

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA – UNESP  
CÂMPUS DE JABOTICABAL**

**SISTEMA DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO  
COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE FILTRO AERÓBIO E  
REATOR ANÓXICO.**

**Guilherme Henrique Rodrigues Braz  
Tecnólogo em Biocombustíveis**

**2013**

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA – UNESP  
CÂMPUS DE JABOTICABAL**

**SISTEMA DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO  
COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE FILTRO AERÓBIO E  
REATOR ANÓXICO.**

**Guilherme Henrique Rodrigues Braz**

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

**Coorientadora: Profa. Dra. Rose Maria Duda**

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

**2013**

Braz, Guilherme Henrique Rodrigues  
B827s Sistema de tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de filtro aeróbio e reator anóxico / Guilherme Henrique Rodrigues Braz. -- Jaboticabal, 2013 x, 135 p. : il. ; 28 cm

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, 2013  
Orientador: Roberto Alves de Oliveira  
Banca examinadora: José Tavares de Souza, Luciano dos Santos Rodrigues  
Bibliografia

1. Metano. 2. Reator anaeróbio de chicana. 3. Tratamento anaeróbio. 4. Suinocultura. I. Título. II. Jaboticabal-Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias.

CDU 628.38:636.4

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



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

CAMPUS DE JABOTICABAL

FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS DE JABOTICABAL

**CERTIFICADO DE APROVAÇÃO**

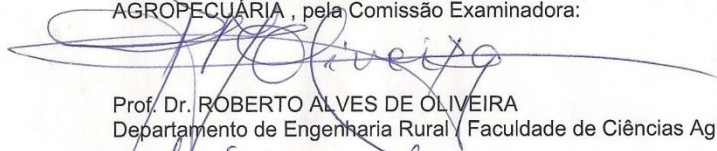
**TÍTULO:** SISTEMA DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO SEGUIDO DE FILTRO AERÓBIO E REATOR ANÓXICO

**AUTOR:** GUILHERME HENRIQUE RODRIGUES BRAZ

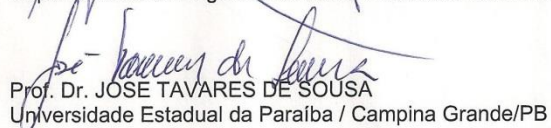
**ORIENTADOR:** Prof. Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

**CO-ORIENTADORA:** Profa. Dra. ROSE MARIA DUDA

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



Prof. Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA  
Departamento de Engenharia Rural / Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias de Jaboticabal



Prof. Dr. JOSE TAVARES DE SOUSA  
Universidade Estadual da Paraíba / Campina Grande/PB



Prof. Dr. LUCIANO DOS SANTOS RODRIGUES  
Universidade Federal de Minas Gerais / Belo Horizonte/MG

Data da realização: 16 de dezembro de 2013.

## **DADOS CURRÍCULARES DO AUTOR**

**GUILHERME HENRIQUE RODRIGUES BRAZ** – Filho de Osvaldo Braz Filho e Rosangela Aparecida Rodrigues Braz, nascido em 02 de fevereiro de 1988 em Ribeirão Preto - SP. Tecnólogo em Biocombustíveis graduado pela Faculdade de Tecnologia de Jaboticabal (FATEC – JAB) em Julho de 2011. Em agosto de 2011 ingressou no curso de Pós-graduação em Microbiologia Agropecuária, em nível de Mestrado, Na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Câmpus de Jaboticabal.

**“O que destrói a humanidade: A Política, sem princípios; o Prazer, sem compromisso; a Riqueza, sem trabalho; a Sabedoria, sem caráter; os Negócios, sem moral; a Ciência, sem humanidade; a Oração, sem caridade.”**

**Mahatma Gandhi.**

## **Agradecimentos.**

Aos meus pais e minha irmã, por todo fundamental apoio e suporte. Vocês são os pilares da minha vida!

Ao professor Dr. Roberto Alves de Oliveira pela oportunidade de realização do mestrado, pela orientação e por todos os conselhos e paciência. Muito obrigado!

A professora Dr. Rose Maria Duda pela co-orientação, pela indispensável ajuda e conselhos fundamentais para que todo esse trabalho pudesse ser realizado.

Aos professores Dr. José Tavares de Sousa e Dr. Luciano dos Santos Rodrigues pelas valiosas contribuições a este trabalho e pela disposição com que receberam o convite.

Aos professores Dr. Ely Nahas e Dra. Luciana Maria Saran pela amizade e pelas contribuições no exame geral de qualificação.

A FATEC, a Flávia e ao Márcio (técnicos) pela ajuda e disposição em me receber.

A todos os meus amigos e colegas que estiveram presentes durante esses anos de curso. São eles: Aylan, Valciney, Áureo, Gilvânia, Cíntia, Silvia, Cristiane, Isabela, Eduardo, Daiane, Raissa, Alejandra, Alexandre, Sandra (estagiária), Luana, Daniele, Juliana e a todos os que por qualquer motivo não estão citados aqui eu agradeço! Vocês foram de fundamental importância nesse processo sendo pela ajuda nas horas de dificuldade, por serem bons ouvintes ou por compartilhar tantos momentos bons e ruins. Muito obrigado!

A todos os funcionários e professores do departamento de Engenharia Rural em especial para Ailton, Luizinho, Primo, Marquinho, Luis Cláudio e Davi por nos socorrerem e nos ajudarem em todos os momentos.

A todos os funcionários da Pós – Graduação pela imensa ajuda e por serem tão solidários.

A FCAV – UNESP de pelo acolhimento e auxílio durante esses anos.

A CAPES pela bolsa concedida para o financiamento deste estudo.

Muito obrigado a todos!

## Sumário

	Páginas.
RESUMO	i
ABSTRACT	ii
LISTA DE TABELAS .....	iii
LISTA DE FIGURAS .....	viii
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS .....	xiv
1. INTRODUÇÃO. ....	15
2. REVISÃO DE LITERATURA .....	17
2.1 Suinocultura .....	17
2.2 Tratamento anaeróbio das águas residuárias de suinocultura .....	18
2.3 Reator Anaeróbio Compartimentado (Anaerobic Baffled Reactor ABR). ....	22
2.4 Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. ....	25
2.5 Filtro Aerado Submerso (FAS).....	27
2.6 Remoção biológica de nitrogênio e fósforo. ....	29
3. MATERIAL E MÉTODOS .....	36
3.1 Local do experimento.....	36
3.2 Instalações experimentais.....	36
3.3 Afluente e amostragem .....	39
3.4 Descrição da operação e acompanhamento do sistema de tratamento .....	40
3.5 Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos ..	43
3.5.1 Temperatura .....	43
3.5.2 Análise Estatística.....	44
4. Resultados e discussão.....	46
4.1 Temperatura .....	46
4.2 pH, Alcalinidade e ácidos voláteis totais. ....	48



4.3 Demanda química de oxigênio (DQO) .....	60
4.4 Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e efluentes.....	70
4.5 Produção e composição de biogás. ....	81
4.6 Sólidos totais e voláteis do lodo .....	85
4.7 Teores de Macronutrientes e Micronutrientes .....	90
4.7.1 Nitrogênio .....	90
4.7.2 Fósforo .....	101
4.7.3 Calcio, potássio, magnésio, sódio, cobre, ferro, manganês e zinco. .	104
4.8 Coliformes Totais e Termotolerantes .....	109
5. CONCLUSÕES .....	112
6. REFERÊNCIAS.....	114

## TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO, SEGUIDO DE FILTRO AERÓBIO E REATOR ANÓXICO.

**RESUMO** – A digestão anaeróbia é uma alternativa de baixo custo para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com possibilidade de produção de energia. Neste trabalho foi utilizado um sistema de tratamento, em escala piloto, composto por reator anaeróbio compartimentado (ABR) com duas câmaras, um filtro aerado submerso (FAS) e um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. Na primeira câmara do ABR foram aplicados tempos de detenção hidráulicos (TDH) de 40,6 a 10,6 h e carga orgânicas volumétricas (COV) de 4,8 a 37 g DQO (L d)<sup>-1</sup>. Os maiores valores para produção volumétrica de metano e a produção específica de metano no ABR foram de 0,843 L CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup> e 0,254 L CH<sub>4</sub> (g DQO<sub>total</sub> removida)<sup>-1</sup> e a concentração de metano no biogás variou de 75 a 83%. No FAS e no USB anóxico foram utilizados TDH que variaram de 12,7 a 3,3 horas e de 10,8 a 2,8 horas, e COV variando de 5 a 18,7 g DQO (L d)<sup>-1</sup> e 3,4 a 28,1 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, respectivamente. No FAS foram utilizados 3 diferentes ciclos de aeração intermitente e foi utilizado anéis de plástico de conduíte como meio suporte. A produção de nitrito no FAS chegou a 171 mg L<sup>-1</sup> durante o ensaio 4 e no biogás do USB obteve-se 37% de N<sub>2</sub>. A concentração de coliformes totais e termotolerantes no afluente alcançou valores 1,1x10<sup>12</sup> e 2,4x10<sup>11</sup> NMP(100 ml)<sup>-1</sup>, respectivamente. Com a inclusão do pós-tratamento foi possível obter eficiências de remoção de DQO<sub>total</sub>, sólidos suspensos totais (SST), P-total, e coliformes totais e termotolerantes de até 85, 88, 77 e 5,07 log NMP (100 ml)<sup>-1</sup>, respectivamente para o sistema de tratamento. As maiores remoções de micronutrientes foi de 85% para Cu, 84% para Fe, 78 % para Mn e 90% para Zn.

**Palavras chave:** Metano, reator anaeróbio de chicana, tratamento anaeróbio, suinocultura.

## SWINE WASTEWATER TREATMENT IN ANAEROBIC BAFFLED REACTOR, AERATED FILTER AND ANOXIC REACTOR.

**ABSTRACT** - Anaerobic treatment is a low cost alternative for treating swine wastewater, with the possibility of energy producing. In this work we used a treatment system , pilot scale , composed by anaerobic baffled reactor (ABR ) , submerged aerated filter (SAF ) and reactor upflow sludge blanket ( USB ) for the treatment of anoxic swine wastewater. ABR were applied hydraulic retention time (HRT) from 40.6 to 10.6 h and organic loading rate (OLR) from 4.8 to 37 g COD (L d)<sup>-1</sup>. The highest values for volumetric methane production and specific methane production in ABR were 0.843 L CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup> and 0.254 L CH<sub>4</sub> (g total COD removed)<sup>-1</sup> and the concentration of methane in the biogas ranged 75-83 %. In FAS and anoxic USB the HRT were used ranging from 12.7 to 3.3 and 10.8 to 2.8 hours, respectively , and OLR ranging from 5 to 18.7 g COD (L d)<sup>-1</sup> and 3 4 to 28.1 g COD (L d)<sup>-1</sup>. FAS were used in three different cycles of intermittent aeration and used plastic rings conduit as packing material. The production nitrite in the FAS reached 171 mg L<sup>-1</sup> in test 4 when the biogas produced in anoxic USB obtained 37 % N<sub>2</sub>. The concentration of thermotolerant and total coliforms in the affluent reached values 1.1 X10<sup>12</sup> and 2.4 x10<sup>11</sup> MPN (100 ml)<sup>-1</sup>. With the inclusion of post- treatment was possible to obtain total COD removal efficiencies, Total suspended solids (TSS ) , total P , and total and fecal coliforms up to 85,88,77 and 5,07 log MPN (100 ml)<sup>-1</sup>, respectively. Removal of micronutrients has reached values higher than 85% for Cu, Fe 84 % to 78% to 90% Mn and Zn.

**Keywords:** anaerobic baffle reactor, anaerobic treatment, methane, swine.

## LISTA DE TABELAS

	Páginas.
TABELA 1. Estados de oxidação dos diferentes compostos nitrogenados.....	29
TABELA 2. Condições operacionais aplicadas ao sistema de tratamento composto de reator anaeróbio compartimentado (ABR) filtro aerado submerso (FAS) e reator de manta de lodo (USB) anóxico utilizados para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.....	40
TABELA 3. Ciclos de aeração utilizado no filtro aerado submerso (FAS) nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	42
TABELA 4. Exames e determinações, frequência e fontes das metodologias utilizadas.....	45
TABELA 5. Valores médios das temperaturas do ar obtidos na estação agroclimatológica (Ar) e o coeficiente de variação (CV) durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	46
TABELA 6. Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 do reator ABR (C1 e C2 ), Filtro Aerado Submerso (FAS) e USB anóxico , e o coeficiente de variação (CV) durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	48
TABELA 7. 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 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 E 6.....	50
TABELA 8. 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 obtidos durante a operação do filtro aerado submerso (FAS), USB anóxico nos1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	56

- TABELA 9. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQOtotal), dissolvida (DQOdiss) e devido à fração de sólidos suspensos (DQOss) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reatores ABR (C1 e C2), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. .... 63
- TABELA 10. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV em g DQOtotal (L d)<sup>-1</sup>) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQOtotal), dissolvida (DQOdiss) e devido a fração de sólidos suspensos (DQOss), do afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso (FAS), no USB anóxico e do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6. .... 67
- TABELA 11. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com os reatores ABR (C1 e C2), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6..... 72
- TABELA 12. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV em g DQOtotal (L d)<sup>-1</sup>) aplicada, dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso (FAS), no USB anóxico e do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6. .... 77
- TABELA 13. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) e nitrogênio (N<sub>2</sub>) e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de

CH4 nas câmaras 1 e 2 do reator ABR e do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	83
TABELA 14. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{g L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para câmara 1 (C1) do reator ABR nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	86
TABELA 15. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{g L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para câmara 2 (C2) do reator ABR nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	87
TABELA 16. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{g L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para o filtro aerado submerso (FAS) nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	88
TABELA 17. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{mg L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para o reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	89
TABELA 18. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, das concentrações de nitrogênio Kjeldahl (NK), nitrogênio amoniacal (N-am.) no afluente e efluentes das câmaras 1 e 2 (C1 e C2) do reator	

ABR, e da eficiência de remoção no reator anaeróbio compartimentado (ABR) nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	90
TABELA 19. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, das concentrações de nitrogênio Kjeldahl (NK), nitrogênio amoniacal (N-am.) no afluente e efluente, e da eficiência de remoção no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	87
TABELA 20. Valores médios e coeficiente de variação (CV), da temperatura (T °C) e oxigênio dissolvido em mg L <sup>-1</sup> (OD) no filtro aerado submerso (FAS) medidas no ponto de coleta de efluente (ponto E) e no ponto 4 de coleta de lodo no corpo do reator (ponto R), da vazão de ar (V. AR) em m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> e quantidade de oxigênio em m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> m <sup>3</sup> reator d <sup>-1</sup> no FAS e das concentrações de nitrito e nitrato no FAS e no USB anóxico durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	90
TABELA 21. Estimativa do número mais provável (NMP g SV <sup>-1</sup> ) de bactérias oxidadoras de amônia, oxidadoras de nitrito, desnitrificantes e heterotróficas no biofilme do filtro aerado submerso e na manta de lodo do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	100
TABELA 22. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total (mg L <sup>-1</sup> ), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	102
TABELA 22. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (mg L <sup>-1</sup> ) de fósforo total (P-total) no afluente e efluente e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	103

TABELA 24. Valores médios ( $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg), sódio (Na), cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C1 e C2) nos ensaios 1, 2, 3,5 e 6.....	106
TABELA 25. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nos ensaios 1, 2, 3, 5 e 6.....	102
TABELA 25 - Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nos ensaios 1, 2, 3, 5 e 6.....	103
TABELA 27. Valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes dos afluentes e efluentes, e respectivas eficiências de remoção no ABR (câmaras 1 e 2), filtro aerado submerso e reator USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 6. ....	111



## LISTA DE FIGURAS

	Páginas.
FIGURA 1. Sequência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas (Fonte: Adaptado CHERNICHARO, 2007) .....	20
FIGURA 2. Conversões possíveis entre compostos nitrogenados (BASSIM, 2012) .....	32
FIGURA 3: Destino de DBO solúvel e fósforo. (Adaptado: SEDLACK, 1991).....	34
FIGURA 4: Representação do sistema de tratamento composto pelo reator ABR (C1 + C2), filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico. Fonte: adaptado Fernandes e Oliveira (2006) .....	37
FIGURA 5: Capsula porosa utilizada para aeração com bolhas finas; chapa de aço inox para apoio do meio suporte; eletrodo corrugado utilizado como meio suporte so filtro aerado submerso (FAS). Fonte: Santos 2011.....	38
FIGURA 6: Imagem do sistema de tratamento composto pelo reator ABR (C1 + C2), filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico, nas instalações do Departamento de Engenharia Rural da UNESP, Campus de Jaboticabal. Fonte: Própria.....	38
FIGURA 8. Valores mínimos, médios e máximos das temperaturas registradas pela estação Agroclimatológica localizada no Campos da Unesp de Jaboticabal Durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	47
FIGURA 9: Valores médios das temperaturas do afluente e efluente dos reatores ABR (C1 e C2), FAS e USB anóxico e do ambiente registradas pela durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5, e 6.....	48
FIGURA 10. Valores de pH do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, filtro aerado submerso (FAS) e USB	

anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....	51
FIGURA 11. Valores de alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.....	52
FIGURA 12. Valores de alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.....	52
FIGURA 13. Valores de alcalinidade parcial (AP) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.....	53
FIGURA 14. Valores de alcalinidade parcial (AP) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.....	53
FIGURA 15. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.....	54
FIGURA 16. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.....	54
FIGURA 17. Valores de alcalinidade total (AT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.....	57
FIGURA 18. Valores de alcalinidade total (AT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.....	57
FIGURA 19. Valores de alcalinidade parcial (AP) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.....	58

FIGURA 20. Valores de alcalinidade parcial (AP) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.....	58
FIGURA 21. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.....	59
FIGURA 22. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.....	59
FIGURA 23. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 1, 2 e 3.....	64
FIGURA 24. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 4, 5 e 6.....	64
FIGURA 25. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO dissolvida) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 1, 2 e 3.....	65
FIGURA 26. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO dissolvida) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 4, 5 e 6.....	65
FIGURA 27. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.....	68
FIGURA 28. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.....	68
FIGURA 29. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO diss) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB	

anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.....	69
FIGURA 30. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO diss) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.....	69
FIGURA 31. Valores de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.....	73
FIGURA 32. Valores de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.....	73
FIGURA 33. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 1, 2 e 3.....	74
FIGURA 34. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 4, 5 e 6.....	74
FIGURA 35. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 1, 2 e 3.....	75
FIGURA 36. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 4, 5 e 6.....	75
FIGURA 37. Valores de sólidos suspensos totais (SST) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.....	78
FIGURA 38. Valores de sólidos suspensos totais (SST) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.....	78

FIGURA 39. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3. ....	79
FIGURA 40. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6. ....	79
FIGURA 41. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3. ....	80
FIGURA 42. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6. ....	80
FIGURA 43. Valores de produção volumétrica de metano da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR e USB anóxico durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	79
FIGURA 44. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 1, 2 e 3. ....	91
FIGURA 45. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 4, 5 e 6. ....	91
FIGURA 46. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) do efluentes, filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1,2 e 3. ....	93
FIGURA 47. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6. ....	93
FIGURA 48. Valores de nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) dos efluentes do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. ....	97

- FIGURA 49. Valores de nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) dos efluentes do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....98
- FIGURA 50. Valores do oxigênio dissolvido (OD) no filtro aerado submerso (FAS) medido no ponto de coleta de efluente (Ponto E) e no ponto do corpo do reator (Ponto R) antes e depois de período de aeração, durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.....99

**LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS**

ABR – *Anaerobic baffled reactor* – reator anaeróbio compartimentado ou de chicanas

AI – 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 – 1ª câmara do reator ABR

C2 – 2ª câmara do reator ABR

DQOdiss – Demanda química de oxigênio da fração dissolvida

DQOss – Demanda química de oxigênio da fração de sólidos suspensos

DQOtotal – Demanda química de oxigênio da amostra bruta

FAS – Filtro aerado submerso

N – Nitrogênio

NTK – Nitrogênio total Kjeldahl

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> – nitrogênio na forma de nitrito

N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> – nitrogênio na forma de nitrato

NT – Nitrogênio Total

NMP – Número mais provável

OD – Oxigênio dissolvido

P-total – Fósforo total

pH – Potencial hidrogeniônico

ST – Sólidos totais

SV – Sólidos voláteis

SST – Sólidos suspensos totais

SSV – Sólidos suspensos voláteis

TDH – Tempo de detenção hidráulica

TRS – Tempo de retenção de sólidos

USB – *Upflow sludge blanket reactor* – reator de fluxo ascendente com manta de lodo. Anóxico.

( a ) – amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração

( b ) – amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de ausência de aeração

## 1. INTRODUÇÃO.

A suinocultura é uma atividade de grande importância na economia mundial e a produção mundial de carne suína em 2012 foi de 100 milhões de toneladas, sendo a China o maior produtor e consumidor desse tipo de carne (ABIPECS, 2013a). Com um rebanho estimado em 39,3 milhões de animais (IBGE, 2011) o Brasil ocupa o terceiro lugar na produção de suínos, com média anual de 3,8 milhões de toneladas de carne (ABIPECS, 2013b).

A produção confinada de suínos é uma fonte notável de poluição, pois o elevado volume de resíduo gerado muitas vezes é disposto em pequenas áreas sem o devido tratamento. O grande potencial poluidor das águas residuárias de suinocultura ocorre em virtude da elevada quantidade de matéria orgânica, nutrientes e patógenos. De todo alimento ingerido pelo suíno são excretados em média 45% a 60% do nitrogênio; 50% a 80% do cálcio e fósforo; e 70% a 90% do sódio, potássio, magnésio, cobre, zinco, manganês e ferro (NRC, 1998).

A utilização de reatores anaeróbios é uma boa opção para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com altas concentrações de material orgânico. Além do baixo custo, o tratamento anaeróbio possibilita a produção do gás metano, que pode ser utilizado para a produção de energia.

Diversas configurações de reatores anaeróbios de alta taxa podem ser utilizadas para o tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura. Entre essas configurações, destaca-se o reator anaeróbio compartimentado (ABR). O reator ABR possui várias vantagens, tais como, estrutura simples, ausência do separador de fases, elevado volume útil, ausência de mecanismos de mistura, baixo consumo de energia elétrica, alta capacidade de retenção de sólidos biológicos ativos, pode suportar a aplicação de baixas e altas cargas orgânicas; possui elevada estabilidade e recupera-se rapidamente de choques orgânicos e hidráulicos (BARBER E STUCKEY, 1999).

Uma análise apresentada por OROZCO (1988) citada por KRISHNA et. al. (2009) indicou que, para a mesma eficiência de remoção de DQO, o reator ABR necessita de TDH 39% menor que o necessário, para a mesma eficiência, em um



reator UASB. Os pesquisadores também constataram que o custo da construção do ABR é 20% inferior ao do reator UASB.

Os reatores ABR possuem boa eficiência na remoção de matéria orgânica, mas são pouco eficientes na remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos. Sendo assim, há a necessidade de um pós-tratamento, para se obter efluente com qualidade que atenda a Legislação Brasileira (CONAMA 357/2005).

Para o pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura, a combinação do tratamento anaeróbio e aeróbio, tem sido bastante estudada (OBAJA et al, 2003; OBAJA et al., 2005; MAGRI et al., 2008, OLIVEIRA e SANTANA, 2011).

A adição da etapa aeróbia é de fundamental importância na remoção biológica de nutrientes, pois a presença de oxigênio é essencial no processo da oxidação da amônia para posterior redução de nitrito e nitrato pela via anóxica e também, o oxigênio, torna o meio favorável para que os microrganismos acumulem fosforo, removendo-o do efluente.

Podem-se utilizar diversas combinações de reatores de alta taxa para os processos anaeróbio e aeróbio como: reatores sequencias em batelada (RSB) aeróbio e um anoxico em série (WINKLER et al. 2011); a junção de reator ABR para o tratamento anaeróbio, seguido de filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente anoxico (USB anoxico) para o pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura (SANTOS 2011); e alternância de ciclos anaeróbios e aeróbios em um FAS (EL-SHAFI e ZAHID, 2013). Sendo muito comum em diversos estudos o processo de aeração intermitente (CHENG e LIU, 2001; MOTA et al., 2005; JIN-YOUNG et al., 2007).

Sendo assim, neste trabalho objetivou – se avaliar a combinação de processo anaeróbio/aeróbio e anóxico, em escala piloto, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

## 2. REVISÃO DE LITERATURA

### 2.1 Suinocultura

Com um rebanho estimado em 39,3 milhões de animais (IBGE, 2011), e a produção média anual de 3,8 milhões de toneladas e de exportação de 581 mil toneladas de carne, o Brasil ocupa o terceiro lugar na produção e o quarto lugar na exportação de suínos. Aproximadamente 60% da produção de suínos se concentra na região sul do país (ABIPECS, 2013b).

