 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

RAMIREZ, O. P.; QUADRO, M. S.; ANTUNES, R. M.; KOETZ, P. R. Influência da carga orgânica volumétrica aplicada no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura por contactores biológicos rotatórios e reator anóxico. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 9, n. 4, p. 413-420, 2003.

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

RODRIGUES, R. S.; SELBACH, P. A. Redução de carga poluidora em lodo de suinocultura através de filtração. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, n. 4, v. 9, p. 407-411, 2003.

SALLIS, P. J.; UYANIK, S. Granule development in a split-feed anaerobic baffled reactor. **Bioresource Technology**, Oxford, n. 89, p. 255-265, 2003.

SANCHEZ, E. et al. Piggery waste treatment by anaerobic digestion and nutrient removal by ionic exchange. **Resources, Conservation and Recycling**, Amsterdam, v. 15, n. 3-4, p. 235-244, 1995.

SANTANA, A. M. **Atividade de microbiota e desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura**. 2004. 113 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

SANTANA, A. M.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 25, n. 3, p. 817-830, 2005.

SEGANFREDO, M. A. **Efeito de dejetos líquidos de suínos sobre algumas características físicas do solo**. In: Reunião Sul-Brasileira de Ciência do Solo, 2., 1998, Santa Maria. **Anais.....** Santa Maria: 1998, p. 167-169.

SHE, Z.; ZHENG, X.; YANG, B.; JIN, C.; GAO, M. Granule development and performance in sucrose fed anaerobic baffled reactors. **Journal of Biotechnology**, Amsterdam, v. 122, p. 198–208, 2006.

SCHOENHALS, M.; FRARE, L. M.; SARMENTO, L. A. V. Análise do desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo no tratamento de efluentes da suinocultura. **Engenharia Ambiental**, Espírito Santo do Pinhal, v. 4, n. 1, p. 5-23, 2007.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 9, n. 2, p. 268-275, 2005.

SOUZA, C. F.; LUCAS JÚNIOR, J.; FERREIRA, W. P. M. Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos sob efeito de três temperaturas e dois níveis de agitação do substrato – considerações sobre a partida. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 25, n. 2, p. 530-539, 2005.

STAMATELATOU K.; VAVILIN, V., LYBERATOS G. Performance of a glucose fed periodic anaerobic baffled reactor under increasing organic loading conditions: 1. Experimental results. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 88, p. 131-136, 2003.

SUINO. **Remoção de nitrogênio em dejetos de suínos**. Disponível em: <[http://www.suino.com.br/meioambiente/noticia.asp?pf\\_id=24083&dept\\_id=8](http://www.suino.com.br/meioambiente/noticia.asp?pf_id=24083&dept_id=8)>. Acesso em: 02.abr.06.

TOLEDO, A. A. G. F. de; LUCAS JUNIOR, J. de. Produção de biogás a partir de águas residuárias de pocilgas utilizando reatores UASB sob quatro tempos de retenção hidráulica. **Energia na Agricultura**, Botucatu, v. 12, n. 2, p. 49-55, 1997.

URBINATI, E. **Efeito das cargas hidráulica e volumétrica no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2006. 115 f. Monografia (Trabalho de conclusão de curso em Agronomia) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

UYANIK, S.; SALLIS, P. J.; ANDERSON, G. K. The effect of polymer addition on granulation in an anaerobic baffled reactor (ABR). Part II: compartmentalization of bacterial populations. **Water Research**, Oxford, v. 36, p. 944-955, 2002.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate**. Chichester: John Wiley & Sons, 1994, 226 p.

VAN HORN, H. H.; WILKIE, A. C.; POWERS, W. J.; NORDSTEDT, R. A. Components of dairy manure management systems. **Journal Dairy Science**,

Champaign, v. 77, p. 2008-2030, 1994.

VAZOLLER, R. F. **Microbiologia e saneamento ambiental**. Disponível em: <<http://www.bdt.fat.org.br/publicacoes/padct/bio/cap9/3/rosana.html>> Acesso em: 9.jul.2005.

VOSSOUGH, M.; SHAKERI, M.; ALEMZADEH, I. Performance of anaerobic baffled reactor treating synthetic wastewater influenced by decreasing COD/SO<sub>4</sub> ratios. **Chemical Engineering and Processing**, Lausanne, v. 42, n. 10, p. 811-816, 2003.

YANG, P. Y.; MOENGANGONGO, T. H. Operational stability of a horizontal baffled-anaerobic for diluted swine wastewater in the tropics. **Transactions of the ASABE**, St. Joseph, v. 30, n. 4, p. 1105-10, 1987.

YU, H.; ANDERSON, G. K. Performance of a combined anaerobic reactor for municipal wastewater treatment at ambient temperature. **Resources, Conservation and Recycling**, Amsterdam, v. 17, p. 259-271, 1996.

WANG, J.; HUANG, Y.; ZHAO, X. Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 93, p. 205-208, 2004.

WU, H.; WANG, S.; KONG, H.; LIU, T.; XIA, M. Performance of combined process of anoxic baffled reactor-biological contact oxidation treating printing and dyeing wastewater. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 98, p. 1501-1504, 2007.

ZANOTELLI, C. T. **Modelagem matemática de nitrogênio e fósforo em lagoas facultativas e de aguapés para tratamento de dejetos de suínos**. 2002. 180 f. Tese (Doutorado em Engenharia de Produção), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.