A evolução da produção industrial de suínos fez com que a área de confinamento por animal fosse reduzida. A produção confinada de suínos é uma notável fonte de poluição e degradação ambiental. Nos sistemas convencionais de produção todos os dejetos são manejados na forma líquida e o efluente é composto por urina, fezes, derramamento de água dos bebedouros, restos de alimentos não digeridos, resíduos de medicamentos antimicrobianos e micro-organismos patogênicos (VIANCELLI et al., 2013).

Estima-se que são necessários 6 m<sup>3</sup> de água para produzir 1 kg de carne de suínos e que pelo menos 30 mil toneladas de resíduos são gerados em um sistema intensivo de 10 mil cabeças de suínos/ano, onde a quantidade lançada de águas residuárias por dia é de 100 a 150 toneladas (ZHU, 2007). A aplicação desses dejetos no solo continua sendo a principal forma de manejo no mundo.

As excretas de suínos, em termos comparativos, possuem capacidade poluente muito superior a de outras espécies, em face da limitada eficiência do processo de digestão desses animais (NOGUEIRA e SILVA, 2006). De todo alimento ingerido pelo suíno é excretado em média 45% a 60% do nitrogênio, 50% a 80% do cálcio e fósforo e 70% a 90% do sódio, potássio, magnésio, cobre, zinco, manganês e ferro (NRC, 1998). Minerais como Zn, Mn, Cu e Fe são utilizados como suplementos na alimentação de suínos e por isso são encontrados em concentrações elevadas nos dejetos. Zn é frequentemente utilizada para a prevenção de diarreia e Cu como um estimulante do crescimento (STEINMETZ et al., 2009). E também se encontra uma variedade de microrganismos patogênicos,

isto é, bactérias tais como *Salmonella*, espécies de *Campylobacter jejuni* e *E. coli*, os parasitas, tais como o *Cryptosporidium parvum* e vírus como o enterovírus (SOBSEY et al, 2001).

O grande potencial poluidor das águas residuárias provenientes da suinocultura ocorre em virtude da elevada quantidade de matéria orgânica, nutrientes e patógenos. Utilizando-se o conceito de equivalente populacional, em termos de DBO, a poluição gerada por um suíno equivale em média ao produzido por 3,5 pessoas (LINDNER, 1999 apud DIESEL et al., 2002). Desse modo, uma granja com 600 animais possui poder poluente semelhante ao de um núcleo populacional de aproximadamente 2.100 pessoas (DIESEL et al., 2002; URBINATI, 2011).

Não há uma legislação específica para suinocultura no país, apesar de a legislação brasileira ser vasta e considerada, em termos técnicos e jurídicos, como uma das mais avançadas do mundo. O controle é feito a partir de licenciamento ambiental e abrange a interpretação de diversas leis federais e estaduais. Os instrumentos legais de licenciamento são: a Constituição Federal, a Lei nº 6.938/81 (que institui a Política Nacional do Meio Ambiente), a Lei nº 9.433/97 (que estabelece a Política Nacional de Recursos Hídricos) a Resolução Conama nº 01/86, a resolução Conama nº 237/97, a resolução Conama nº 357/05 (PALHARES et al., 2007) e a mais recente a resolução CONAMA 430/2011.

Tendo em vista o grande potencial do Brasil no cenário da produção e exportação da carne de suíno, há um grande desafio dos produtores para manter e ampliar a sustentabilidade e proteção do meio ambiente. Então, faz-se necessário a busca por métodos eficientes e econômicos de tratamento dos resíduos gerados pelo setor (WEI et al., 2010).

## **2.2 Tratamento anaeróbio das águas residuárias de suinocultura**

Em princípio, todos os compostos orgânicos podem ser degradados pela via anaeróbia, sendo que o processo se mostra mais eficiente e mais econômico quando os dejetos são facilmente biodegradáveis (CHERNICHARO, 2007). No

processo de digestão anaeróbia diversos grupos de microrganismos trabalham em conjunto na conversão da matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, gás sulfídrico, amônia e a produção de novas células bacterianas. E todo esse processo ocorre em quatro fases principais: Hidrólise, Acidogênese, Acetogênese e Metanogênese (FIGURA 1).

A tecnologia anaeróbia apresenta vantagens como a baixa produção de sólidos, baixo consumo de energia, baixo custo de implantação e operação, tolerância a elevadas cargas orgânicas, possibilidade de operação com elevados tempos de retenção de sólidos e baixos tempos de detenção hidráulica. As principais desvantagens são relacionadas à remoção insatisfatória de nutrientes (nitrogênio e fósforo) e patógenos, a DQO residual na maioria dos casos é elevada para atender os estritos limites estabelecidos na legislação ambiental, a maior instabilidade dos reatores anaeróbios, em virtude de choques de carga orgânica e hidráulica e presença de compostos tóxicos (CHERNICHARO, 2007)

O processo anaeróbio de remoção de matéria orgânica é o mais empregado para dejetos de suíno, pois apresenta condições ideais para o desenvolvimento e prevalência dos micro - organismos responsáveis pelo processo. Há ainda a possibilidade de produção do gás metano, que pode ser utilizado para a produção de energia. (HIGARASHI et al., 2007).

Entre as diversas configurações de sistemas anaeróbios de tratamento, a utilização de reatores de alta taxa são bastante relatadas para a digestão anaeróbia de dejetos de suínos. (SANTANA, 2004; DUDA, 2006; ABREU NETO e OLIVEIRA, 2009; SANTOS, 2009; URBINATI, 2011; SANTOS, 2011; CANGANI; 2011).

Os fatores ambientais como pH, temperatura, requerimentos nutricionais e concentração de substrato, associado aos parâmetros de projeto como tempo de retenção celular, tempo de detenção hidráulica (TDH), relação alimento/microrganismo, assim como a configuração do sistema tem grande influencia e importância no desenvolvimento dos microrganismos e no desempenho do sistema (FORESTI et al., 1999; MENDONÇA, 2002; SANTANA, 2004).

SANTANA (2004) avaliou o desempenho de sistema de tratamento composto por reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios utilizando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de

sólidos suspensos que variaram de 2216 mg L<sup>-1</sup> a 7131 mg L<sup>-1</sup>, carga orgânica volumétrica (COV) que variou de 2,3 a 20, 5 kg DQO<sub>total</sub> m<sup>3</sup> reator d<sup>-1</sup> e obteve eficiência média de remoção de demanda química de oxigênio total (DQO<sub>total</sub>) que variou de 86,6 a 93, 1% para o sistema de tratamento.

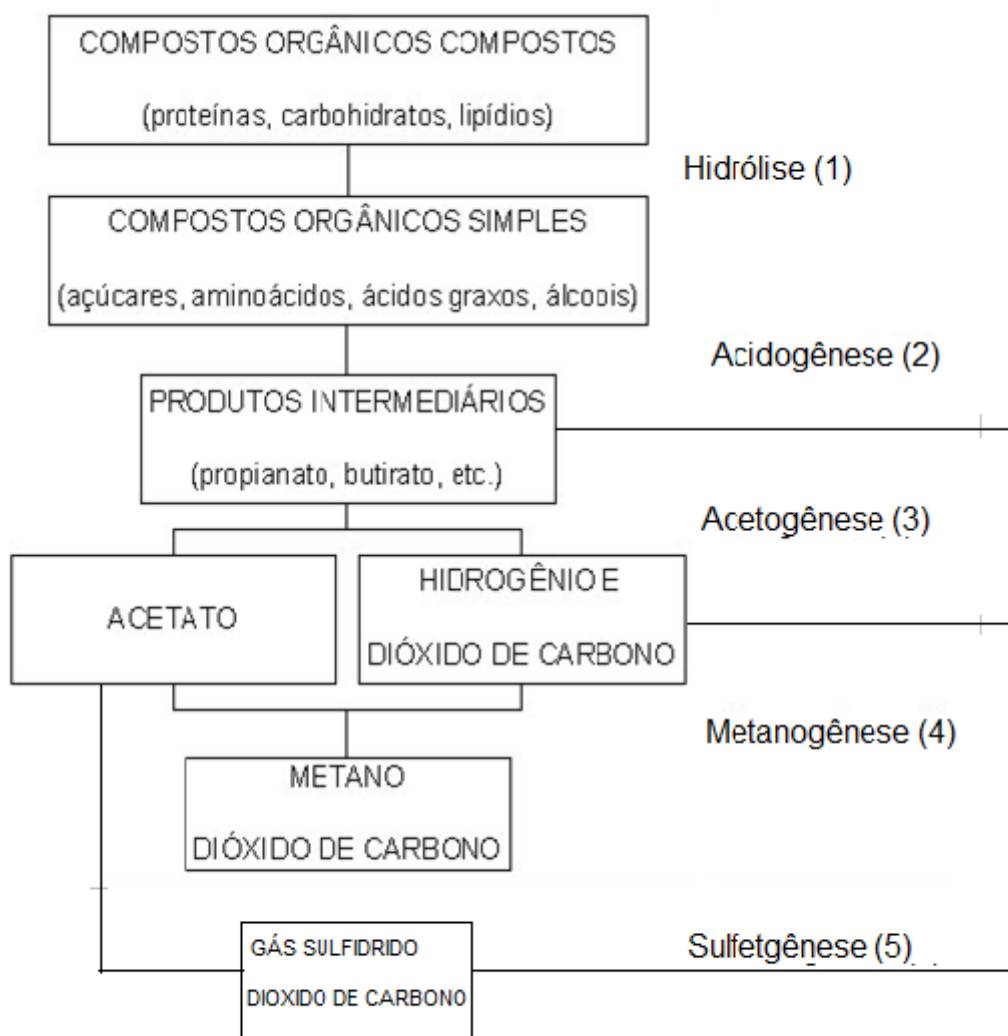


FIGURA 1. Sequência de processos na digestão anaeróbica de macromoléculas complexas (Fonte: Adaptado CHERNICHARO, 2007)

FERNANDES e OLIVEIRA (2006) trataram águas residuárias de suinocultura em Reator Anaeróbio Compartimentado (ABR) e UASB instalados em série, em escala piloto com tempo de detenção hidráulica (TDH) e carga orgânica volumétrica que variaram de 18 a 56 horas e 5 a 10,15 kg DQO<sub>total</sub> m<sup>3</sup> reator d<sup>-1</sup>.

respectivamente. Nas condições propostas, a autora obteve eficiência máxima de remoção de demanda química de oxigênio total ( $DQO_{total}$ ) e sólidos suspensos totais (SST) de 95 e 95,6%, respectivamente.

DUDA (2006) utilizou reatores sequencias em batelada anaeróbios (RSBAn) em dois estágios seguidos de lagoa de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentração de sólidos suspensos em torno de  $10000 \text{ mg L}^{-1}$  e carga orgânica volumétrica que variou de 4,4 a  $12,7 DQO_{total} (\text{L d})^{-1}$ . Utilizando tempo de detenção hidráulica que variou de 36 até 96 horas, a autora obteve eficiência de remoção máxima de DQO total de 86% e produção de gás metano que variou de  $0,628$  a  $0,786 \text{ m}^3 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ .

Para tratar águas residuárias de suinocultura SANTOS (2009) utilizou um sistema combinado anaeróbio e aeróbio composto por reatores anaeróbios horizontais com manta de lodo (RAHML), com leito fixo (RAHLF) com tempo de detenção hidráulica (TDH) que variou de 8 a 64 horas, seguido de reator aeróbio operado em batelada sequenciais (RSB) com ciclo de 24 horas. A concentração máxima de sólidos suspensos totais (SST) e a carga orgânica volumétrica do afluente foram de  $21705 \text{ mg L}^{-1}$  e  $123 DQO_{total} (\text{L d})^{-1}$ , respectivamente. E foi obtida máxima eficiência de remoção de Demanda Química de Oxigênio e produção de metano, para o sistema de tratamento, foram de 99 % e  $0,925 \text{ m}^3 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ , respectivamente.

URBINATI, DUDA e OLIVEIRA (2013) avaliaram os efeitos do tempo de detenção hidráulica (TDH) e carga orgânica volumétrica (COV) sobre o desempenho do UASB em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. O TDH aplicado no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (R1 + R2) foi de 19,3, 29,0 e 57,9 h. A COV aplicada no R1 variou 5,5 a  $40,1 \text{ kg DQO}_{total} (\text{m}^3 \text{d})^{-1}$ . As eficiências médias de remoção da demanda química de oxigênio (DQO) e os sólidos suspensos totais (SST) variaram, respectivamente, de 66,3 a 88,2% e de 62,5 a 89,3% no R1, de 85,5 a 95,5% e de 76,4 a 96,1% no sistema (R1 + R2), respectivamente. A produção volumétrica de metano no sistema (R1 + R2) variou  $0,295$  a  $0,721 \text{ m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$ . Verificou-se que as COV aplicada não foram limitantes para obter altas eficiências de  $DQO_{total}$  e SST e produção de metano. A inclusão do reator UASB na segunda fase contribuiu para o aumento das eficiências

de remoção, em especial, quando o sistema foi submetido a tratamento com o menor TDH e o maior e COV.

### **2.3 Reator Anaeróbio Compartimentado (Anaerobic Baffled Reactor ABR).**

O reator anaeróbio compartimentado (anaerobic baffled reactor – ABR) foi desenvolvido por BACHMANN (1983) e BARROS e CAMPOS (1992) que propuseram o nome que é aceito como sendo a denominação mais utilizada para este tipo de sistema. Ele possui inúmeras vantagens, como resistência a choques hidráulicos e de carga orgânica, elevado tempo de retenção de biomassa e baixa produção de lodo (SILVA, 2001). As vantagens do reator ABR é promover melhorias na população bacteriana, favorecendo a proteção contra substâncias tóxicas e também resistência contra mudanças de parâmetros ambientais como temperatura e pH (ABREU NETO, 2007).

Este reator (ABR) é constituído de um tanque com diversas câmaras dispostas em série, cada qual separada por paredes ou chicanas verticais. O fluxo de cada câmara é vertical ascendente, sendo que a alimentação sucessiva de cada câmara ocorre pelo efluente da anterior por meio de tubulações (FERNANDES, 2004).

Outra característica é a inexistência de dispositivos de separação de fases, líquida sólida e gasosa, no alto de cada câmara, pois os sólidos arrastados pelos gases em uma câmara acabam sendo retidos na seguinte, exceto os sólidos (NOUR, 1996).

O reator ABR combina as vantagens do filtro anaeróbio, que apresenta alta estabilidade e segurança, e o reator UASB, no qual, a própria biomassa agregada facilita a sua retenção no reator, proporcionando excelente desempenho para tratamento de resíduos de suinocultura. Essas características do reator ABR contribui para a retenção da fração orgânica (sólidos voláteis) desses resíduos, constituída por uma grande porção de partículas de diâmetro menor que 0,21  $\mu\text{m}$  (BOOPATHY, 1998).

Assim como os reatores UASB, os reatores compartimentados (ABR) podem trabalhar com altas cargas orgânicas volumétricas (COV), da ordem de 6 a 20 kg DQO m<sup>3</sup>dia<sup>-1</sup>, e com COV mais baixas (McCARTY e SMITH, 1986) devido a grande capacidade de retenção de biomassa.

BACHMANN (1985) apud SILVA (2001) publicou um trabalho onde foram estudados diversos aspectos sobre a operação do reator compartimentado anaeróbio em escala de bancada. O reator apresentava 13 litros de volume e 5 câmaras. O afluente utilizado no estudo era sintético e apresentava uma DQO media de 8000 mg.L<sup>-1</sup> e pH na faixa de 6,6 a 7,2. Este trabalho foi o primeiro a explicar as características do reator compartimentado e obteve até 93% de eficiência na remoção de DQO.

BOOPATHY e SENIOR (1988) analisaram o desempenho de um ABR tratando água residuárias proveniente da produção de Uísque com uma concentração de DQO afluente de 51 g L<sup>-1</sup>. Os autores obtiveram uma remoção de DQO de 90% e concluíram que o reator combina estabilidade e confiabilidade, pois, reduziu o risco de entupimento e perda de biomassa pela baixa expansão do leito de lodo.

Segundo BOOPATHY e TILCHE (1992), estudos de atividade bacteriana realizados com um reator compartimentado de três câmaras mostraram que pelo menos 85% das bactérias ativas de cada compartimento localizaram-se no fundo da câmara, e na primeira câmara este número AUMENTA para 92%. Já estudos realizados por BOOPATHY e SIEVERS (1991) apud ABREU NETO (2007) apontam que uma câmara inicial de maior volume em reatores compartimentados, provoca uma ação natural de filtragem do esgoto, reduzindo a perda de sólidos por arraste, devido as menores velocidades ascensionais de liquido e gás nessa câmara.

NOUR (1996) apud SILVA (2001), que estudou um reator compartimentado anaeróbio de 11 m<sup>3</sup> e quatro compartimentos tratando esgoto sanitário, em três fases, obteve os seguintes valores de remoção de DBO 37,3 a 80,6%; 26,1 a 81,7%; 55,7 a 86,3% respectivamente as fases, indicando que a operação sistema com TDH de 12 horas tornava-o mais estável. Quanto a remoção de DQO total, os valores foram: 33,9 a 64,7%; 24,5 a 75,9%; 41,2 a 73,7%, respectivamente para as três fases.



BOOPATHY (1998) tratou dejetos de suíno em reatores compartimentados de 2, 3, 4, e 5 câmaras respectivamente. Obteve bons resultados de retenção de partículas formadoras de metano. Obteve uma redução de sólidos totais que variou de 54 a 65% e de sólidos voláteis de 65 a 77%. A produção de metano teve média de 0,6, 0,66, 0,69 e 0,71 L g<sup>-1</sup> de sólidos voláteis adicionado para os ABR de duas, três, quatro e cinco câmaras, respectivamente. Esses números mostram que o reator compartimentado são iguais ou mais eficientes do que outros reatores.

ALETTE e STUCKEY (2000) trataram água residuária diluída da produção de leite com 500 mg DQO L<sup>-1</sup>. Obtiveram resultados de 80% de remoção de DQO a temperatura de 35,8 °C e de 70% para temperatura de 20,8 °C. Os autores estudaram também a hidrodinâmica do reator para avaliar zonas mortas e verificaram que nas condições testadas os reatores apresentaram até 30% de zonas mortas.

KRISHNA et. al (2007) utilizaram um reator anaeróbio compartimentado (ABR) com 8 câmaras para tratar água residuária sintética com DQO média de 500 mg L<sup>-1</sup>, TDH que variou de 6 a 20 horas e temperatura de 30°C na primeira câmara do reator ABR e obtiveram uma eficiência de remoção de 90%, efluentes dentro do padrão Indiano previsto para DBO, com menos de 30 mg L<sup>-1</sup>, e cerca de 60% da DQO foi convertida em CH<sub>4</sub>.

BAYRAKDAR et. al (2009) investigaram a performance dos ABRs para o tratamento de águas ácidas contendo sulfato (1000 a 2000 mg L<sup>-1</sup>) e zinco (65 a 200 mg L<sup>-1</sup>). Como fonte de carbono para as bactérias redutoras de sulfato, foi utilizado o lactato. O sistema foi estudado diminuindo o pH e aumentando a quantidade de Zn, DQO e sulfato. E observaram uma redução de sulfato de até 80% dentro de 45 dias. A alimentação com matéria ácida, com pH 4,5, não afetou o pH do efluente final (6,8 a 7,5). A remoção de DQO foi de 62 a 95% e a remoção de zinco atingiu 99%

SANTOS (2011) avaliou o desempenho do reator anaeróbio compartimentado seguido de filtro aerado submerso e anóxico. Utilizou água residuária de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos totais de 10708 a 17048 mg L<sup>-1</sup> e tempo de detenção hidráulica que variou entre 24 e 12 horas para o reator ABR. A eficiência média de remoção de DQO total do sistema variou de 94 a 99% e obteve concentrações que chegaram a 74% de CH<sub>4</sub> no biogás.

TAWFIK (2011) utilizou reatores compartimentados tratando resíduos de alimentos para produzir hidrogênio. Foram utilizados em média uma carga orgânica volumétrica de 58 kg DQO/m<sup>3</sup> e 35 kg DQO/m<sup>3</sup> nos reatores 1 e 2 respectivamente e um tempo de detenção hidráulica de 26 horas. A produção de hidrogênio foi de 250 ml H<sub>2</sub>/ gSV removido e 370 ml H<sub>2</sub>/ gSV.

MOTTERAN et. al. (2013) estudaram um ABR com 3 câmaras utilizando águas residuárias de suinocultura, e aplicaram carga orgânica volumétrica (COV) média de 17 kg DQO (L d)<sup>-1</sup> e tempo de detenção hidráulica (TDH) de 18 horas, na primeira câmara do ABR. Os autores obtiveram eficiência de remoção de 80% de demanda química de oxigênio (DQO) e observaram diferença na granulação do lodo ao longo das três câmaras concluindo que se tratavam de diferentes consórcios microbianos.

Ao analisar os resultados encontrados na literatura podemos concluir que o reator anaeróbio compartimentado (ABR) é uma alternativa para o tratamento de águas residuárias, pois possui capacidade de tratar diversos tipos de águas residuárias. Apesar de possuir uma boa eficiência na remoção de matéria orgânica, os reatores anaeróbios, como o ABR são pouco eficientes na remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos. Sendo assim, há a necessidade de um pós-tratamento.

#### **2.4 Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.**

Por muito tempo a questão dos nutrientes em resíduos de animais foi relegada a segundo plano, primeiramente pelo enfoque de que esses são um biofertilizante, não se levando em conta as questões estequiométricas (balanço de massa x solo) que em muitos casos podem trazer implicações ambientais sérias (VANOTTI et al., 2003).

O principal papel do pós-tratamento é o de completar a remoção da matéria orgânica, bem como o de proporcionar a remoção de constituintes pouco afetados no tratamento anaeróbio, como os nutrientes (N e P) e os organismos patogênicos (vírus, bactérias, protozoários e helmintos) (CHERNICHARO, 2001) De acordo com a resolução Brasileira vigente, CONAMA nº 430 (BRASIL, 2011), a concentração

máxima de nitrogênio amoniacal permitida, para o lançamento de efluentes em corpos d' água, é de 20 mg L<sup>-1</sup>.

A combinação correta e sequência de métodos de tratamento é o que permite o tratamento bem sucedido de águas residuárias. A combinação de diferentes biorreatores anaeróbios e aeróbios tem sido aplicada para tratar uma ampla variedade de águas residuárias. Com os sistemas anaeróbios e aeróbios, utilizando biorreatores de alta taxa, obtêm - se altas eficiências na remoção de DQO (acima de 70%) em um curto TDH (variando de horas a dias) (CHAN et al., 2009). Portanto, essa combinação é um método eficiente para o tratamento de efluentes industriais, municipais e agropecuários, pois aproveita as vantagens de cada um, minimizando seus aspectos negativos (ABREU e ZAIAT, 2008).

Diversas configurações de sistemas de tratamento combinando a tecnologia anaeróbia e aeróbia tem sido estudadas como, por exemplo, reator UASB seguido de filtro biológico percolador, reator anaeróbio compartimentado (ABR) seguido de lodos ativados, reator UASB seguido de reator sequencial em batelada aeróbio, entre diversas outras possibilidades (REBAH et al., 2010 apud SANTOS, 2011).

VIANCELLI et al., (2013) utilizaram um sistema de tratamento combinando reator anaeróbio e aeróbio para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com valores médios de DQO de 22.929 mg L<sup>-1</sup>, nitrogênio amoniacal de 1.207 mg L<sup>-1</sup> e fósforo total de 0,358 mg L<sup>-1</sup> e obtiveram redução de global de 95% de DQO para o sistema. A eficiência global de remoção de nitrogênio total e amoniacal foi de 78% e 75%, respectivamente. Para o fósforo total a eficiência de remoção foi de 74%. Para o perfil bacteriano, houve redução significativa de coliformes totais, reduzindo de 5,04 ± 0,06 log UFC ml<sup>-1</sup> no esterco bruto em 2,97 ± 0,15 log UFC ml<sup>-1</sup> no efluente final. Para *E. coli*, as análises indicaram uma redução significativa, que foi de 4,77 ± 0,15 para 2,31 ± 0,31 log UFC ml<sup>-1</sup>. A análise de *Salmonella* sp. reduziu de log 0,34 ± 0,18, 0,74 ± 0,27 e 0,28 ± 0,13 log NMP mL<sup>-1</sup> no esterco bruto, para o esterco tratado fisicamente, e o efluente final, respectivamente

## 2.5 Filtro Aerado Submerso (FAS).

Os processos biológicos para o tratamento de águas residuárias, como os filtros biológicos e os lodos ativados têm sido usados desde o século 19 e início do século 20 e estão bem estabelecidos (GRADY, 1983 apud MANN e STEPHENSON, 1997). Durante o 1970 e 1980 um novo processo foi desenvolvido, o filtro biológico aerado (FAS) (LEGISE et al., 1980 apud MANN e STEPHENSON, 1997)

A biofiltração aeróbia é capaz de remover a matéria orgânica carbonácea e nitrogenada a taxas relativamente elevadas e com baixo consumo de energia. Ela tem sido aplicada com sucesso para o tratamento de muitos resíduos, como os da indústria de conservas, de animais selecionados, citricultura, dentre outros, e tem alcançado altos níveis de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo. A biofiltração aeróbia representa um processo muito promissor para o tratamento de efluentes de suinoculturas com alta concentração de matéria orgânica (REBAH et al., 2010).

Os filtros biológicos aerados, denominados pela norma técnica (ABNT/NBR13969-97) como biofiltros aerados submersos, são constituídos por um tanque preenchido com material suporte para adesão de microrganismos, que pode ser estruturado ou granulado, através do qual a água residuária a ser tratada e o oxigênio fluem permanentemente (SANTOS, 2011).

Como vantagens os filtros aerados submersos (FAS) apresentam: boa remoção de amônia com menores requisitos energéticos em comparação ao sistema de lodos ativados; pode apresentar eficiências de remoção de amônia compatíveis ao atendimento de padrões de lançamento menos restritivos bom aproveitamento da área superficial do meio suporte e as limitações que devem ser consideradas são: a elevada retenção de sólidos em suspensão que pode dificultar a nitrificação; o controle das concentrações de sólidos no sistema depende fortemente de um maior controle operacional; requer consumo energético para fornecimento de oxigênio ao meio (FLORENCIO et al., 2009)

Nesta perspectiva, muitas pesquisas e estudos foram realizados na verificação dos fatores limitantes de operação de FAS no tratamento de águas residuárias, como a variação da carga orgânica, concentração de nitrogênio, TDH,

temperatura, material suporte, entre outros. Dentre tais fatores, a escolha do meio suporte nos reatores de biomassa fixa, como nos biofiltros aerados submersos, é de fundamental importância, pois irá promover a retenção física dos sólidos suspensos presentes, e fornecerá suporte para a fixação de microrganismos, com consequente formação do biofilme. (WESTERMAN et al., 2000; OBAJA et al., 2003; BUELNA; DUBÉ; TIRGEON, 2008; KORNBOONRASKA et al., 2009; KORNBOONRASKA e LEE 2009; SANTOS, 2011).

Segundo COHEN (2001) o processo de imobilização bacteriana no meio suporte pode ser dividido em três processos principais: (1) adsorção; (2) adesão; (3) aderência. E a formação do biofilme apresenta vantagens como; concentrações mais elevadas de biomassa; maior atividade metabólica; maior resistência à toxicidade e melhora as propriedades do lodo.

Sendo assim, os meios suporte tem a finalidade de servir de apoio para a fixação e retenção da biomassa, possibilitando a manutenção de elevado tempo de retenção celular e permitindo a redução do tamanho dos reatores, pois estes reatores podem ser operados com tempos de detenção hidráulicos reduzidos. Os meios suporte atuam também como uma barreira física, pois evitam que os sólidos em suspensão sejam facilmente carregados para fora do reator. Além disso, induzem o contato entre os constituintes do afluente e os sólidos biológicos contidos no reator. Consequentemente, a seleção do material suporte exerce um importante papel no desempenho do reator (FLORENCIO et al.,2009)

Com o objetivo de tratar dejetos de suínos de uma unidade em escala piloto, WESTERMAN et. al (2000) utilizou biofiltros aerados submersos em série preenchidos com meio suporte de plástico comercial operados sob temperatura média de 27 °C. Houve a remoção de cerca de 88% da demanda bioquímica de oxigênio (DBO), 75% da demanda química de oxigênio (DQO), e 82% de sólidos suspensos totais (SST) trabalhando com carga orgânica de 5,7 kg DQO m<sup>3</sup> dia. O nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal total (NH<sub>3</sub>-N) e nitrogênio total (Total-N) foram reduzidos em média de 84%, 94% e 61%, respectivamente.

EL-SHAFI e ZAHID (2013) analisaram o desempenho de um biofiltro aerado submerso, em escala de bancada, para remoção de carbono e nitrogênio de esgoto doméstico utilizando escória como meio suporte. Com concentrações médias de 489

mg L<sup>-1</sup>DQO e 36,2 mg L<sup>-1</sup> de amônia os autores obtiveram eficiência máxima de remoção de 94% de DQO e 99% da conversão de amônia operando o reator em TDH que variou de 4,51 a 6,78 horas.

## 2.6 Remoção biológica de nitrogênio e fósforo.

A adição do pós-tratamento para efluentes de reatores anaeróbios é de grande importância para remoção de nitrogênio e fósforo já que, altos níveis de nitrogênio amoniacal são gerados no processo de digestão anaeróbia em virtude da degradação de proteínas, e ocorre a liberação de fósforo no meio devido ao metabolismo bacteriano (VON SPERLING, 2002).

Na tabela 1 estão presentes as várias formas de estados de oxidação do nitrogênio. Em fase aquosa as espécies de maior relevância são: o nitrogênio orgânico dissolvido e particulado, o nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato.

TABELA 1 . Estados de oxidação dos diferentes compostos nitrogenados.

Compostos nitrogenados	Estados de oxidação
Nitrogênio orgânico	Variável
Amônia (NH <sub>3</sub> )	-3
Gás nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0
Óxido nitroso (N <sub>2</sub> O)	+1
Óxido nítrico (NO)	+2
Íon nitrito (NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )	+3
Dióxido de nitrogênio (NO <sub>2</sub> )	+4
Íon nitrato (NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	+5

(Fonte: adaptado de BASSIM, 2012)

O nitrogênio amoniacal é considerado tóxico para peixes nas concentrações acima de 0,02 mg L<sup>-1</sup> pode causar irritação e inflamação das brânquias e nas concentrações entre 0,7 a 2,4 mg L<sup>-1</sup> podem ser letais (PEREIRA e MARCANTE, 2005). Sob o ponto de vista de saúde pública, o nitrato pode causar

metahemoglobinemia, fruto da redução do  $\text{NO}_3^-$  a  $\text{NO}_2^-$  (por bactérias no trato intestinal) e consequente oxidação do  $\text{Fe}^{2+}$  a  $\text{Fe}^{3+}$  da hemoglobina, formando metahemoglobina que é incapaz de se ligar ao  $\text{O}_2$ , impedindo assim as trocas gasosas no organismo humano. O nitrato ainda pode se combinar com aminas secundárias, proveniente da dieta alimentar, formando nitrosaminas que apresentam sabido poder mutagênico e carcinogênico (BITTON, 1994; OBAJA et al., 2003)

A remoção biológica convencional do nitrogênio ocorre por nitrificação (oxidação da amônia a nitrito e posteriormente a nitrato) e desnitrificação (conversão do nitrato a nitrogênio gasoso). Podendo ser observadas pela estequiometria das reações 1, 2, 3 e 4.

- Geração de nitrito



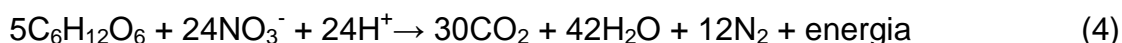
- Geração de nitrato



- Reação global



- Desnitrificação com glicose como fonte de carbono



Embora pareça bastante simples, este processo necessita de algumas condições para ocorrer, caso contrário os próprios produtos do metabolismo destas bactérias causarão aumento de toxidez no meio o que é muito nocivo para as mesmas.

Em termos de cinética de reação, a da nitrificação é influenciada por diversos fatores ambientais, como: relação C/N, temperatura, pH, alcalinidade (7,14 mg de alcalinidade por mg de N - Amoniacal oxidado), concentração de oxigênio dissolvido (4,6 mg  $\text{O}_2$ /mg N amoniacal). É inibida por altas taxas de matéria orgânica, que proporciona o crescimento de microrganismos heterotróficos que competem com os autotróficos nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes, além de terem uma taxa de crescimento maior. Em sistemas onde a nitrificação ocorre separada da oxidação

carbonácea a relação ideal DBO/N deve estar entre 1 e 3 (METCALF e EDDY, 2003).

A temperatura e o pH também afetam a taxa de nitrificação. As altas temperaturas tornam o processo dinâmico, onde há alto consumo de oxigênio e de alcalinidade necessários a nitrificação; em baixas temperaturas, os micro-organismos nitrificantes diminuem sua atividade. O pH ótimo para as nitrificantes compreende a faixa entre 6,5 e 9. É sensível à presença de compostos tóxicos, incluindo metais pesados e compostos orgânicos (METCALF e EDDY, 2003).

Em cada etapa da remoção de nitrogênio, estão envolvidos diferentes microrganismos que utilizam amônia ou nitrito como fonte de energia e oxigênio molecular como acceptor final de elétrons (Figura 2). Os que oxidam a amônia a nitrito são principalmente as  $\beta$ -proteobacteria, como *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus* e *Nitrospira*, e também para o  $\gamma$ -proteobacteria (*Nitrosococcus oceanus*) e em medida, bactérias heterotróficas amoníaco oxidantes (MOTA et al., 2005) Em contraste com isso, as publicações correntes, por exemplo, por FRANCIS et al. de 2007 e PROSSER E NICOL, 2008, afirmam que *Archaea* amoníaco-oxidante estão mais ou menos envolvidas no primeiro passo do processo de nitrificação, a oxidação de amoníaco a nitrito. Sob diferentes condições ambientais, como aqueles em solos (LEININGER et al., 2006 e ADAIR e SCHWARTZ, 2008), sedimentos (BEMAN e FRANCIS, 2006), as águas subterrâneas (DE VET et al., 2009) ou oceanos (BEMAN et al. de 2008 e MOSIER e FRANCIS, 2008), *Archaea* amoníaco-oxidante são abundantes, mas a contribuição global destes procaríotos para o ciclo do nitrogênio ainda é desconhecida (HASEBORG et al., 2010).

De acordo com BASSIM (2012), as principais bactérias oxidadoras de nitrito fazem parte do gênero *Nitrobacter* e *Nitrospira* (CABEZAS et al., 2004), embora outros gêneros tais como *Nitrocystis*, *Nitrococcus* e *Nitrospina* sejam reportados (SEDLAK, 1991, RITTMANN e McCARTY, 2001).

Na desnitrificação, as bactérias oxidam alguns substratos, que consistem em compostos de carbono orgânico (METCALF e EDDY, 2003 apud BASSIM, 2012) e estes servem como fonte de energia para a produção de ATP, os equivalentes da redução são transferidos ao nitrato, que age como acceptor final de elétrons na cadeia respiratória ao invés de oxigênio. Assim, o processo desnitrificante se



desenvolve na ausência de oxigênio e na presença de nitrato, isto é, em ambiente anóxico. Nessas circunstâncias, a ocorrência da desnitrificação está relacionada à presença de um substrato oxidável e de uma concentração adequada de nitrato (VAN RIJN et al., 2006 apud BASSIM, 2012).

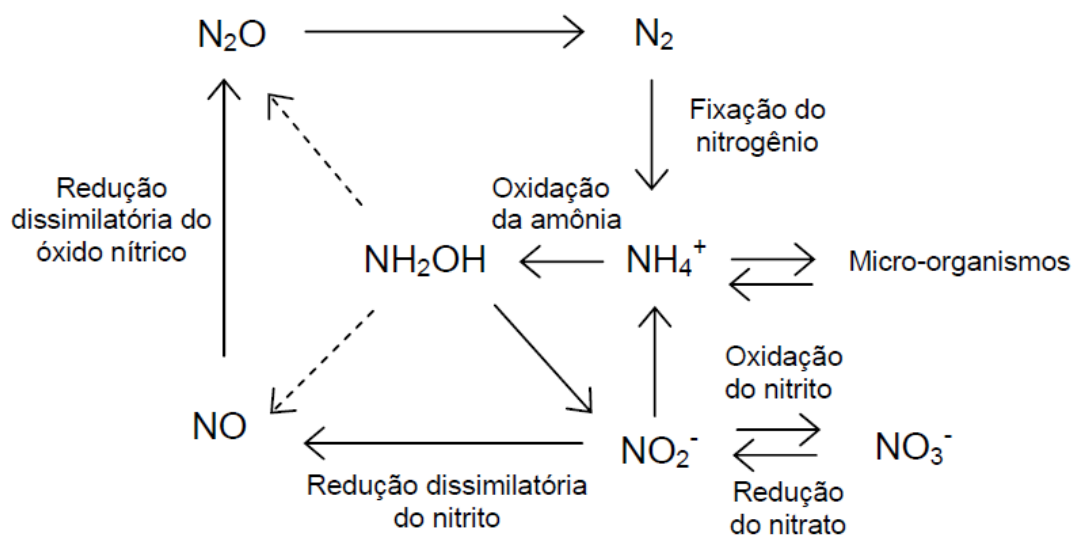


FIGURA 2. Conversões possíveis entre compostos nitrogenados (BASSIM, 2012)

Muitas bactérias, autotróficas e heterotróficas, mostram ser capazes de atuar no processo de desnitrificação: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacterium*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neiseria*, *Poracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium* entre outros. Sendo que *Pseudomonas* é a espécie mais comum entre as desnitrificantes. A maioria dessas bactérias são aeróbias facultativas com habilidade de usar oxigênio bem como nitrato ou nitrito, e algumas podem executar fermentação na ausência de oxigênio e nitrito (METCALF e EDDY, 2003).

O processo de desnitrificação pode ser afetado pelo TDH utilizado no ambiente anóxico e pela quantidade de oxigênio dissolvido no meio (HAN et al., 2011). Também baixas relações C/N e formação de sulfetos (KISHIDA et al., 2003). WAKI et al. (2013) observou que a desnitrificação ocorreu melhor entre pH 6,9 a 7,8 e na faixa de temperatura que variou de 30 a 40 °C.

Em processos convencionais, como o de lodos ativados, os processos de nitrificação e desnitrificação são realizados em reatores distintos. A configuração mais utilizada é conhecida como pré-desnitrificação, na qual o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso utilizando a matéria orgânica afluyente do processo como doador de elétrons em um tanque anóxico. O nitrato é produzido em um tanque aeróbio subsequente, no qual ocorre a nitrificação, sendo posteriormente recirculado ao tanque anóxico. Em sistemas com penetração parcial de oxigênio, tais como reatores baseados em biofilmes, ambas as zonas aeróbias e anóxicas estão presentes simultaneamente no biofilme, permitindo a ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas (BASSIN, 2012).

SANTOS (2011) estudou um sistema composto de reator compartimentado, filtro aerado submerso e UASB anóxico para tratamento de água residuária de suinocultura e remoção de nitrogênio. Com três diferentes tempos de aeração e dois tipos de meios suporte (bambu e conduíte). Obteve concentrações de nitrito e nitrato que variaram de 49 a 147 mg L<sup>-1</sup> e de 15 a 38 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com a utilização de anéis de bambu como material suporte, e 18 a 82 mg L<sup>-1</sup> de nitrito e de 5 a 30 mg L<sup>-1</sup> de nitrato com a utilização de anéis de plástico de eletroduto corrugado como material suporte. A eficiência de remoção de nitrogênio total do sistema variou de 79% a 93%.

A remoção de nitrogênio também pode ser realizada por bactérias nitrificantes autotróficas e heterotróficas em certas condições (METCALF e EDDY, 2003). A partir de então novos processos de remoção de nitrogênio começaram a ser explorados: SHARON (*Single-reactor High-activity Ammonium Removal Over Nitrite*), ANAMMOX (*ANAerobic AMMonia OXidation*), CANON (*Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite*), OLAND (*Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification*), Amonificação Aeróbia e SND (*Simultaneous Nitrification/Denitrification* e desnitrificação por via curta. (SANTOS, 2011).

Os novos processos são baseados na nitrificação parcial de amônio a nitrito (rota do nitrito). Para se conseguir atingir a nitrificação parcial, faz-se necessário reduzir a atividade das bactérias oxidadoras de nitrito, fazendo com que as bactérias oxidadoras de amônia sejam favorecidas. Deste modo, pode-se interromper a oxidação do amônio em nitrito (RUIZ et al., 2003).

Além da temperatura, outras variáveis tais como pH, TDH, concentração de oxigênio dissolvido e concentração de substratos (amônio e nitrito) e especialmente as suas formas não-ionizadas (amônia livre e ácido nitrito) devem ser controladas para que a nitrificação parcial seja atingida (HELLINGA et al., 1998).

Essa alternância de processos anaeróbios e aeróbios também é importante para remoção de fósforo de águas residuárias. O fósforo é incorporado na biomassa celular e conseqüentemente removido do efluente. (Figura 3)

Em síntese, durante a fase anaeróbia, os organismos acumuladores de fósforo irão assimilar produtos de fermentação (ácidos graxos voláteis) armazenando-os no interior das células com a concomitante liberação de fósforo a partir de polifosfatos armazenados. E durante a fase aeróbia, energia é produzida pela oxidação dos produtos armazenados durante a fase anaeróbia e o polifosfato é armazenado dentro da célula (METCALF e EDDY, 2003).

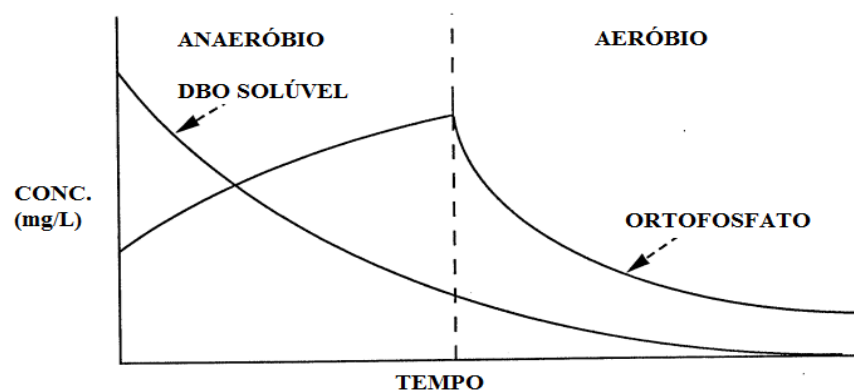


FIGURA 3: Destino de DBO solúvel e fósforo. (Adaptado: SEDLACK, 1991)

OSADA e colaboradores (1991) investigaram a remoção de nitrogênio e fósforo de águas residuárias de suinocultura utilizando três ciclos de aeração. O primeiro de 24 horas e, os outros dois, intermitentes de 1 e 3,5 horas. Utilizando TDH de 3 dias os autores conseguiram até 98 e 91% de remoção para nitrogênio e fósforo, nos processos de aeração intermitente.

Para investigar melhorias no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura, DENG e colaboradores (2008) utilizaram processo anaeróbio, utilizando reator UASB, seguido de aeróbio, com um reator sequencial em batelada. Com TDH de 3 dias para o reator aeróbio, e variação da COV de 0,05 a 4 kg

DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup> d, os autores obtiveram eficiências que variaram de 71 a 98%, para nitrogênio, e 48 a 70% para fósforo.

### **3. MATERIAL E MÉTODOS**

#### **3.1 Local do experimento**

O estudo experimental foi desenvolvido nas instalações do Departamento de Engenharia Rural, da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Campus de Jaboticabal, da Universidade Estadual Paulista (UNESP), 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 Awa (subtropical úmido, seco no inverno e com chuva no verão).

#### **3.2 Instalações experimentais**

O sistema de tratamento foi composto de tanque de armazenamento do afluente, reator ABR com 2 câmaras, filtro aerado submerso (FAS) e reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, conforme ilustrado na Figura 4 e 6, adaptado de FERNANDES e OLIVEIRA (2006)

Acoplado às saídas de gás do reator ABR e do USB foram instalados gasômetros, por meio dos quais foi avaliada a produção de biogás.

O reator ABR foi composto por duas câmaras (C1 e C2), instaladas em série, confeccionados com tubos de PVC, com altura de 2500 mm. A câmara 1 possuía um diâmetro nominal de 400 mm e volume útil de 289,4 L. A câmara 2 do ABR tinha o diâmetro de 300 mm e o volume útil de 162,5 L. As câmaras possuíam 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).

Para aeração do FAS foi utilizado um compressor de ar e uma cápsula porosa de membrana fina, a qual foi fixada no fundo do reator para a aeração com bolhas finas. Acima da cápsula porosa de membrana difusora de ar e na parte superior do filtro, foi fixada internamente uma chapa de aço inox perfurada, a qual serviu de apoio e retenção para o material suporte (figura 5).

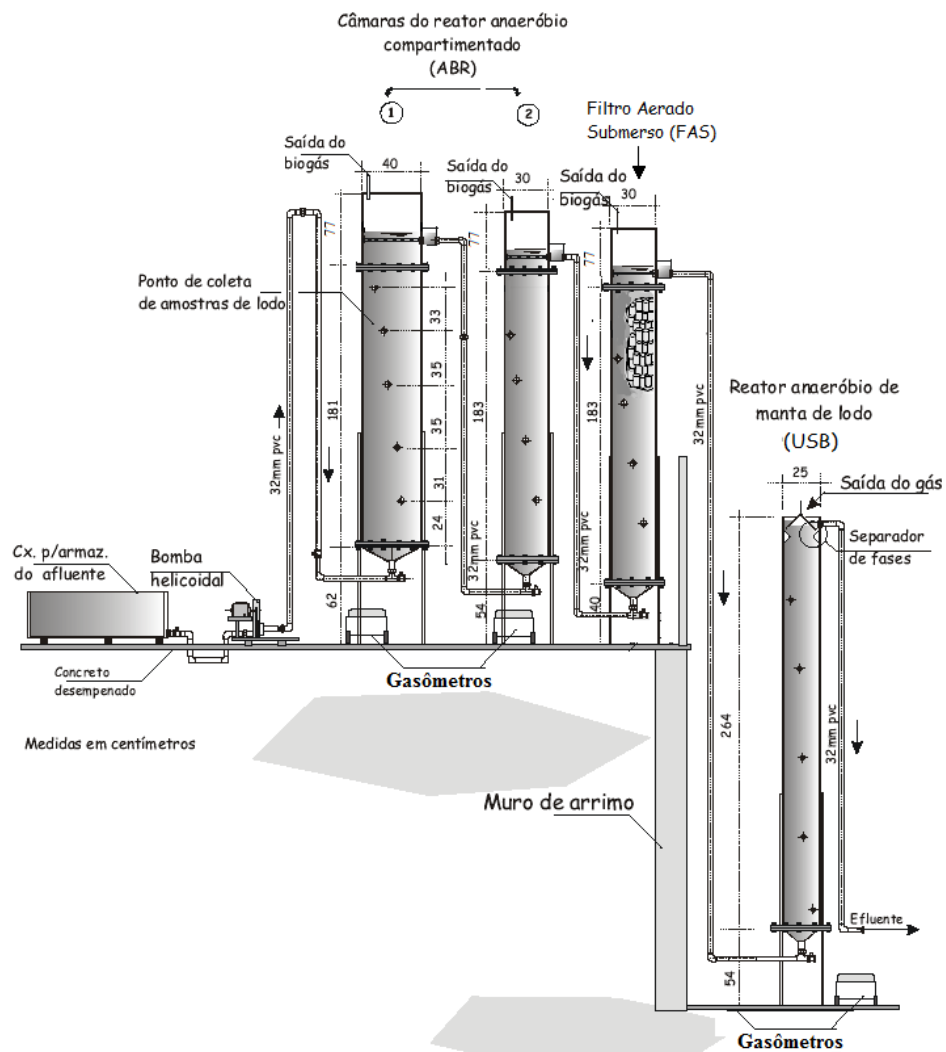


FIGURA 4: Representação do sistema de tratamento composto pelo reator ABR (C1 + C2), filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico. Fonte: adaptado Fernandes e Oliveira (2006)

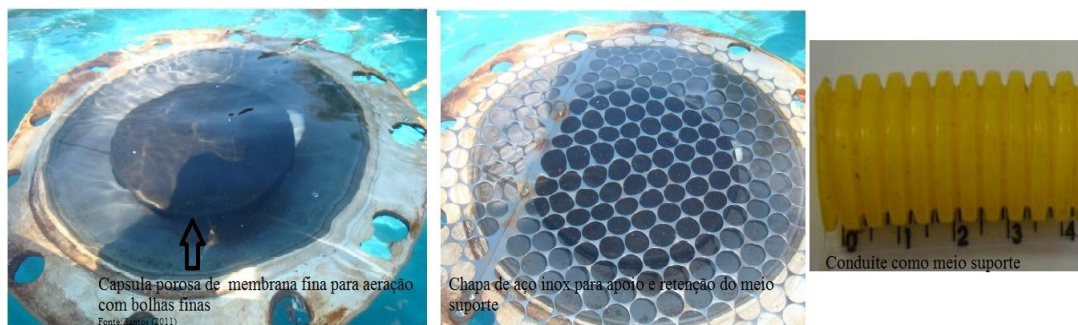


FIGURA 5: Capsula porosa utilizada para aeração com bolhas finas; chapa de aço inox para apoio do meio suporte; eletrodo corrugado utilizado como meio suporte so filtro aerado submerso (FAS).  
Fonte: Santos 2011.



FIGURA 6: Imagem do sistema de tratamento composto pelo reator ABR (C1 + C2), filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico, nas instalações do Departamento de Engenharia Rural da UNESP, Campus de Jaboticabal.

No filtro aerado submerso (FAS) foi realizada a aeração intermitente com o objetivo de economia de energia. No FAS foi utilizado como meio suporte, anéis de eletrodo corrugado, com comprimento médio de 43 mm, diâmetro externo de 20

mm, área superficial de  $135 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$  e índice de vazios de 87% (figura 5). Portanto o volume útil do FAS foi de 141 L.

Para a complementação do sistema de pós-tratamento foi utilizado um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico que possuía diâmetro de 250 mm, altura do corpo de 2640 mm e volume de 120 L. Na parte superior do reator existia um separador de fases (sólido, líquido e gás). A saída de biogás estava ligada ao selo hidráulico e gasômetro.

### 3.3 Afluente e amostragem

O afluente utilizado para a alimentação do sistema de tratamento foi a água residuária de suinocultura coletadas três vezes por semana, em instalações de suínos em fase de terminação, com utilização da lâmina d'água para manejo dos dejetos. As águas residuárias de suinocultura foram peneiradas (malha quadrada com abertura de 3 mm) para a separação dos sólidos grosseiros.

Foram coletadas amostras do afluente e efluente na tubulação de entrada do ABR, do FAS e do reator USB anóxico, duas vezes por semana. No FAS e USB foram coletadas amostras antes e depois do período de aeração nos ensaios 2, 3, 4, 5 e 6. Essas amostras foram identificadas como ( a ), para amostra retirada antes da aeração, e ( b ), para amostra retirada após a aeração.

As amostras de lodo para a determinação dos sólidos foram coletadas de pontos distribuídos ao longo do corpo do reator ABR sendo o ponto 1: ponto inferior do ABR (0,0 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 2 e ponto 3: pontos intermediários do ABR (0,40 m e 0,71 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 4: Ponto superior do ABR (1,06 m em relação a entrada de efluente do reator.)



### 3.4 Descrição da operação e acompanhamento do sistema de tratamento

Na Tabela 2 e 3 e na figura 7 e estão apresentadas as condições operacionais impostas ao sistema de tratamento, composto pelo reator ABR, filtro aerado submerso (FAS) e o reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico.

O reator ABR e USB foram inoculados no início do primeiro ensaio com lodo proveniente de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura, com sólidos totais (ST) e voláteis (SV) de 26,4 e 17,5 g L<sup>-1</sup>, respectivamente. O volume de lodo colocado nos reatores foi suficiente para preencher 30% do volume de cada reator. O FAS foi inoculado com lodo aeróbio fornecido por uma indústria de alimentos com concentração de SV foi de 6,22 g L<sup>-1</sup>. No início de cada ensaio, descritos na Tabela 2, foi mantido 30% do volume de cada reator preenchida com o lodo e descartado o lodo excedente. Este procedimento teve como objetivo tornar similares as condições de partida em cada um dos ensaios.

TABELA 2. Condições operacionais aplicadas ao sistema de tratamento composto de reator anaeróbio compartimentado (ABR) filtro aerado submerso (FAS) e reator de manta de lodo (USB) anóxico utilizados para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

Ensaio	Duração dos ensaios (d)	TDH (h)			
		ABR		FAS	USB
		C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>		
1	50	26,0	14,6	12,7	10,8
2	90	13,6	7,6	6,6	5,6
3	56	6,8	3,8	3,3	2,8
4	50	13,6	7,6	6,6	5,6
5	70	6,8	3,8	3,3	2,8
6	44	6,8	3,8	3,3	2,8

TDH – tempo de detenção hidráulico, C1 e C2 – câmaras do ABR.

As condições de aeração no FAS estão apresentadas na tabela 2. Foram três ciclos diferentes de aeração. Sendo o primeiro de 8 horas por dia, e para o segundo e o terceiro aumentou-se em 30 e 50%, respectivamente. Perfazendo, assim três ciclos; o primeiro com 4 (ensaios 1, 2 e 3), o segundo com 7 (ensaios 4 e 5) e o terceiro com 8 ciclos (ensaio 6).

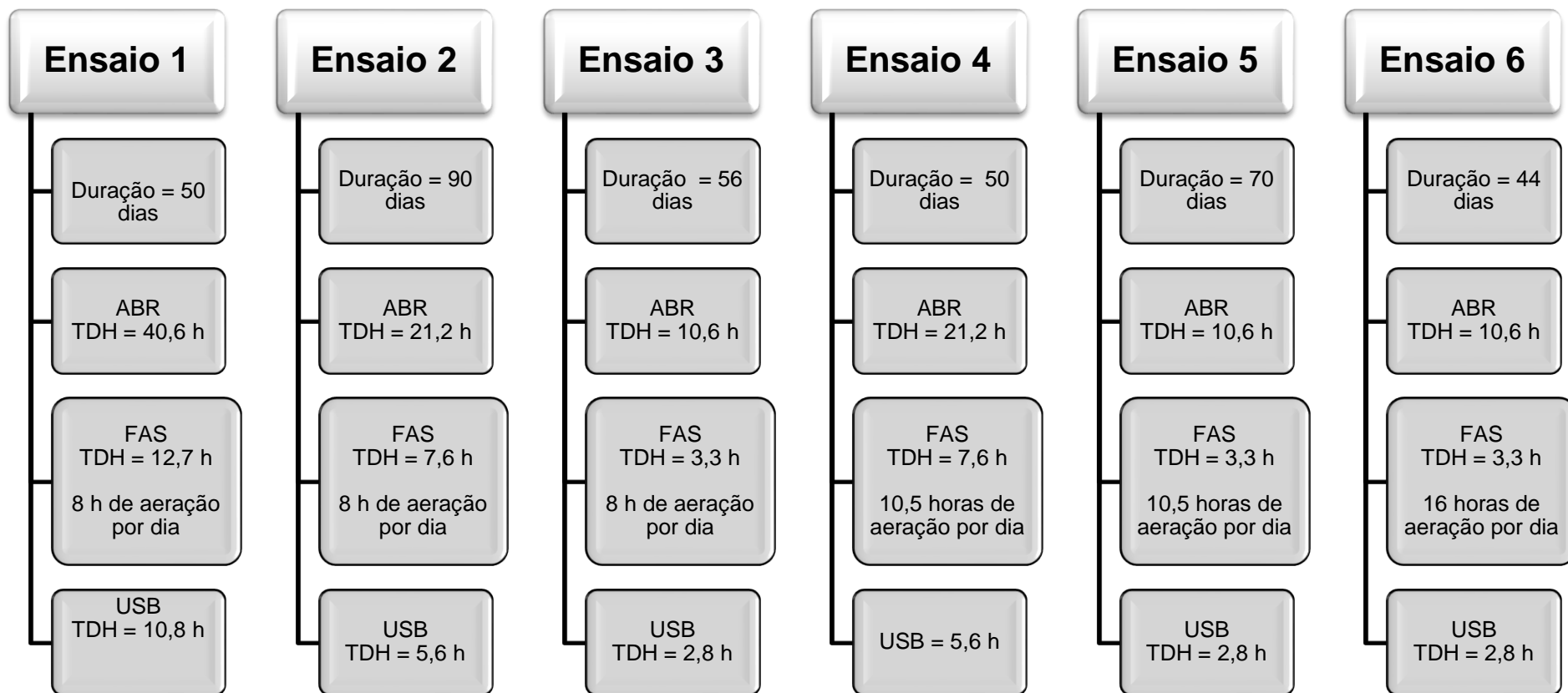


FIGURA 7: Fluxograma das condições operacionais do sistema de tratamento composto por reator ABR, filtro submerso (FAS) e reator USB.

TABELA 3. Ciclos de aeração utilizado no filtro aerado submerso (FAS) nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Ensaio	Horas																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	00
1		*																						
2																								
3																								
4																								
5																								
6																								

\*As áreas hachuradas representadas na tabela indicam as horas do dia em que o compressor estava ligado

### **3.5 Afluente**

As águas residuárias de suinocultura utilizadas como afluente foram coletadas diariamente em sistemas de confinamento de suínos em fase de crescimento e terminação, alimentados com ração à base de milho e soja, com complemento vitamínico e mineral. As instalações de confinamento utilizadas para a coleta dos dejetos de suínos faziam uso intensivo de água (lâmina d'água) para o transporte dos dejetos e estavam localizadas no Setor de Suinocultura da UNESP, Câmpus de Jaboticabal, e na granja comercial de suínos "Estância Estiva" situada na cidade de Jaboticabal.

As águas residuárias foram peneiradas em peneira com malha quadrada de abertura de 3 mm, a fim de promover a separação dos sólidos grosseiros (pedras, madeira, cascalhos) que pudessem prejudicar a bomba helicoidal e as tubulações.

### **3.6 Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos**

Na Tabela 4 estão descritas as análises químicas, e exames físicos e microbiológicos que foram realizadas nas amostras do afluente e efluentes dos reatores ABR, FAS e USB anóxico no biogás do reator ABR e USB, bem como as frequências e as metodologias utilizadas. Os valores de produção de biogás apresentados foram corrigidos para as condições normais de temperatura (0°C) e pressão (1 atm.) (CNTP). As temperaturas médias, máximas e mínimas do ar, durante os ensaios, foram obtidas na Estação Agroclimatológica do Departamento de Ciências Exatas da FCAV/UNESP, Campus de Jaboticabal. A Estação Agroclimatológica está localizada nas proximidades da área experimental onde foi construído o sistema de tratamento

#### **3.6.1 Temperatura**

Os elementos meteorológicos, utilizados nesse trabalho, foram extraídos de um conjunto de dados pertencentes ao acervo da área de Agrometeorologia do Departamento de Ciências Exatas. As observações feitas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Campus de Jaboticabal foram coletadas, digitalizadas em formato padronizado, realizada a consistência e controle de qualidade. Em seguida são obtidas médias diárias, mensais e anuais.

As médias diárias das temperaturas do afluente, do efluente e do ar adjacente aos reatores ocorreram em dois horários, às 10 h e 15 h, com o objetivo de verificar a relação entre as mesmas.

As temperaturas do ar (mínima, média e máxima) referentes aos períodos dos ensaios do experimento, foram obtidas junto à Estação Agroclimatológica do Departamento de Ciências Exatas da FCAV/UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

### **3.6.2 Análise Estatística**

Foi realizada análise estatística dos atributos obtidos por meio dos testes F e de Tukey (5%) para comparação de médias, considerando-se delineamento inteiramente casualizado, com seis tratamentos para o sistema anaeróbio (ABR nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6), e onze tratamentos para o FAS e UBS anóxico (ensaios 1, 2a, 2b, 3 a, 3b, 4a, 4b, 5a, 5b, 6a e 6b). As repetições foram provenientes de todas as amostragens no tempo, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico.

E para o cálculo das eficiências, somente os valores positivos foram usados.

Tabela 4. Exames e determinações, frequência e fontes das metodologias utilizadas.

<b>Exames e determinações</b>	<b>Frequência</b>	<b>Referências bibliográficas</b>
Temperatura	Diária	APHA, AWWA, WPCF (2005)
pH	2 vezes \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005) (Método: 4500 H <sup>+</sup> B)
Demanda química de oxigênio (DQO <sub>total</sub> ); DQO das frações dissolvida (DQO <sub>diss.</sub> ) e de sólidos suspensos (DQO <sub>ss</sub> ).	2 vezes \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005), (Método: 5220 – B); SANTANA E OLIVEIRA (2005)
Alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI)	2 vezes \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005); JENKINS et al. (1983)
Sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) do afluente e efluentes	2 vezes \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005), (Métodos: 2540 - C e 2540 – E)
Sólidos totais (ST) e Sólidos voláteis (SV) do lodo	1 vez \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005),
Ácidos voláteis totais (AVT)	2 vezes \ semana	DILALLO e ALBERTSON (1961)
Nitrogênio Amoniacal	2 vezes \ semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) (semi-microKjedahl)
Nitrogênio Kjeldahl (NK)	1 vez \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005) (Método: 4500-N-C)
Potássio, cálcio, magnésio, sódio, cobre, ferro, manganês e zinco	1 vez \ semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) (digestão em bloco com ácido nítrico e perclórico e leitura em espectrofotômetro de absorção atômica)
Fósforo total	1 vez \ semana	APHA; AWWA; WPCF (2005) (Método: 4500-P-C)
Coliformes totais e termotolerantes	2 vezes \ fase	(técnica dos tubos múltiplos)
<b>Efluentes (FAS e USB)</b>		
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> e NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	2 vezes \ semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Oxigênio dissolvido	2 vezes \ semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) (sonda)
<b>Lodo (ABR, FAS e USB)</b>		
Sólidos (ST e SV)	1 vez \ semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Bactérias nitrificantes, desnitrificantes e heterotróficas FAS e USB anóxico	Final de cada ensaio	SARATHCHANDRA, 1978; SCHMIDT E BELSER, 1982; APHA, AWWA, WPCF (2005)
<b>Biogás</b>		
Produção	Diária	OLIVEIRA (1997), utilizando gasômetros
Composição	Semanal	Cromatografia gasosa APHA, AWWA, WPCF (2005)

## 4. Resultados e discussão.

### 4.1 Temperatura

Na tabela 5 estão apresentados os valores médios das temperaturas médias do ar e a figura 8 apresenta temperaturas do ar máximas, médias e mínimas obtidas pela Estação Agroclimatológica da UNESP, Campus de Jaboticabal durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Durante os ensaios as temperaturas médias do ar variaram de 19,8 a 24,5°C. A menor média de temperatura registrada ocorreu no ensaio 5, realizado entre os meses de maio a julho de 2013, e a maior média de temperatura ocorreu durante o ensaio 2, realizado entre os meses de setembro a dezembro de 2012. E os ensaios 1 e 4 diferiram ( $p < 0,01$ ) dos ensaios 2, 3 e 5.

TABELA 5. Valores médios das temperaturas do ar obtidos na estação agroclimatológica (Ar) e o coeficiente de variação (CV) durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Ensaio	Temperatura °C
	Ar
1	22,4 c
2	24,5 a
3	23,9 ab
4	21,6 c
5	19,8 d
6	22,6 bc
C.V.	11
Teste F	32,8**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade.

Foram medidas diariamente as temperaturas do afluente, efluentes (C1, C2, FAS e USB anóxico) e do ambiente adjacente aos reatores, as 10 e 15 h, como objetivo de obter uma relação entre as mesmas. As médias das temperaturas obtidas as 10 e as 15 h, estão apresentadas na Tabela 6 e Figura 9. Observou-se que a temperatura do ambiente adjacente aos reatores foi próxima às observadas no afluente e efluente dos reatores anaeróbios e do pós-tratamento (Tabela 3) foram maiores que as temperaturas médias do ar, observadas na Estação Climatológica (Tabela 5 e Figura 8), mas mantiveram a mesma tendência com a maior temperatura no ensaio 2 e menor temperatura no ensaio 5.

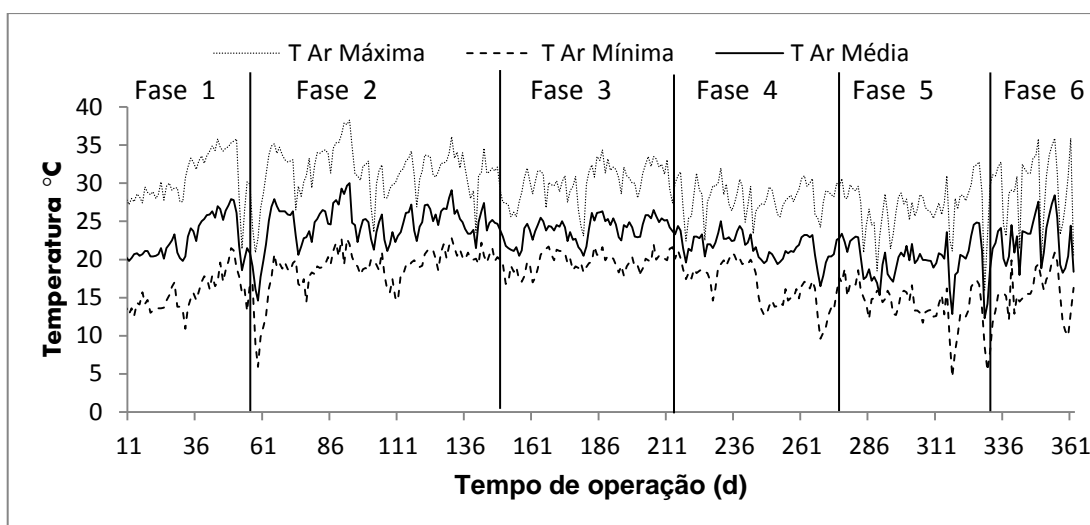


FIGURA 8. Valores mínimos, médios e máximos das temperaturas registradas pela estação Agroclimatológica localizada no Campos da Unesp de Jaboticabal Durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

A temperatura do sistema de tratamento foi influenciada diretamente pela temperatura do ar adjacente e foram, predominantemente, superiores a 24,9 °C durante o dia.

Os valores obtidos estão na faixa de temperatura mesófila, de 20 a 45 °C, a qual é adequada para o processo anaeróbio de degradação da matéria orgânica, sendo que a faixa de temperatura ótima varia de 25 a 40°C, de acordo com METCALF e EDDY (2003).

A taxa de degradação anaeróbica de materiais orgânicos aumenta com a temperatura. No entanto, o efeito da temperatura é muitas vezes menor do que o previsto pela equação de Van't Hoff, que estabelece que as taxas de reações químicas dobrem a cada 10° C com o aumento na temperatura (MASSÉ e MASSE, 2001). Sendo assim, quando um reator anaeróbio é operado sob condições de estado estacionário, as atividades dos diferentes grupos metabólicos estão em equilíbrio e, conseqüentemente, não há acúmulo de produtos intermediários metabólicos no reator. No entanto, quando o processo é exposto a uma mudança brusca de temperatura, as condições do processo de digestão pode tornar-se desequilibrada devido à resposta diferente dos vários grupos metabólicos dos microrganismos (LEITÃO et al., 2006).



TABELA 6. Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 do reator ABR (C1 e C2 ), Filtro Aerado Submerso (FAS) e USB anóxico , e o coeficiente de variação (CV) durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6..

Ensaio	Temperatura °C					
	Afluente	C1	C2	FAS	USB anóxico	Ambiente
1	28,2 ab	27,9 ab	27,4 abc	27,1 ac	27,3 abc	29,3 a
2	29,6 a	29,3 a	29,3 ab	29,4 ab	29,2 a	30,6 a
3	30 a	30 a	29,3 a	29,5 a	29 ab	30 a
4	27,2 b	27,4 abc	27,4 abc	27,4 abc	27,3 abc	28,1 ab
5	26,8 b	25 c	24,9 c	25 c	25,3 c	25,6 b
6	26,8 b	26,4 bc	26,4 c	26,8 ac	26,2 bc	27,7 ab
C.V.	10	10	10	10	11	11
Teste F	6,1**	7,4**	6,5**	6,9**	5,4**	6,7**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na coluna não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade.

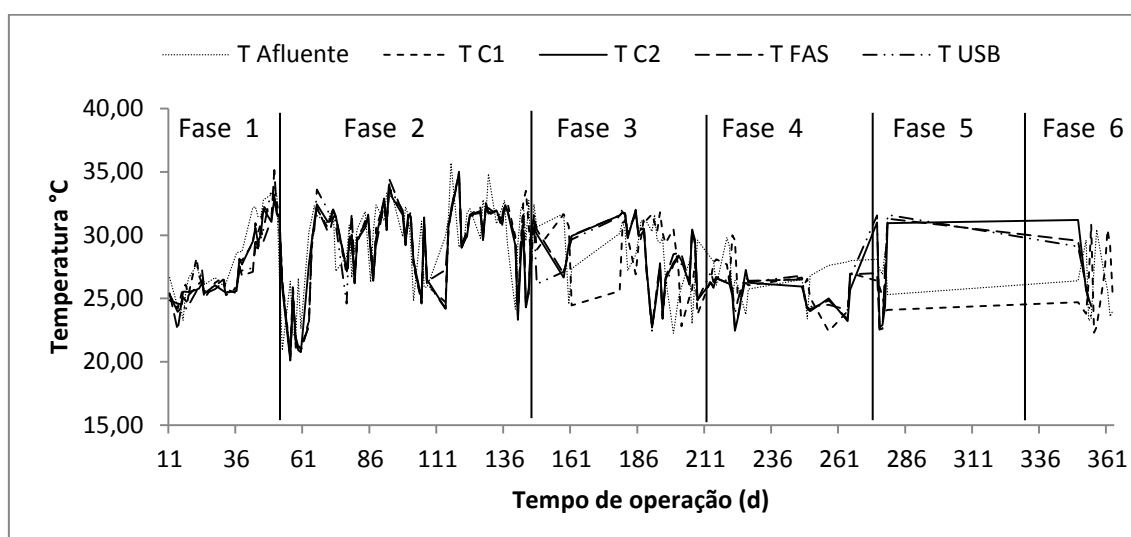


FIGURA 9: Valores médios das temperaturas do afluente e efluente dos reatores ABR (C1 e C2), FAS e USB anóxico e do ambiente registradas pela durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5, e 6.

#### 4.2 pH, Alcalinidade e ácidos voláteis totais.

Os valores médios do pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), relação AI/AP e ácidos voláteis totais (AVT) para o afluente e efluentes do ABR (C1 e C2), FAS e USB anóxico durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 estão apresentados nas tabelas 7 e 8 e nas figuras 10 a 21.

Os valores médios do pH do afluente foram de 7,4, 7,2, 7,0, 7,4, 7,0 e 6,6 para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 respectivamente. É conhecido que a atividade metanogênica ocorre com sucesso em intervalo de valores de pH estreito, entre 6,3

e 7,8. O efeito de uma alteração drástica do pH do efluente depende da alcalinidade disponível no reator (LEITÃO et al., 2006). Em um estudo BORJA e BANKS (1995) utilizaram reator UASB para o tratamento de águas residuárias da indústria de sorvete e mostraram que durante um período de 10 h, um afluente com pH 10 e um afluente com pH 3, não afetou significativamente a estabilidade do reator. Isto ocorreu devido a capacidade tampão do sistema, que foi suficiente para manter o pH do meio dentro da faixa ótima.

Em um estudo realizado por VISSER et al., (1993) a metanogênese foi inibida em um meio de pH superior a 8, a qual, então, resultou no desenvolvimento de um lodo dominado por bactérias redutoras de sulfato. Eles também concluíram que as bactérias redutoras de sulfato são menos sensíveis às variações de pH de curto prazo (8 h) do que as bactérias metanogênicas.

Sendo o pH medido em escala logarítmica, o monitoramento da alcalinidade nos reatores anaeróbios são de extrema importância, pois pequenas diminuições nos valores de pH implicam no elevado consumo da quantidade de alcalinidade diminuindo a capacidade tampão do meio (FORESTI et al., 1999).

Os valores médios de AT, AI e AP do afluente para o efluente da câmara 2 (C2) do ABR variaram de 870 a 2152 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, de 270 a 558 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> e de 362 a 1559 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, respectivamente, para valores de 900 a 2613 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, de 2070 a 485 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> e de 697 a 2118 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, respectivamente, nos ensaios 1 a 6. E houve diferença significativa ( $p < 01$ ) entre os ensaios (Tabela 4). Assim como os valores de pH a concentração de AT também aumentou ao longo do reator ABR (Tabela 4) evidenciando a boa capacidade de tamponamento dos íons bicarbonatos, o que garantiu a estabilidade do pH nas câmaras C1 e C2 do reator ABR.

TABELA 7. 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 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 E 6.

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
pH	Afluente	7,4 a	7,2 a	7,0 b	7,4 a	7,0 b	6,6 c	3	24,1**
	C1	7,5 a	7,4 a	7,3 ab	7,5 a	7,1 b	6,9 c	3	12,8**
	C2	7,5 a	7,4 ab	7,4 ab	7,5 a	7,2 bc	7,0 c	3	8,7**
AT (mg L <sup>-1</sup> CaCO <sub>3</sub> )	Afluente	2055 ab	2152 a	1004 d	1725 bc	1490 c	820 d	22	36,3**
	C1	2398 a	2198 ab	1139 cd	1882 b	1461 c	856 d	22	39,9**
	C2	2613 a	2232 a	1182 c	1774 b	1593 b	900 c	22	39,4**
AI (mg L <sup>-1</sup> CaCO <sub>3</sub> )	Afluente	558 a	553 a	394 ab	270 b	424 ab	457 ab	36	5,8**
	C1	531 a	445 a	310 b	256 b	311 b	261 b	32	12,9**
	C2	495 a	467 a	237 bc	280 bc	340 b	207 c	36	13,9**
AP (mg L <sup>-1</sup> CaCO <sub>3</sub> )	Afluente	1497 a	1559 a	610 c	1454 a	1066 b	362 c	26	44,7**
	C1	1867 a	1753 a	829 c	1626 a	1150 b	595 c	23	42,4**
	C2	2118 a	1765 ab	944 de	1494 bc	1253 cd	694 e	25	32,2**
AI/AP	C1	0,29 b	0,25 bc	0,40 a	0,15 c	0,27 b	0,43 a	31	14,9**
	C2	0,24	0,28	0,27	0,19	0,28	0,31	45	1,4 ns
AVT (mg L <sup>-1</sup> CH <sub>3</sub> COOH)	Afluente	566 a	352 b	608 a	288 b	435 ab	587 a	39	7,7**
	C1	329	272	334	270	255	251	36	1,8 ns
	C2	258 a	223 ab	212 ab	221 ab	187 ab	164 b	35	2,6**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade.

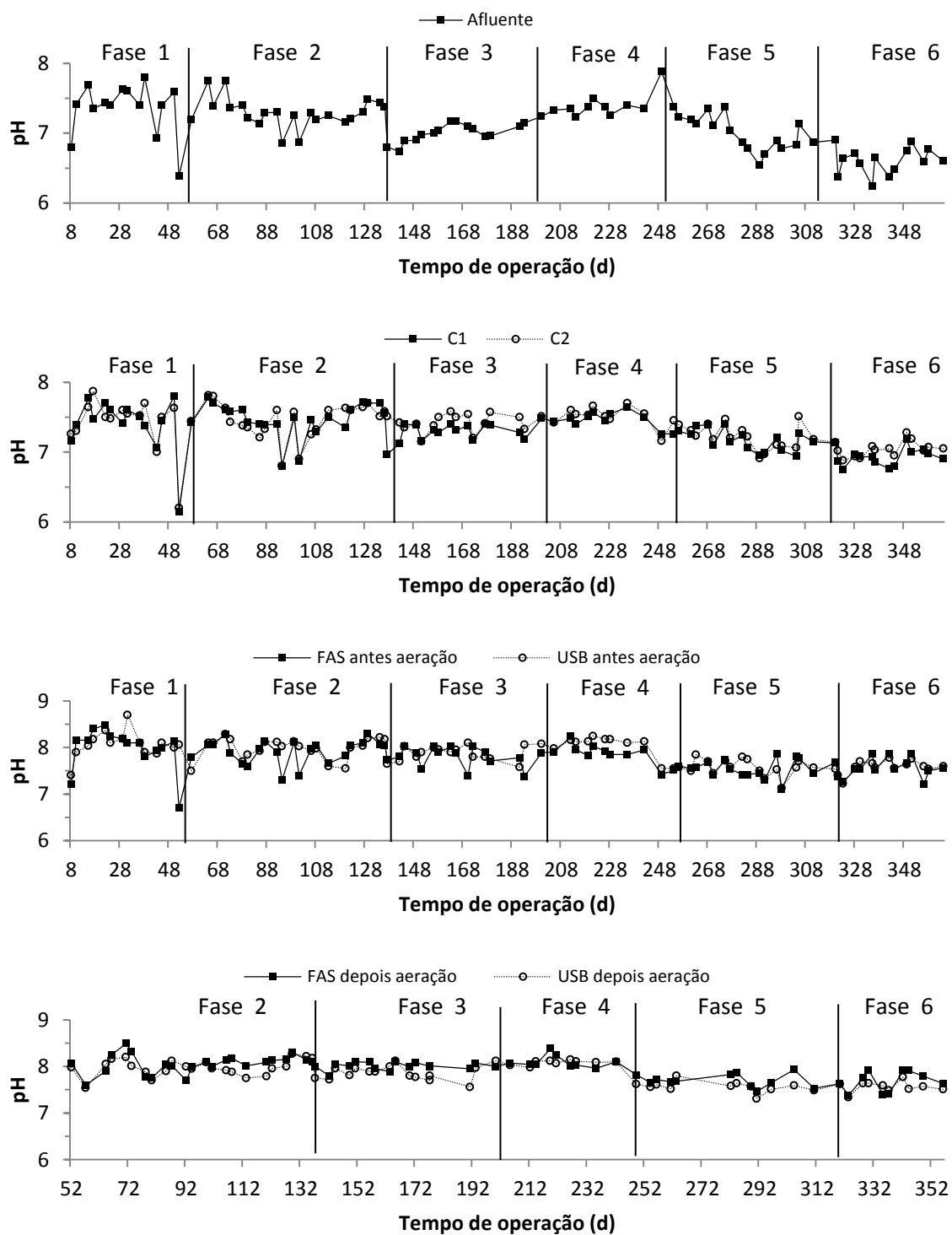


FIGURA 10. Valores de pH do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

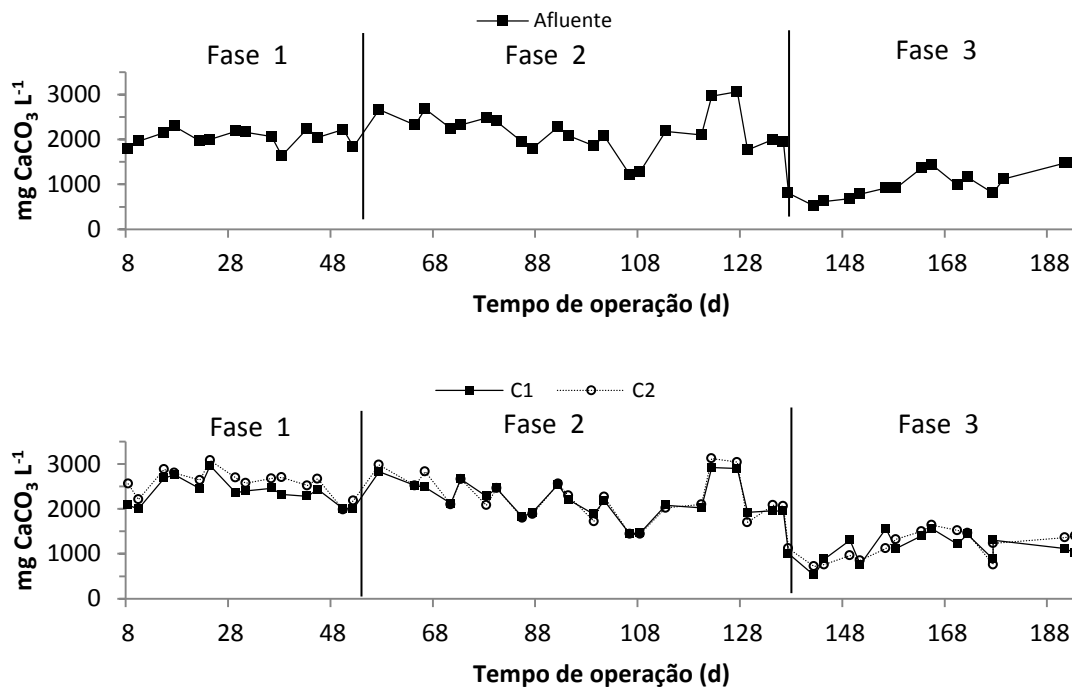


FIGURA 11. Valores de alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.

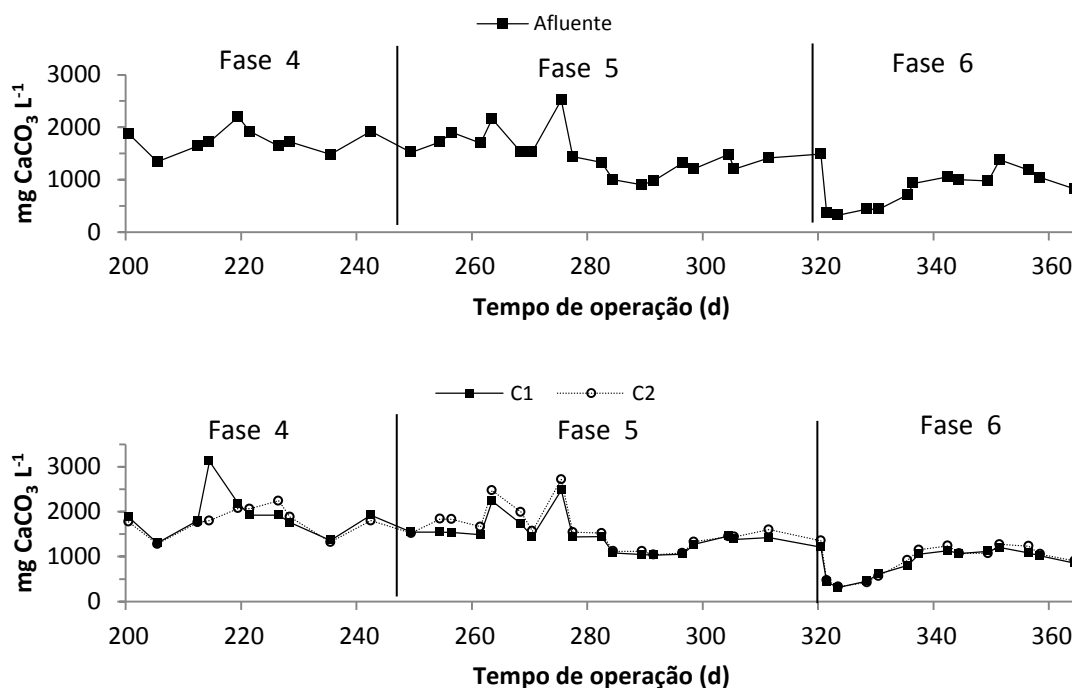


FIGURA 12. Valores de alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.

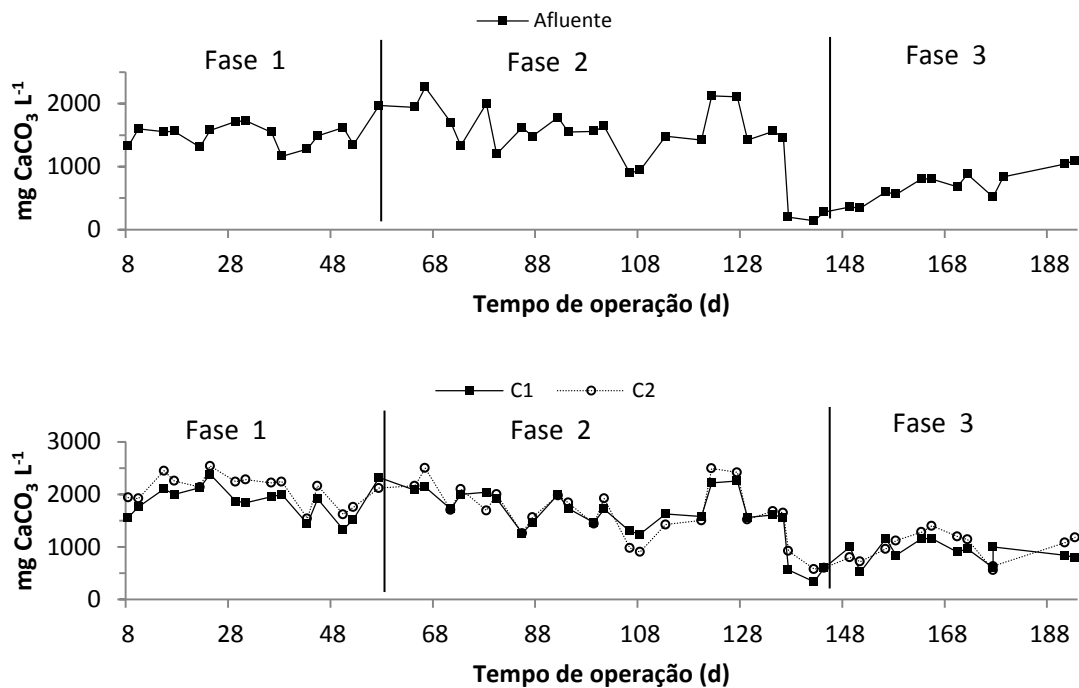


FIGURA 13. Valores de alcalinidade parcial (AP) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.

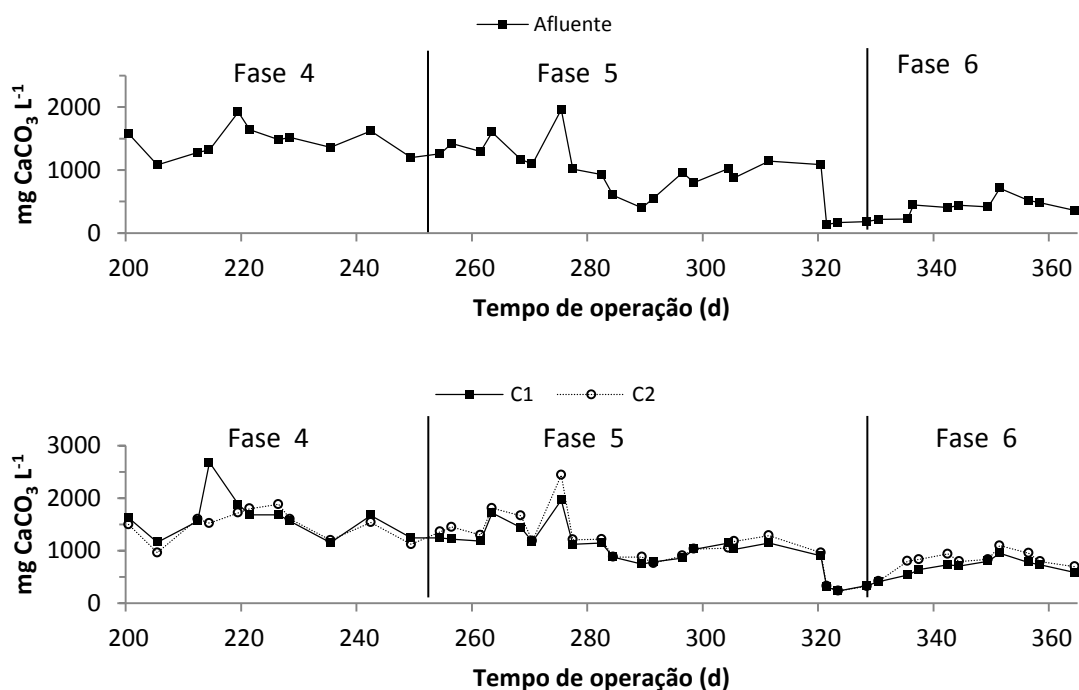


FIGURA 14. Valores de alcalinidade parcial (AP) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.

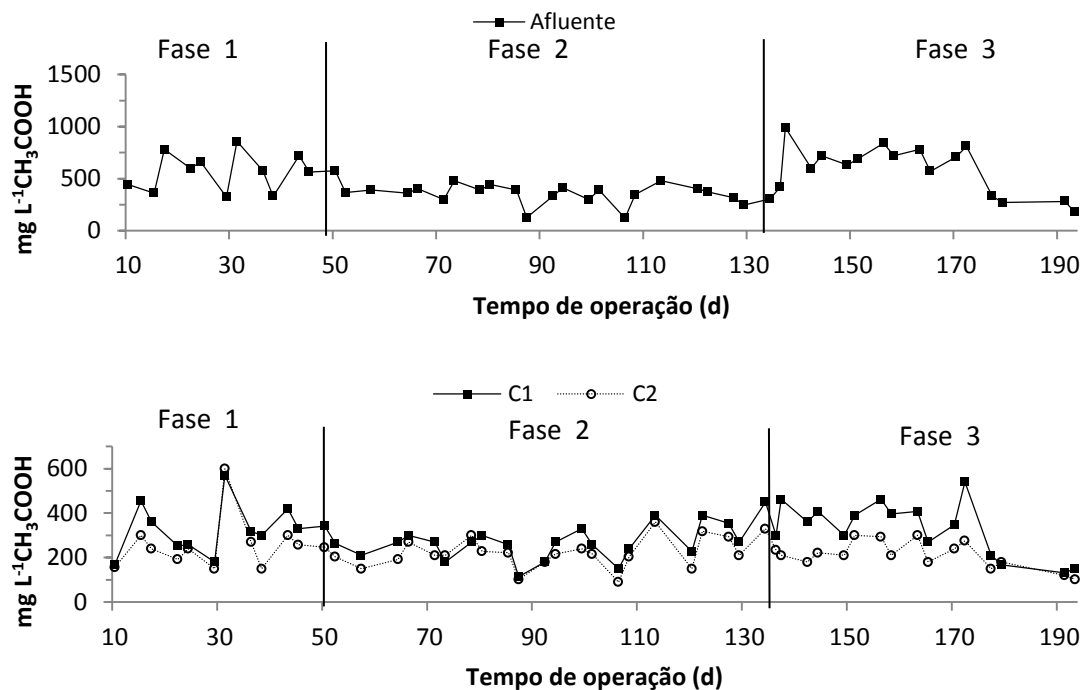


FIGURA 15. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3.

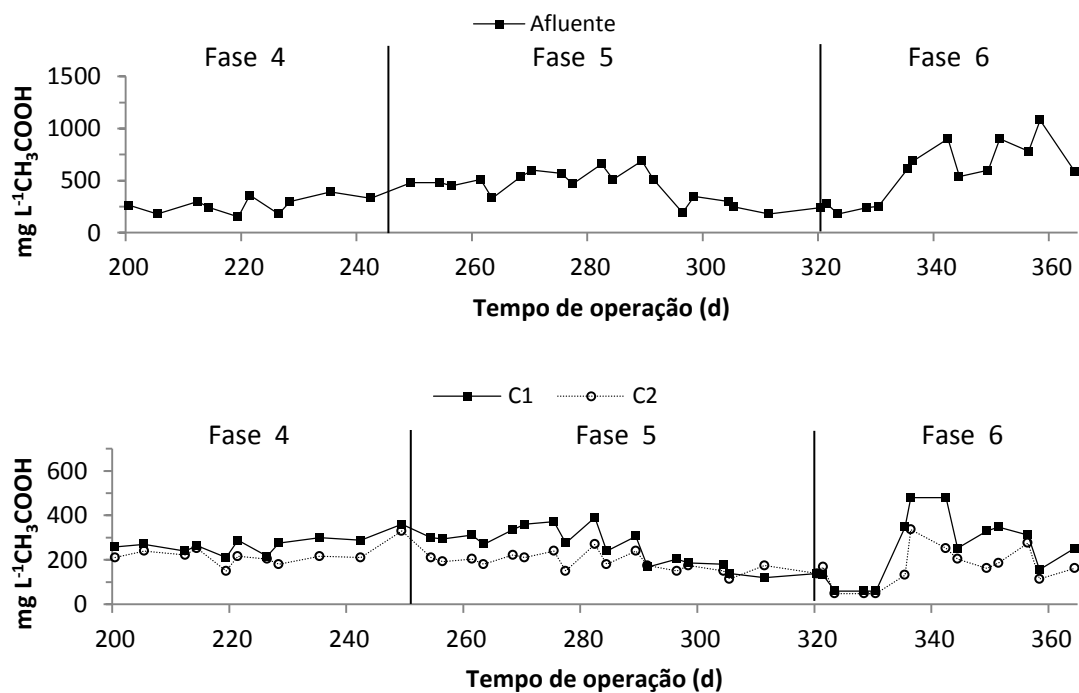


FIGURA 16. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.

MOTTERAM et al.,(2013) monitoraram um reator ABR composto por 3 câmaras e volume total de 6,06 m<sup>3</sup>, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. O reator foi operado com TDH de 17,7 horas, afluente com COV média de 17,8 g DQOtotal (L d)<sup>-1</sup> e temperatura média de 20 °C. Os autores observaram valores médios de pH de 7,4, AT de 3801 mg L<sup>-1</sup>, AI de 2693 mg L<sup>-1</sup>, AP de 1889 mg L<sup>-1</sup> e relação AI/AP de 0,7 no efluente da câmara 3 do reator ABR. Neste estudo foi observado valor similar de pH, porém valores menores de AT, AI, AP e AI/AP (Tabela 4) Para a relação AI/AP os valores médios variaram de 0,15 a 0,43 no efluente da câmara 1 (C1) do ABR, e segundo Ripley (1986) valores superiores a 0,3 indicam distúrbio do processo anaeróbio. Porém segundo FORESTI (1999) deve – se verificar cada caso.

Os valores médios de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluente da C2 do ABR variaram de 352 a 608 mg L<sup>-1</sup> e de 164 a 258 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. O menor valor médio observado, para o efluente no ensaio 6, com o TDH de 10,6 horas. O decaimento na concentração dos AVT é um indicador do bom funcionamento de um reator anaeróbio, pois os AVT são de grande importância no acompanhamento da atividade dos micro–organismos acidogênicos e metanogênicos (SANTOS, 2011). A concentração de ácidos graxos voláteis no efluente da câmara 1 e 2 estão dentro da faixa de valores de AVT recomendados por GIRARDI (2003) para a estabilidade do processo anaeróbio, entre 50 a 500 mg L<sup>-1</sup>.

Os valores médios de pH e AT no efluente do FAS variaram de 7,5 a 8,0 e 859 a 2377 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, com diferença significativa ( $p < 01$ ) entre os ensaios (Tabela 8 e figuras 10, 17 e 18). No FAS o pH deve ser mantido entre 7,5 e 8,0 para que se obtenha uma taxa ótima de nitrificação então, presença de alcalinidade se torna indispensável, pois, a nitrificação tem como consequência o consumo de alcalinidade devido à transformação de nitrogênio amoniacal em nitrito e nitrato (METCALF E EDDY, 2003). Sendo assim a queda de alcalinidade do efluente do ABR para o efluente do FAS indica que a nitrificação ocorreu. Esse decréscimo pode ser observada nos ensaios 2,4 e 5 onde ocorreram as maiores concentrações de nitrito no efluente (ver item 4.7.1, tabela 19).



TABELA 8. 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 obtidos durante a operação do filtro aerado submerso (FAS), USB anóxico nos 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaios											C.V.	Teste
		1	2a	2b	3a	3b	4a	4b	5a	5b	6a	6b		
pH	ABR	7,5 a	7,4 ab	7,4 ab	7,4 ab	7,4 ab	7,5 a	7,5 a	7,2 bc	7,2 bc	7,0 c	7,0 c	3	8,7**
	FAS	8,0 a	7,8 abcd	8,0 ab	7,7 acde	8,0 abc	7,8 abcd	8,0 a	7,5 e	7,6 de	7,5 e	7,7 de	3	10,9**
	USB <sub>an</sub>	8,0 a	7,9 a	7,9 a	7,8 a	7,8 a	8,0 a	8,0 a	7,6 a	7,6 b	7,6 b	7,6	2	19,4**
AT (mg L <sup>-1</sup> CaCO <sub>3</sub> )	ABR	2055 ab	2152 a	2152 a	1004 d	1004 d	1725 bc	1725 bc	1490 c	1490 c	820 d	820 d	22	36,3**
	FAS	2377 a	2079 ab	2093 ab	1204 def	1120 ef	1680 bc	1582 cd	1438 cde	1300 cdef	859 f	864 f	22	31,5**
	USB <sub>an</sub>	2391 a	2090 a	2112 a	1145 bc	1151 bc	1527 b	1551 b	1493 b	1390 b	863 c	896 c	21	32,6**
AI (mg L <sup>-1</sup> CaCO <sub>3</sub> )	ABR	495 a	467 a	467 a	237 bc	237 bc	280 bc	280 bc	340 b	340 b	207 c	207 c	36	13,9**
	FAS	349 ab	451 a	391 a	196 c	171 c	221 bc	202 bc	261 bc	263 bc	166 c	182 c	38	14,7**
	USB <sub>an</sub>	350 ab	388 a	385 a	168 c	170 c	156 c	134 c	241 bc	249 bc	152 c	156 c	38	17,5**
AP (mg L <sup>-1</sup> CaCO <sub>3</sub> )	ABR	2118 a	1765 ab	1765 ab	944 de	944 de	1494 bc	1494 bc	1253 cd	1253 cd	694 e	694 e	25	32,2**
	FAS	2028 a	1649 b	1701 ab	1008 def	948 ef	1459 bc	1380 bcd	1176 cde	1037 cdef	693 f	682 f	24	25,5**
	USB <sub>an</sub>	2041 a	1702 ab	1727 ab	976 def	981 def	1372 bcd	1417 bc	1252 cd	1141 cde	711 f	739 ef	24	26,0**
AI/AP	ABR	0,24 a	0,28 a	0,28 a	0,27 a	0,27 a	0,19 a	0,19 a	0,28 a	0,28 a	0,31 a	0,31 a	45	1,4 ns
	FAS	0,18 a	0,28 a	0,24 a	0,20 a	0,19 a	0,15 a	0,15 a	0,23 a	0,25 a	0,28 a	0,28 a	40	3,6**
	USB <sub>an</sub>	0,18 abc	0,23 a	0,23 a	0,17 abc	0,186 abc	0,11 bc	0,09 c	0,19 ab	0,22 ab	0,24 a	0,23 a	40	4,5**
AVT (mg L <sup>-1</sup> CH <sub>3</sub> COOH)	ABR	258 a	223 ab	223 ab	212 ab	212 ab	221 ab	221 ab	187 ab	187 ab	164 b	164 b	35	2,6**
	FAS	210 a	168 ab	182 ab	160 ab	167 ab	189 ab	144 ab	141 ab	114 b	114 b	116 b	39	2,7**
	USB <sub>an</sub>	195 a	149 ab	169 ab	134 ab	142 ab	141 ab	156 ab	114 b	121 ab	152 ab	124 ab	43	1,9*

. \*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração.

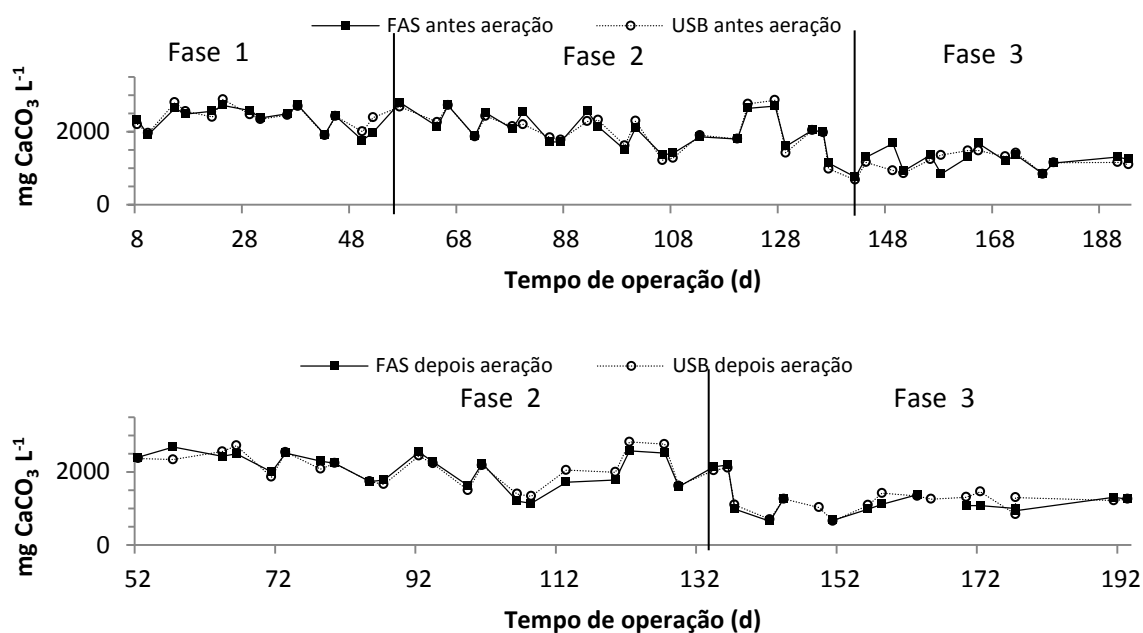


FIGURA 17. Valores de alcalinidade total (AT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

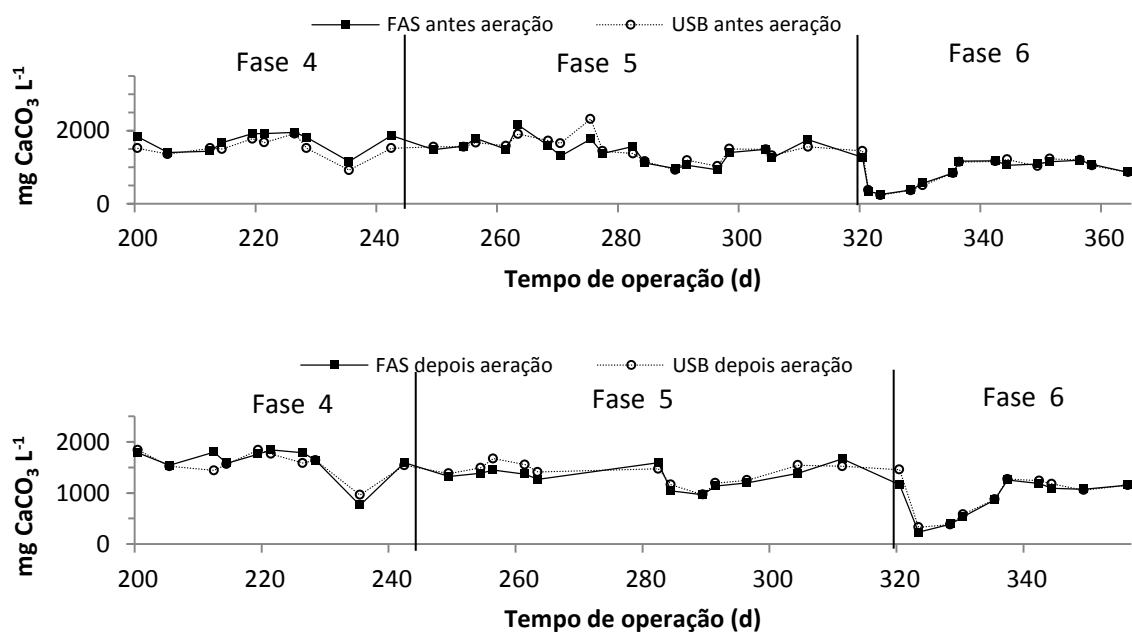


FIGURA 18. Valores de alcalinidade total (AT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

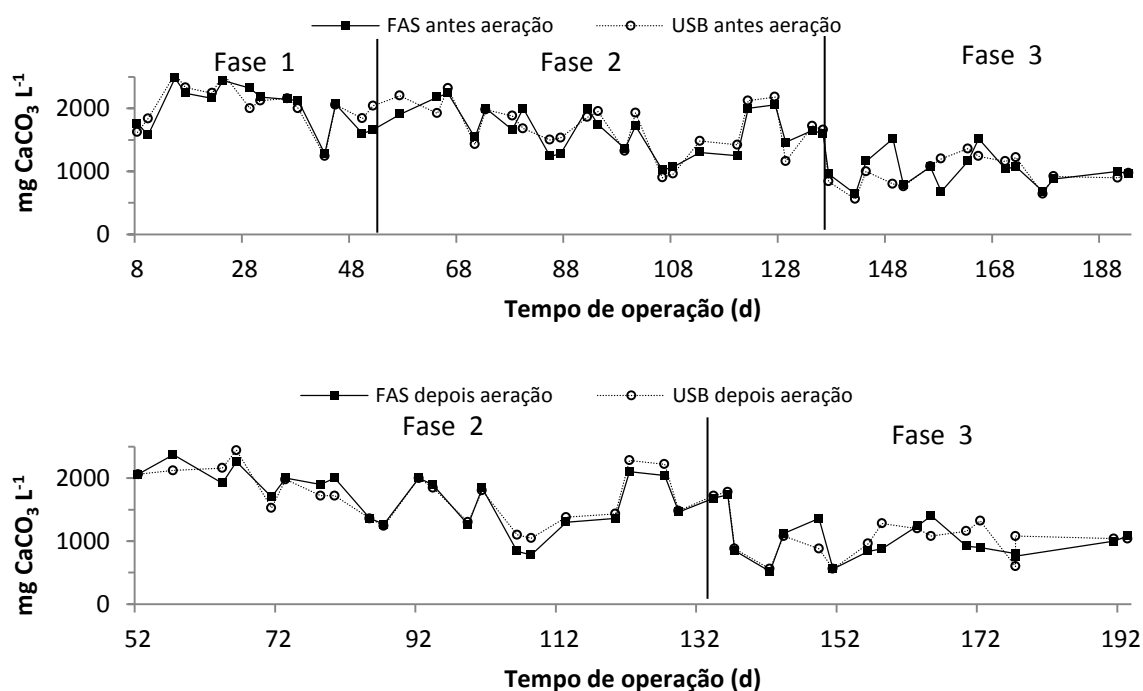


FIGURA 19. Valores de alcalinidade parcial (AP) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

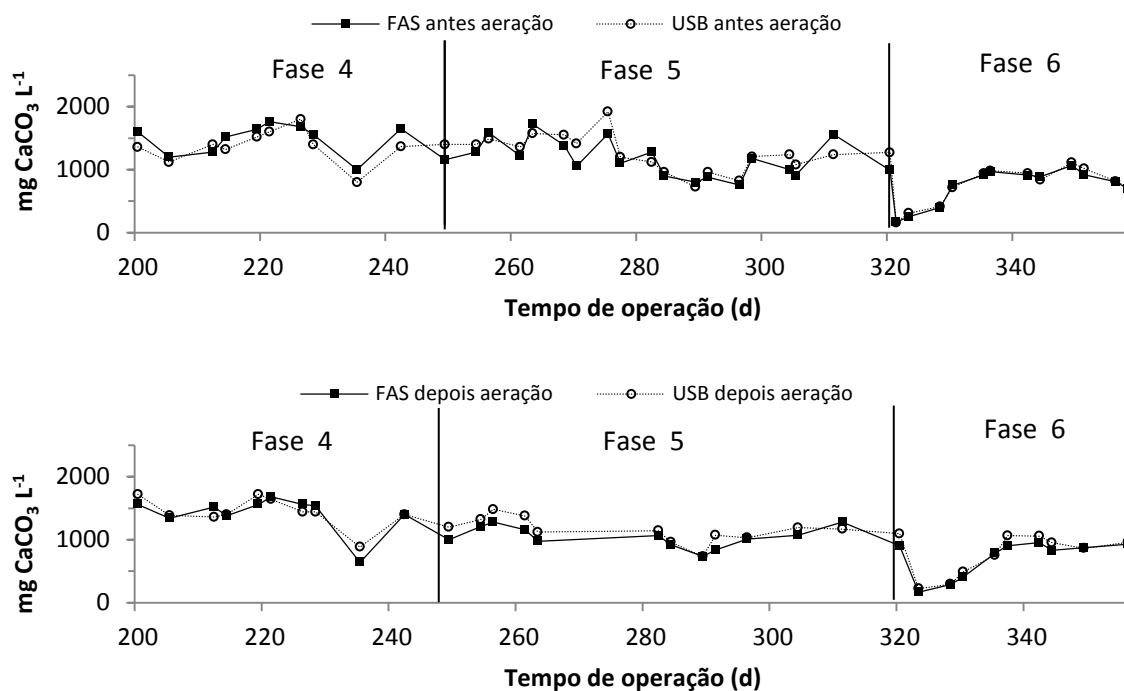


FIGURA 20. Valores de alcalinidade parcial (AP) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

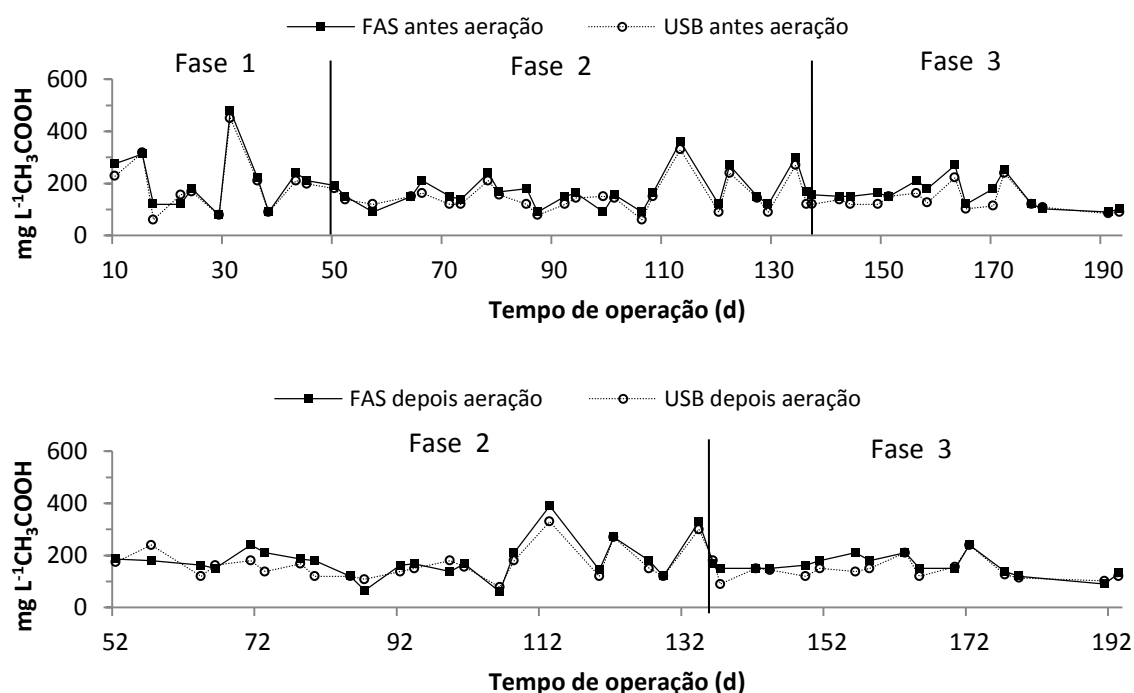


FIGURA 21. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

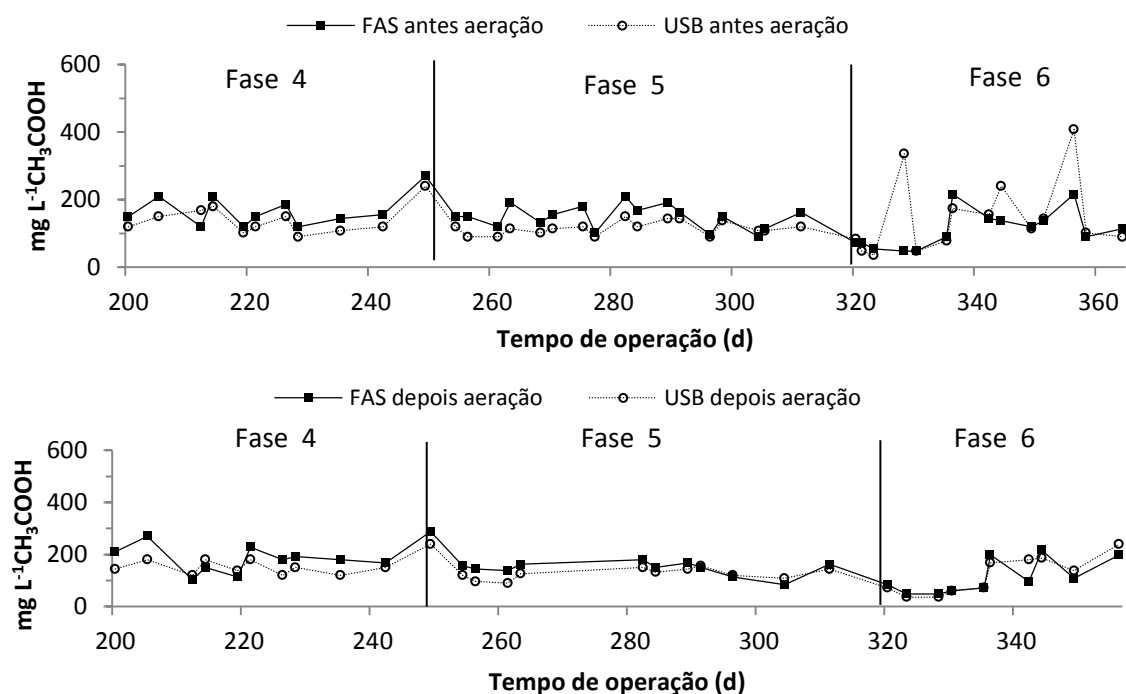


FIGURA 22. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

Os valores médios de pH e AT no efluente do USB anóxico variaram de no efluente do USB de 7,6 a 8,0 e 863 a 2391 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente (tabela 8 e figuras 10, 17 e 18). A operação de reatores favoráveis a desnitrificação, como o reator USB anóxico, deve ser realizada com valores de pH entre 6,5 e 8,0, sendo que valores abaixo de 6,0 e acima de 9,0 para esse parâmetro reduzem a velocidade de desnitrificação (SURAMPALLI et al., 1997). Particularmente para valores de pH abaixo de 7, a produção de óxidos de nitrogênio dotados de alta toxicidade é mais acentuada, e caso haja a presença de nitrito nestas condições de pH, elevadas concentrações de ácido nitroso podem estar presentes (ANTHONISEN et al.; 1976, BASSIM, 2012).

Os valores médios de pH no USB anóxico mantiveram-se dentro da faixa ótima para que ocorresse a desnitrificação (6,0 a 9,0). E os valores médios de alcalinidade total no efluente do USB anóxico foram superiores aos observados no FAS. O processo de desnitrificação produz alcalinidade, sendo assim, esse aumento pode ser um indicativo de atividade desnitrificante.

Os valores de pH, o aumento da AT e diminuição de AVT no indicaram condições de estabilidade durante a operação do reator ABR. O mesmo ocorre com o pH, AT e AVT do efluente do USB anóxico e pH do FAS. Porém nos ensaios 1,3 e 6 observa-se o aumento de AT de 2055 para 2377 mg L<sup>-1</sup>, de 1004 para 1204 mg L<sup>-1</sup> e de 820 para 859 mg L<sup>-1</sup> do efluente do ABR para o efluente do FAS, o que pode indicar que houve alguma instabilidade durante o processo.

### **4.3 Demanda química de oxigênio (DQO)**

Na Tabela 9 estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas nas câmaras 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, da demanda química de oxigênio total (DQO<sub>total</sub>), demanda química de oxigênio da fração dissolvida (DQO<sub>diss</sub>) e demanda química de oxigênio da fração dos sólidos suspensos (DQO<sub>ss</sub>), do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção no reator ABR, nas câmaras 1 e 2 (C1 e C2), obtidos durante a operação do sistema de tratamento nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. E nas figuras 23, 24, 25 e 26 estão apresentados os resultados de DQO<sub>diss</sub> e DQO<sub>total</sub> durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 no afluente e efluentes das câmaras 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR.

As cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas na primeira câmara do ABR foram de 4,8; 17,5; 13,4; 8,9; 37 e 21 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, respectivamente (tabela 6). As menores COV aplicadas na C1 foram nos ensaios 1 e 4, respectivamente e no ensaio 5 foi aplicada a maior COV na C1 do reator ABR. Os valores médios das concentrações de DQO<sub>total</sub> no afluente foram de 5177, 9879, 3801, 5055, 10426 e 5968 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente e não diferiram significativamente (tabela 6).

As eficiências de remoção de DQO<sub>total</sub> para o reator ABR foram de 51, 63, 47, 68, 63 e 75% para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 respectivamente. Sendo a primeira câmara (C1) responsável pela maior eficiência de remoção de DQO<sub>total</sub> (tabela 9).

Com a aplicação da COV de 4,8 a 37 g DQO (L d)<sup>-1</sup> na C1 do reator ABR, não foram observadas diferenças significativas na eficiências de remoção de DQO<sub>total</sub>, DQO<sub>diss</sub> e DQO<sub>ss</sub> na C1 do reator ABR, comprovando a resistência a aumentos de carga orgânica neste tipo de reator (NACHAYASIT e STUKEY, 1997).

ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) operaram um reator ABR com 3 câmaras seguido de reator UASB para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. Os autores utilizaram TDH que variou de 24 a 60 horas e COV que variou de 11 a 21 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup> na C1 do reator ABR. Os autores observaram que a diminuição do TDH e aumento de carga orgânica não afetaram a remoção de DQO<sub>total</sub> que aumentou de 74 para 84%.

A maior eficiência de remoção de DQO<sub>total</sub> no reator ABR, de 75%, ocorreu no ensaio 6, com a aplicação de COV de 21 g DQO (L d)<sup>-1</sup> na C1, com temperatura média de 22,6 °C e TDH, no reator ABR, de 10,6 horas.

PEREIRA et. al. (2010) avaliaram o desempenho de um ABR com 3 câmaras, tratando águas residuárias de suinocultura com valor médio de DQO de 8.057 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 15 h, e obtiveram eficiência de remoção de DQO total máxima de 66,4% em temperatura média de 21 °C. FERNANDES e OLIVEIRA (2006) estudaram uma composição de reatores ABR e UASB tratando águas residuárias de suinocultura, com concentração de DQO total de 7.557 a 11.640 mg L<sup>-1</sup> e TDH que variou de 56 a 18 horas no ABR. Os pesquisadores obtiveram eficiência de remoção de DQO<sub>total</sub> que variou de 86,8 a 94,9%, sendo o reator ABR responsável por 71 a 87% da eficiência de remoção. Neste trabalho obteve-se resultados semelhantes para eficiência de remoção de DQO<sub>total</sub>, sendo o valor máximo de eficiência de remoção de 75% para o reator ABR, porém utilizando um TDH de 10,6 horas.

As concentrações de DQOdiss para o efluente foram de 1270, 532, 951, 324, 659 e 1152 mg L<sup>-1</sup> e as eficiências de remoção foram de 43, 47, 65, 26, 53 e 64 para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. Pode – se notar que as maiores eficiências de remoção de DQOdiss para o reator ABR, ocorreram durante os ensaios 3, 5 e 6 com o TDH de 10,6 horas. Segundo OLIVEIRA e FORESTI (2004) a diminuição do TDH e temperaturas mais altas permitem maior solubilização da matéria orgânica suspensa e consumo pela microbiota anaeróbia.

Os valores de DQOss do afluente foram de 4297, 9347, 2850, 4731, 9768 e 4816 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente (Tabela 9). E corresponderam a 83, 94, 74, 93, 94 e 80% dos valores de DQOtotal, respetivamente. Valores semelhantes foram encontrados por FERNANDES e OLIVEIRA (2006) e SANTOS (2011), indicando a predominância de sólidos suspensos orgânicos, nas águas residuárias de suinocultura, confirmando a necessidade do tratamento anaeróbio em dois estágios (C1 e C2), com o primeira câmara operando com menores velocidades ascensionais, para facilitar a retenção da DQOss, visando a hidrólise ou a estabilização.

SANTOS (2011) avaliou o desempenho de um sistema de tratamento também composto por reator ABR, FAS e USB anóxico, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. A autora observou valores de temperatura que variaram de 19,0 a 26,1 °C e obteve maior eficiência de remoção de DQO total (acima de 94%) utilizando um TDH de 39,7 horas no sistema de tratamento durante a fase onde observou maior temperatura. O mesmo foi observado neste estudo, com maior eficiência de remoção de DQO total durante o ensaio 2 com as maiores temperaturas registradas, de 24,5 °C, com a utilização de TDH de 33,4 horas

TABELA 9. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO<sub>total</sub>), dissolvida (DQO<sub>diss</sub>) e devido à fração de sólidos suspensos (DQO<sub>ss</sub>) do afluente e dos efluentes em mg L<sup>-1</sup>, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reatores ABR (C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub>), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
TDH (h)	C1	26	13,6	6,8	13,6	6,8	6,8	-	-
	C2	14,6	7,6	3,8	7,6	3,8	3,8	-	-
COV g DQO (L d) <sup>-1</sup>	C1	4,8 b	17,5 ab	13,4 ab	8,9 b	37,0 a	21,0 ab	134	3,2*
	C2	4,2 b	12,0 a	11,4 ab	5,0 b	15,6 a	8,8 ab	61	6,7**
DQO <sub>total</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	5177	9879	3801	5055	10426	5968	107	2,1 ns
	C1	2563 ab	3805 a	1834 b	1610 b	2467 ab	1413 b	64	5,5**
	C2	2697 ab	3638 a	1961 b	1438 b	2566 ab	1128 b	58	7**
E%	C1	58	65	52	63	62	66	36	0,8 ns
	C2	21	27	38	23	25	26	76	0,4 ns
	ABR	47 ab	63 ab	48 b	71 ab	75 ab	81 a	37	2,6*
DQO <sub>ss</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	4297 a	9347 a	2850 a	4731 a	9768 a	4816 a	118	2,3 ns
	C1	1697 ab	3505 a	1167 b	1354 b	2159 ab	563 b	75	8,1**
	C2	2138 abc	3356 a	1676 bc	1187 bc	2254 ab	730 c	65	7,8**
E%	C1	65	65	59	68	58	54	46	1,1 ns
	C2	34	34	50	28	37	13	64	1,5 ns
	ABR	54	63	45	70	62	76	44	1,8 ns
DQO <sub>diss</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1270 a	532 c	951 ab	324 c	659 bc	1152 a	54	10,1**
	C1	658 a	313 b	665 a	256 b	326 b	766 a	46	14**
	C2	607 a	283 b	285 b	251 b	312 b	398 b	51	7,2**
E%	C1	44	42	32	24	49	43	55	1,9 ns
	C2	26 b	19 b	56 a	12 b	23 a	51 a	41	17,0**
	ABR	43 ab	47 ab	65 a	26 b	53 a	64 a	40	5,8**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. Para o cálculo das eficiências foram considerados somente os valores positivos



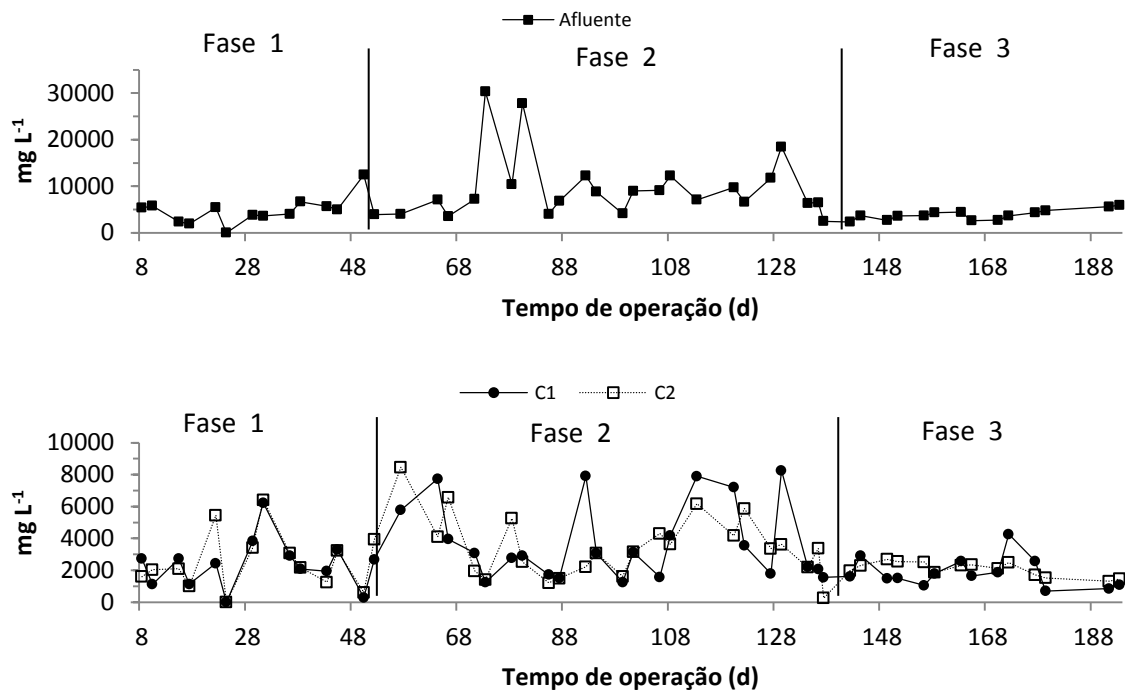


FIGURA 23. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 1, 2 e 3.

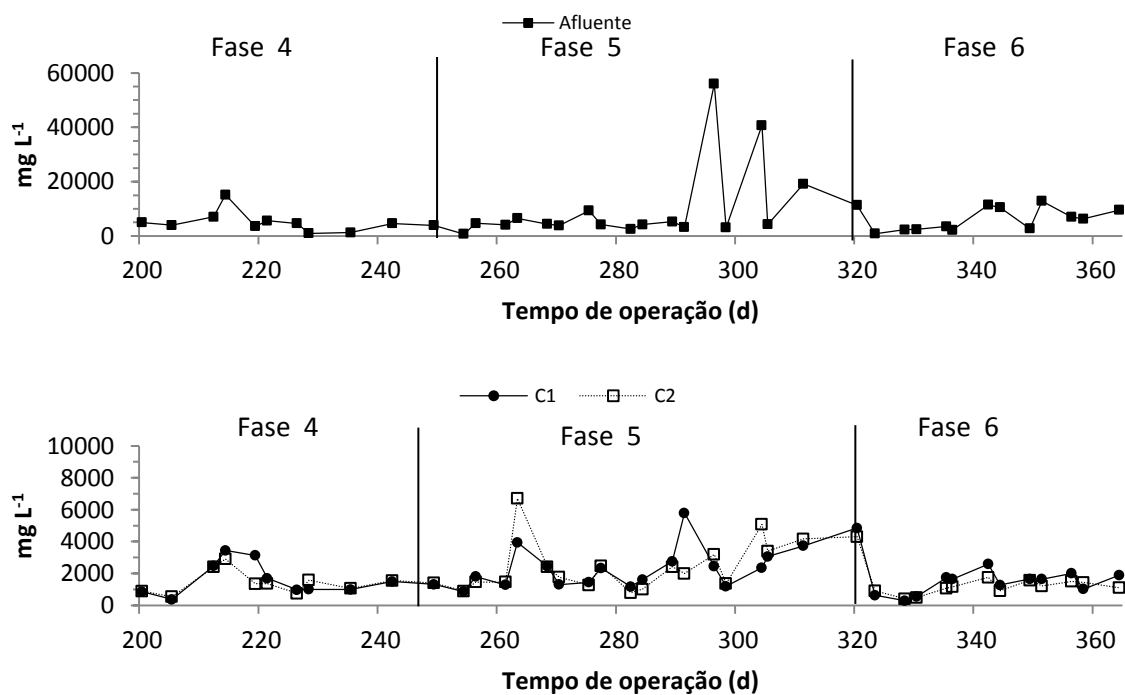


FIGURA 24. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 4, 5 e 6.

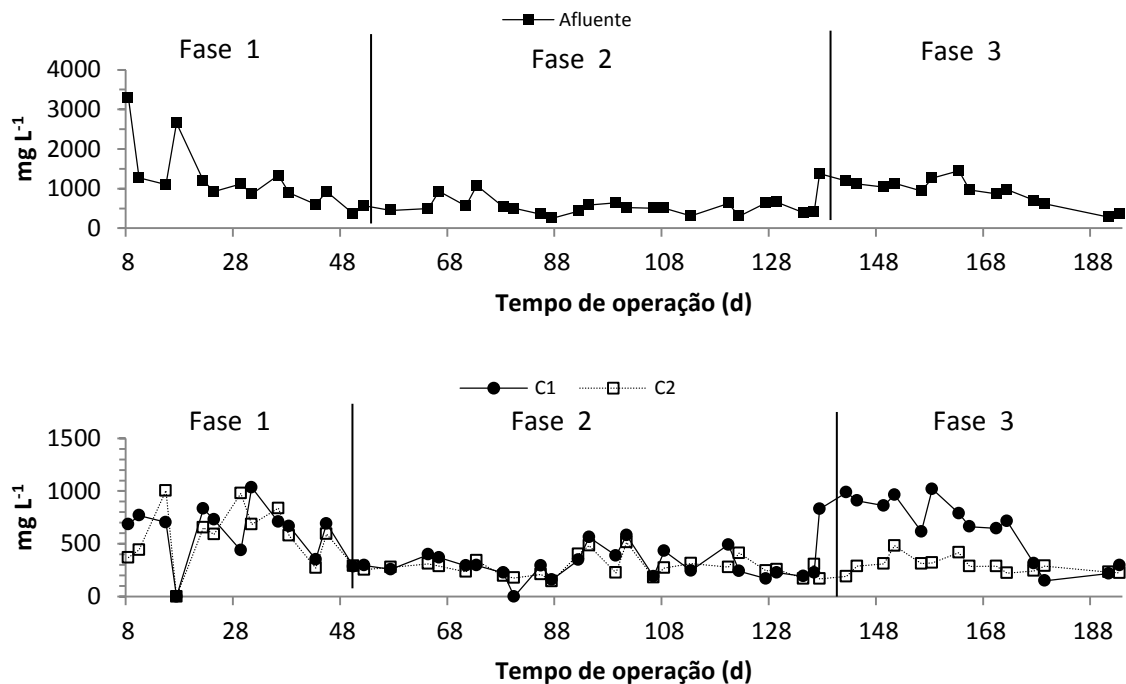


FIGURA 25. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO dissolvida) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 1, 2 e 3.

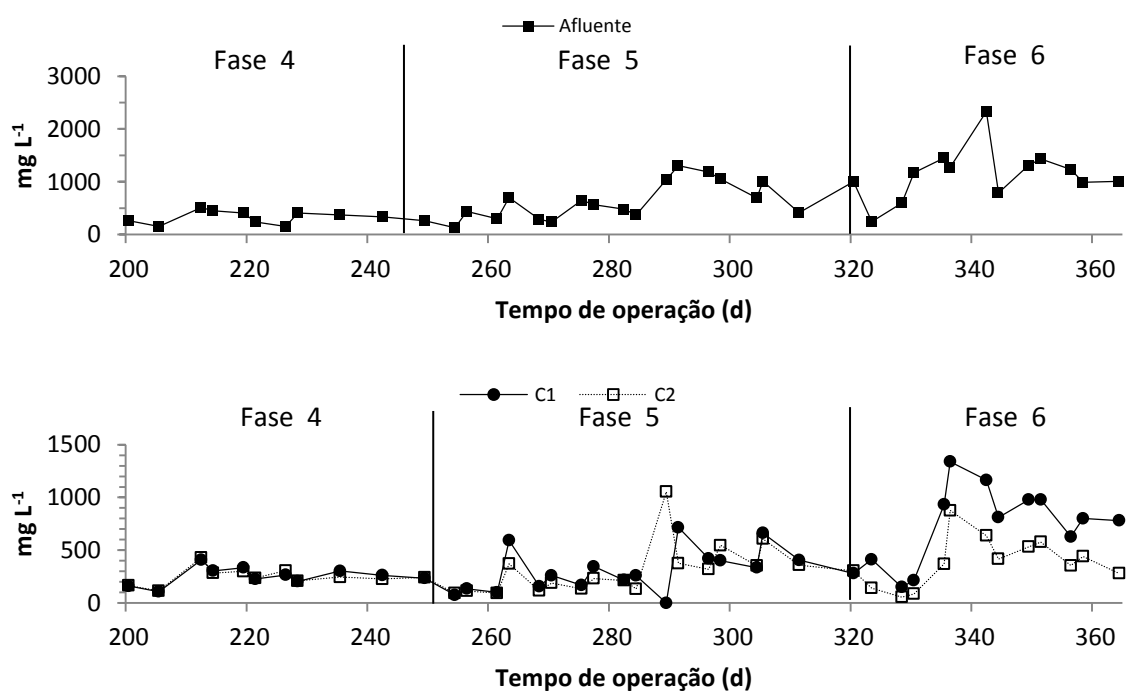


FIGURA 26. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO dissolvida) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) durante os ensaios 4, 5 e 6.

Na Tabela 10 são apresentados os valores médios da COV, DQOtotal, DQOdiss, DQOss do afluyente e efluente, e das eficiências de remoção FAS, do USB anóxico e do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6. E nas Figuras 27, 28, 29 e 30 estão apresentados os resultados de DQOtotal e DQOdiss para o efluente do FAS e USB anóxico durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Os valores médios da concentração de DQOtotal do efluente do FAS variaram 847 a 3720 mg L<sup>-1</sup> (Tabela 10). Houve diferença significativa ( $p < 0,01$ ) entre as fases, e o ensaios 2 b diferindo dos demais. A COV aplicada no FAS variou de 3,9 a 18,7 (g DQOtotal (L d)<sup>-1</sup>) (Tabela 10) e também foram observadas diferenças significativas ( $p < 0,01$ ) entre as fases.

Pode – se observar que a DQOtotal do efluente do FAS nos ensaios 2 b, 3 b, 4 b, 5 b e 6 b foram maiores do que as concentrações de DQOtotal durante os ensaios 1, 2 a, 3 a, 4 a, 5 a e 6 a. Isto ocorreu devido ao desprendimento do biofilme do meio suporte em virtude dos períodos de aeração, obtendo assim, baixos valores ou ausência da remoção de DQOtotal durante o período de aeração.

Apesar de ocorrer o desprendimento do biofilme e aumento de DQOtotal, a inclusão do reator USB anóxico propiciou estabilização, remoção da matéria orgânica residual e atenuação das condições eventuais de desprendimento do biofilme, permitindo obter no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico elevados valores de eficiência de remoção de DQOtotal. Os valores médios das concentrações de DQOtotal no efluente do USB anóxico variaram de 670 a 1930 mg L<sup>-1</sup>. E a eficiência de remoção de DQOtotal e DQOdiss do sistema de tratamento (ABR + FAS + USB anóxico) variou de 66 a 85% e de 30 a 79%, respectivamente, entre os ensaios (tabela 10).

TABELA 10. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV em g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO<sub>total</sub>), dissolvida (DQO<sub>diss</sub>) e devido a fração de sólidos suspensos (DQO<sub>ss</sub>), do afluente e efluente em mg L<sup>-1</sup>, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso (FAS), no USB anóxico e do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio										C.V.	Teste	
		1	2 a	2 b	3 a	3 b	4 a	4 b	5 a	5 b	6 a			6 b
COV g DQO (L d) <sup>-1</sup>	FAS	5,0 b	12,3 a	13,2 a	14,3 a	14,3 a	5,2 b	5,2 b	18,7 a	18,7 a	3,9 b	3,9 b	60	11,9**
	USB <sub>an</sub>	3,4 d	4,3 d	15,9 b	9,9 bcd	12,4 bcd	3,6 d	9,7 bcd	15,0 bc	28,1 a	3,4 d	4,8 cd	82	10,4**
DQO <sub>total</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	2697 ab	3638 a	3638 a	1961 b	1961 b	1438 b	1438 b	2566 ab	2566 ab	1128 b	1128 b	58	7**
	FAS	1543 bc	1007 c	3720 a	1148 c	1447 bc	847 c	2256 abc	1746 bc	3263 ac	973 c	1332 bc	81	7,0**
	USB <sub>an</sub>	1587 a	903 a	1930 a	875 a	1248 a	629 a	887 a	1184 a	1406 a	670 a	992 a	94	2,1*
	FAS	47 abc	67 a	-	47 abc	38 bc	45 abc	-	46 abc	-	23 c	-	42	6,0**
E%	USB an	18 b	23 b	57 a	31 ab	25 b	31 ab	47 ab	49 ab	59 a	32 ab	34 ab	59	4,2**
	Sistema	73 ab	85 a	79 ab	75 ab	66 b	78 ab	73 ab	82 ab	77 ab	83 ab	72 ab	23	1,5 ns
DQO <sub>diss</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	607 a	283 b	283 b	285 b	285 b	251 b	251 b	312 b	312 b	398 b	398 b	51	7,2**
	FAS	623 a	330 bc	277 bc	240 c	188 b	228 b	250 b	286 b	242 b	306 b	294 b	62	5,0**
	USB <sub>an</sub>	678 a	284 b	303 b	223 b	167 b	204 b	240 b	284 b	182 b	289 b	286 b	58	8,5**
	FAS	41 a	16 a	34 a	28 a	50 a	17 a	22 a	33 a	38 a	31 a	29 a	60	2,3*
E%	USB an	35	19	21	21	24	27	35	14	37	10	20	80	1,7 ns
	Sistema	40 de	43 de	48 cde	71 ab	79 a	43 de	30 e	56 bcd	68 abc	72 ab	74 ab	31	11,4**
DQO <sub>ss</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	2138 abc	3356 a	3356 a	1676 bc	1676 bc	1187 bc	1187 bc	2254 ab	2254 ab	730 c	730 c	65	7,8**
	FAS	937 c	667 c	3443 a	908 c	1321 bc	693 c	2009 abc	1488 bc	3020 ab	667 c	1038 bc	95	7,3**
	USB <sub>an</sub>	1059 ab	649 ab	1628 a	652 ab	167 b	425 ab	647 ab	1054 ab	1359 ab	381 b	706 ab	127	2,8**
	FAS	94	74	67	53	43	55	24	54	50	42	42	69	1,8 ns
E%	USB an	60 ab	40 ab	68 a	35 ab	27 b	35 ab	54 ab	58 ab	63 ab	43 ab	42 ab	49	3,1**
	Sistema	83 a	90 a	84 a	77 ab	57 b	80 ab	76 ab	85 a	78 ab	87 a	69 ab	23	3,8**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração. Para os cálculos das eficiências de remoção foram considerados somente os valores positivos.

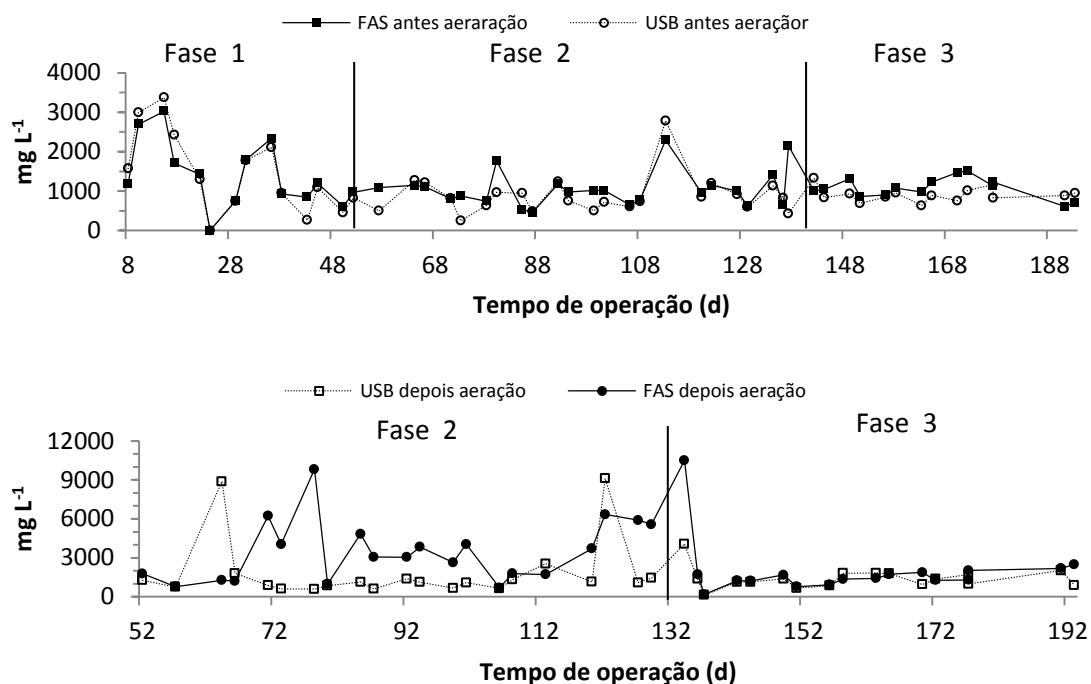


FIGURA 27. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

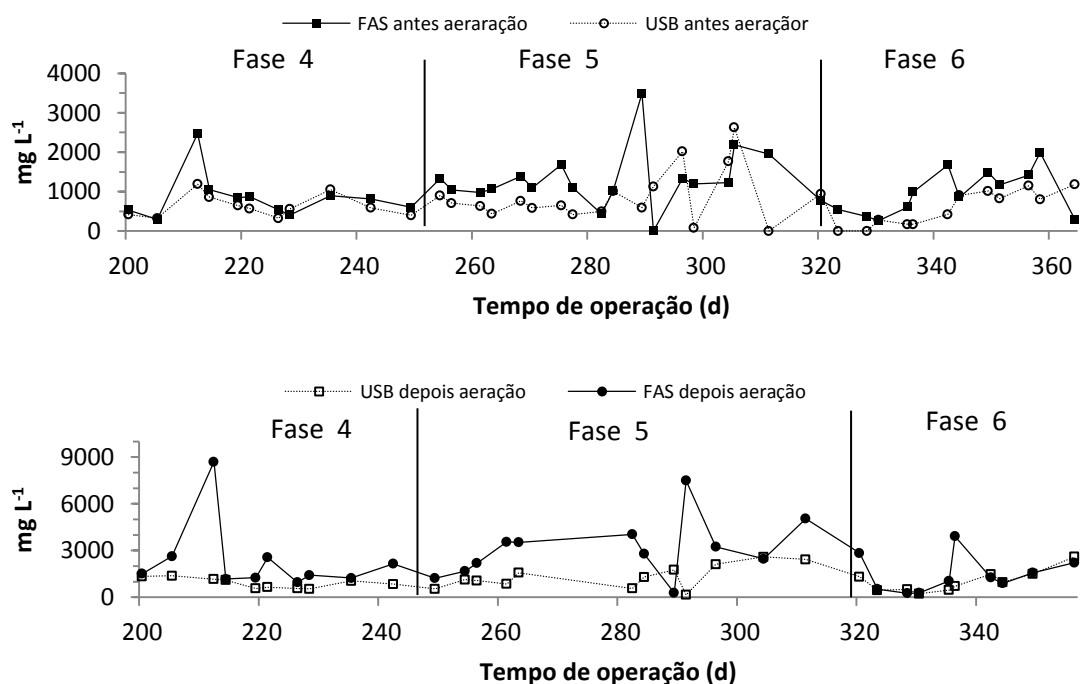


FIGURA 28. Valores de demanda química de oxigênio total (DQO total) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

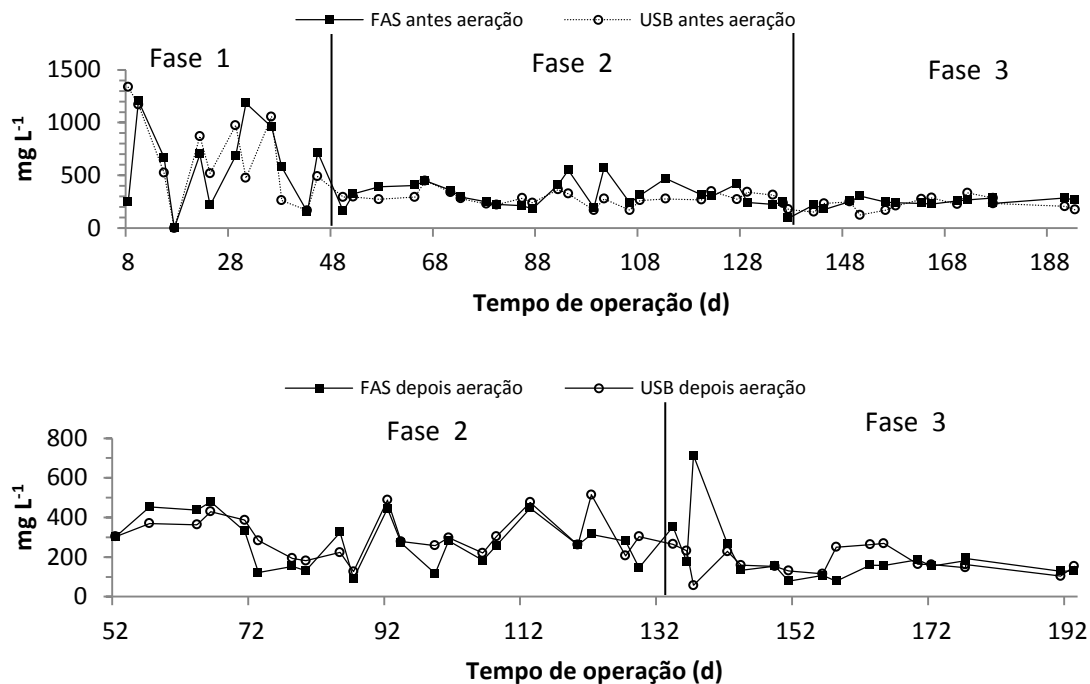


FIGURA 29. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO diss) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

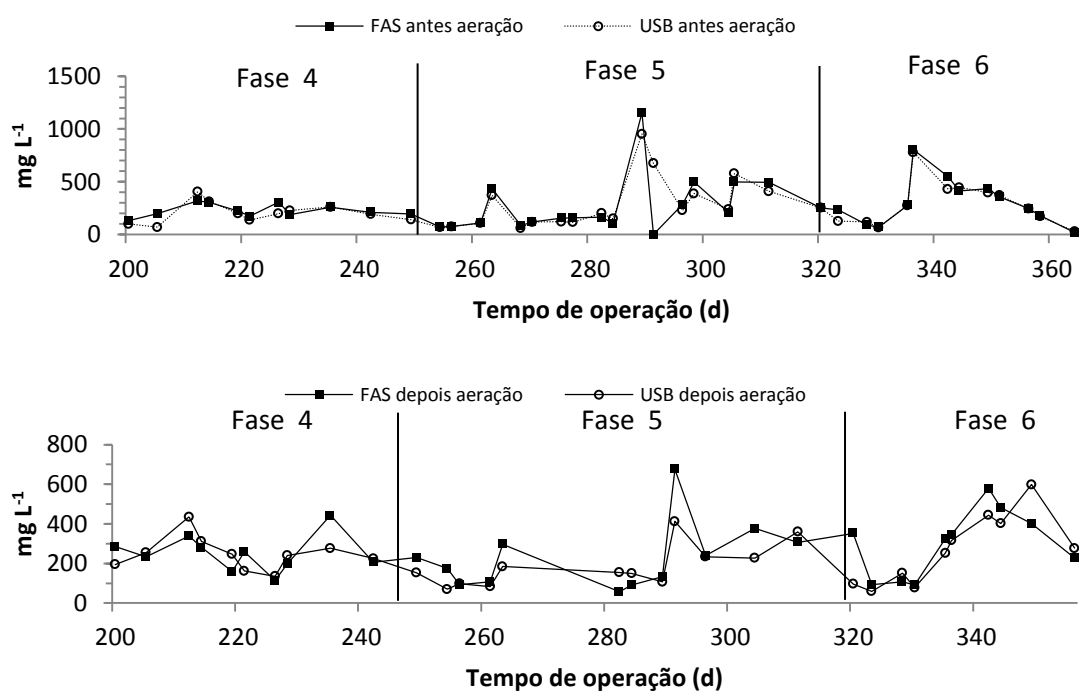


FIGURA 30. Valores de demanda química de oxigênio dissolvida (DQO diss) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

Os valores de DQOdiss no efluente do FAS variaram de 188 a 623 mg L<sup>-1</sup> e no efluente do USB anóxico variou de 167 a 678 mg L<sup>-1</sup> (tabela 10). Observou-se a presença de uma fração solúvel da DQO resistente à degradação biológica, a qual persistiu no efluente USB anóxico como DQO dissolvida. Os menores valores de DQOdiss, torno de 200 mg L<sup>-1</sup>, permaneceram no efluente do USB anóxico independente do período em que o efluente foi exposto a aeração.

As eficiências de remoção de DQOdiss do sistema de tratamento (ABR + FAS + USB anóxico) variaram de 30 a 79% entre os ensaios, sendo observado os maiores valores nos ensaios 3, 5 e 6 (tabela 10).

A concentração de DQOss no efluente do ABR variou de 667 a 3020 mg L<sup>-1</sup> e no efluente do USB anóxico variou de 167 a 1359 mg L<sup>-1</sup>, com eficiência de remoção para o sistema tratamento (ABR + FAS + USB anóxico) variando de 57 a 90%, entre os ensaios.

WEI et al. (2010) obtiveram, em escala laboratorial, valores médios de eficiência de remoção de DQO de 86% em biofiltro aerado submerso, preenchido com plásticos como material suporte, tratando águas residuárias de suinocultura com concentração de 2728 mg L<sup>-1</sup>. O aumento da temperatura na faixa de 17 a 33 °C acelerou o período de partida do biofiltro. Neste estudo, tratando águas residuárias com valores médios de DQOtotal maiores no FAS, de 3638 mg L<sup>-1</sup>, foi possível obter até 67 % de eficiência de remoção no FAS, preenchido com anéis de plástico de eletroduto corrugado, com TDH de 6,6 h, com temperatura média de 29 °C.

Mesmo com o desprendimento de biofilme e aumento de DQO no efluente do FAS o sistema de pós-tratamento absorveu as variações da composição do afluente, melhorando a qualidade final do efluente e proporcionando maior eficiência e melhor estabilização da matéria orgânica.

#### **4.4 Sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV) do afluente e efluentes.**

Na Tabela 11 estão apresentados os valores médios dos sólidos suspensos voláteis totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes da câmara 1 (C1) e 2 (C2) ABR. E as figuras 31, 32,

33, 34, 35 e 36 os valores de SST, SSV e SSF, respectivamente, do afluente e efluentes da câmara 1 (C1) e 2 (C2) do ABR no período de realização dos ensaios.

As concentrações médias de SST e SSV no afluente foram de 2837, 5033, 2184, 3547, 3795 e 3380 mg L<sup>-1</sup> e 1310, 2293, 907, 1908, 1861 e 2523 mg L<sup>-1</sup> para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. Os valores de SST e SSV não diferiram significativamente durante os ensaios. Os valores de SSV corresponderam a 46, 45, 41, 53, 49 e 74% do SST durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. Isto indica que ocorreu maior concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) no efluente (figuras 35 e 36) durante os ensaios, exceto para o ensaio 6. DUDA (2010) encontrou relação semelhante para a composição do afluente em sua pesquisa, que variou de 38 a 64%.

Os valores médios das concentrações de SST e SSV no efluente da câmara 2 do ABR (C2) foram de 1910, 2136, 1100, 803, 1400 e 647 mg L<sup>-1</sup> e 1014, 1046, 576, 335, 767 e 435 mg L<sup>-1</sup> durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. Pode - se observar nos ensaios, 1 e 3, que os valores do efluente da câmara 2 (C2) do ABR foram maiores do que os valores do efluente da câmara 1 (C1). Isto ocorreu em virtude ao arraste de sólidos, porém não prejudicou a eficiência de remoção do reator ABR composto pelas 2 câmaras (C1 e C2), que foram de 45, 62, 49, 72, 60 e 76% para os SST e de 49, 58, 38, 79, 68 e 71% para SSV, durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente.

PEREIRA e colaboradores (2011) utilizaram um conjunto de reator ABR com 3 câmaras e UASB instalados em série, em escala piloto, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. O valor de SST e SSV aplicado no reator ABR foram de 3961 e 2773 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente e o TDH utilizado foi de 15,4 horas. Os autores obtiveram eficiência de remoção, para o reator ABR, de 38 e 49% para SST e SSV, respectivamente. Neste trabalho foram obtidos valores superiores de eficiência de remoção, mesmo quando o reator ABR foi submetido a altas COV, de até 37 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>, no ensaio 5.



TABELA 11. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, dos sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes em mg L<sup>-1</sup>, e das eficiências de remoção (E) durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C1 e C2), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
TDH (h)	C1	26	13,6	6,8	13,6	6,8	6,8	-	-
	C2	14,6	7,6	3,8	7,6	3,8	3,8	-	-
COV g DQO (L d) <sup>-1</sup>	C1	4,8 b	17,5 ab	13,4 ab	8,9 b	37,0 a	21,0 ab	134	3,2*
	C2	4,2 b	12,0 a	11,4 ab	5,0 b	15,6 a	8,8 ab	61	6,7**
SST (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	2837	5033	2184	3547	3795	3380	86	1,7 ns
	C1	1617 ab	2174 a	893 b	926 b	1442 ab	1316 ab	78	3,0*
	C2	1910 ab	2136 a	1100 bc	803 bc	1400 abc	647 c	71	5,5**
E%	C1	96 a	62 b	55 b	69 b	57 b	74 ab	28	7,9**
	C2	-	38	-	28	34	43	69	0,5 ns
	ABR	45 c	62 abc	49 bc	72 ab	60 abc	76 a	32	4,0**
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1310	2293	907	1908	1861	2523	84	2,3 ns
	C1	678 a	891 a	851 a	367 a	830 a	469 a	77	2,9*
	C2	1014 ab	1046 a	576 ab	335 b	767 ab	435 b	81	3,6**
E%	C1	57	64	52	77	54	71	40	1,8 ns
	C2	47	28	4	32	38	40	70	1,5 ns
	ABR	49 bc	58 abc	38 c	79 a	68 ab	71 ab	33	6,8**
SSF (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1527	2741	1277	1499	2323	1153	111	1,6ns
	C1	939 ab	1283 a	443 bc	558 bc	612 bc	277 c	72	8,2**
	C2	896 ab	1090 a	525 ab	468 ab	633 ab	212 b	91	4,2**
E%	C1	59	57	52	63	56	68	45	0,5 ns
	C2	41 ab	42 ab	4 b	39 b	47 ab	73 a	45	5,0**
	ABR	54 ab	68 a	38 b	58 ab	56 ab	80 a	38	4,8**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração. Para o cálculo das eficiências de remoção foram utilizados somente os valores positivos.

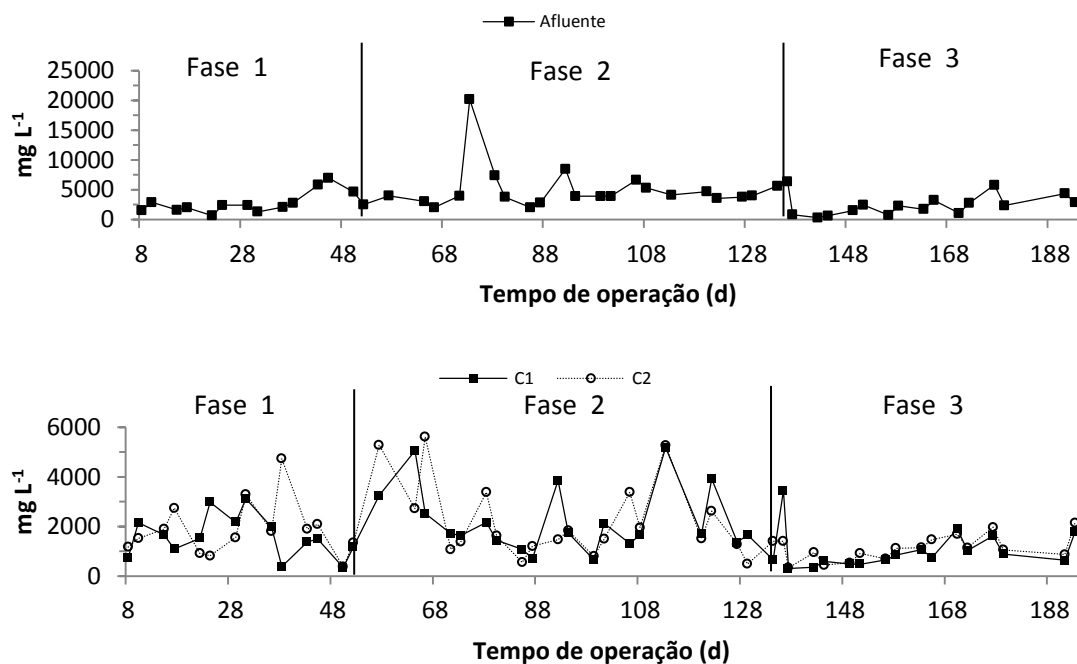


FIGURA 31. Valores de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2 e 3

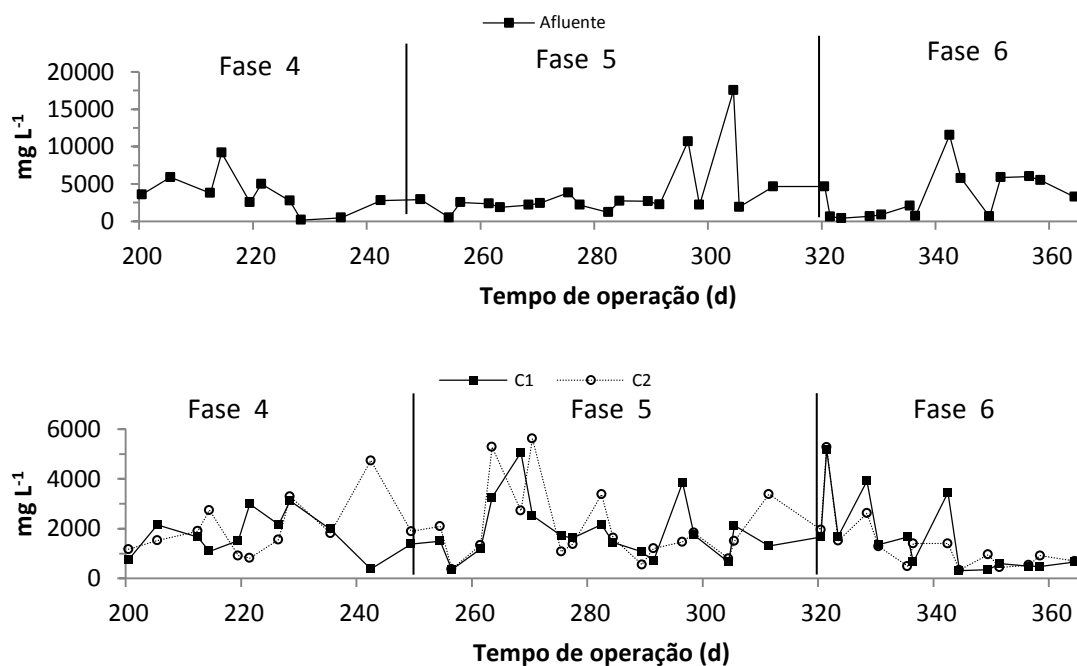


FIGURA 32. Valores de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 4, 5 e 6.

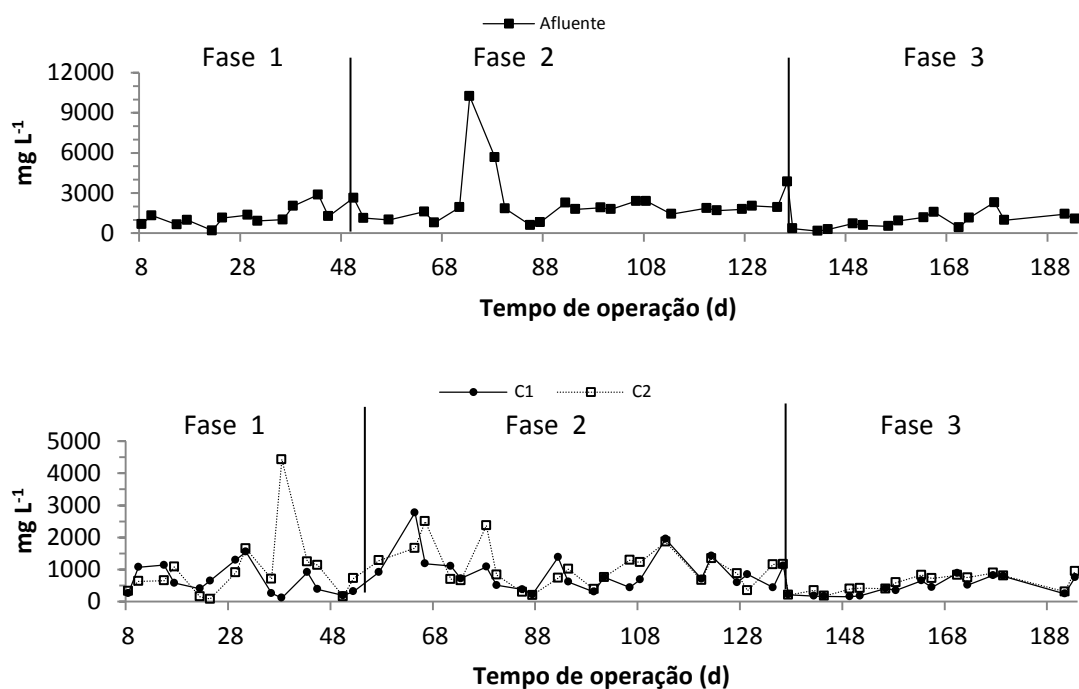


FIGURA 33. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 1, 2 e 3

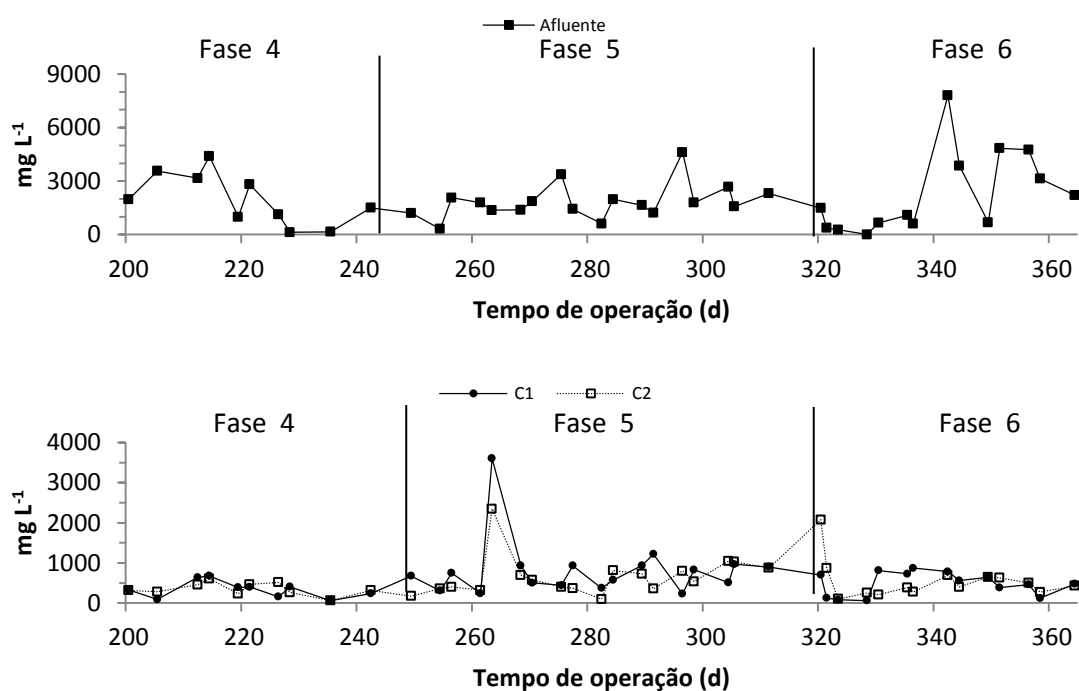


FIGURA 34. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 4, 5 e 6.

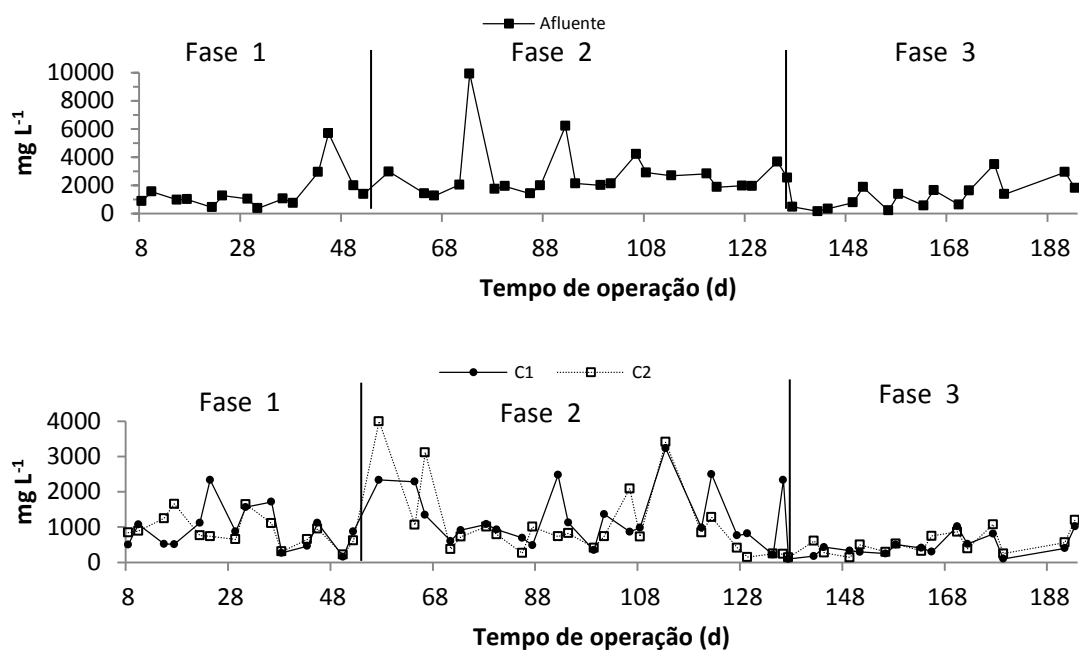


FIGURA 35. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 1, 2 e 3.

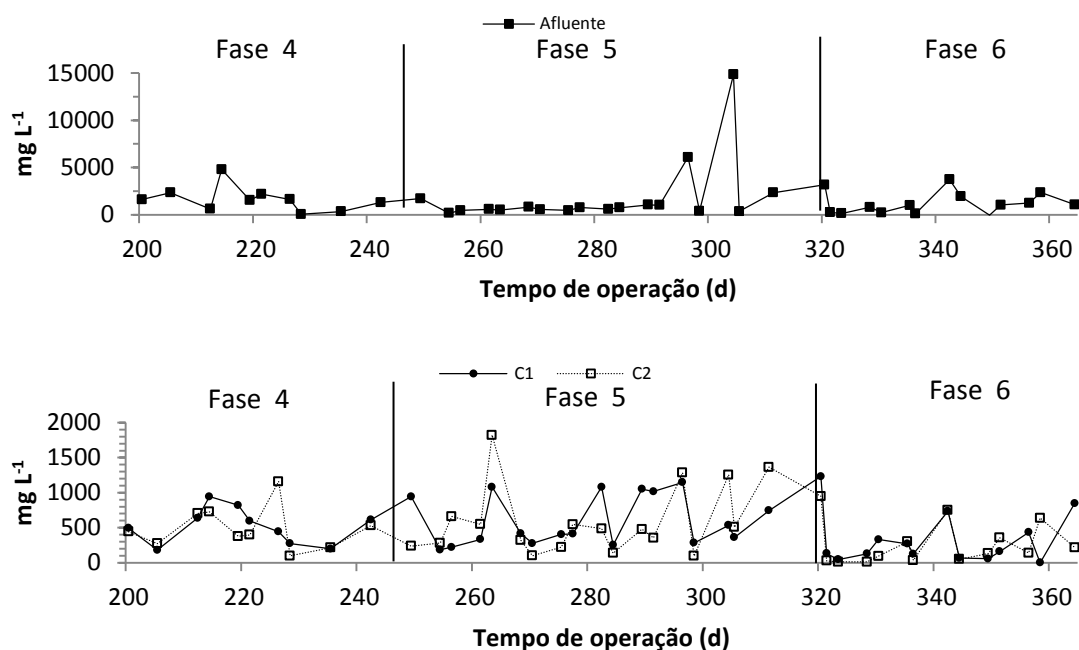


FIGURA 36. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 4, 5 e 6.

Os valores médios dos sólidos suspensos voláteis totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos fixos (SSF) e as eficiências de remoção do FAS e do USB anóxico, estão apresentados na Tabela 12 e nas Figuras 37 a 42.

As concentrações médias de SST e SSV no efluente do FAS variaram de 280 a 1750 mg L<sup>-1</sup> e de 99 a 751 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. E para o efluente do USB anóxico, os valores variaram de 157 a 949 mg L<sup>-1</sup> e de 84 a 422 mg L<sup>-1</sup>. Assim como os valores de DQO<sub>total</sub>, pode observar que ocorreu o aumento dos valores do SST e SSV depois do período de aeração, como consequência do desprendimento do biofilme e arraste de sólidos, mas o USB anóxico foi capaz de estabilizar o efluente do FAS. Para os ensaios 4", 5" e 6" não houve remoção de sólidos suspensos no FAS (Tabela 12).

BUELNA et al. (2008) investigaram em biofiltro aerado submerso para o pós-tratamento de água residuárias de suinocultura utilizando como material suporte uma mistura de turfa e lascas de madeira. Os autores afirmaram que apesar de altas variações na concentração de sólidos suspensos do afluente, em torno de 10000 a 20000 mg L<sup>-1</sup>, o sistema de tratamento anaeróbio-aeróbio foi capaz de manter um desempenho médio acima de 97% para a remoção de SST, reduzindo em até 95% a carga orgânica da água residuária. Concluíram que o sistema de tratamento composto por tanque de armazenamento, tanque de digestão anaeróbia e biofiltro aerado submerso é uma tecnologia eficiente e simples para tratar águas residuárias de suinocultura

Neste trabalho a inclusão do FAS e USB anóxico como pós tratamento, permitiram aumentar as eficiências de remoção de SST e SSV para até 90 e 88%, respectivamente (Tabela 12).

TABELA 12. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV em g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>) aplicada, dos sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV) do afluente e efluente em mg L<sup>-1</sup>, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso (FAS), no USB anóxico e do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio											C.V.	Teste F
		1	2 a	2 b	3 a	3 b	4 a	4 b	5 a	5 b	6 a	6 b		
COV g DQO (L d) <sup>-1</sup>	FAS	5,0 b	12,3 a	13,2 a	14,3 a	14,3 a	5,2 b	5,2 b	18,7 a	18,7 a	3,9 b	3,9 b	60	11,9**
	USB <sub>an</sub>	3,4 d	4,3 d	15,9 b	9,9 bcd	12,4 bcd	3,6 d	9,7 bcd	15,0 bc	28,1 a	3,4 d	4,8 cd	82	10,4**
SST (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	1910 ab	2136 a	2136 a	1100 bc	1100 bc	803 bc	803 bc	1400 abc	1400 abc	647 c	647 c	71	5,5**
	FAS	699 bc	623 bc	1750 a	685 bc	751 bc	280 c	1208 abc	638 bc	1435 ab	545 bc	1078 abc	80	6,0**
	USB <sub>an</sub>	574 ab	462 ab	949 a	486 ab	547 ab	157 b	345 ab	620 ab	712 ab	625 b	372 ab	94	3,0**
E%	FAS	51 a	65 a	51 a	47 a	40 a	64 a	-	55 a	-	46 a	-	45	2,0*
	USB <sub>an</sub>	47 a	40 a	62 a	38 a	42 a	48 a	60 a	56 a	47 a	45 a	41 a	43	2,0*
	Sistema	76 a	88 a	80 a	69 a	74 a	88 a	77 a	78 a	77 a	83 a	90 a	23	1,6 ns
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	1014 ab	1046 a	1046 a	576 ab	576 ab	335 b	335 b	767 ab	767 ab	435 b	435 b	81	3,6**
	FAS	258 bd	227 d	719 abc	293 bd	256 bd	99 d	440 abcd	387 abcd	825 a	444 abcd	751 ab	92	5,1**
	USB <sub>an</sub>	216 ab	210 ab	301 ab	238 ab	173 ab	84 b	145 ab	325 ab	422 a	171 ab	250 ab	96	2,1*
E%	FAS	57 a	74 a	60 a	61 a	59 a	71 a	-	56 a	-	43 a	-	37	1,8 ns
	USB <sub>an</sub>	40 ab	34 b	69 a	42 ab	38 ab	31 b	63 ab	43 ab	65 ab	56 ab	35 ab	51	3,4**
	Sistema	78 a	87 a	85 a	71 a	74 a	88 a	87a	80 a	82 a	84 a	69 a	25	1,3 ns
SSF (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	896 ab	1090 a	1090 a	525 ab	525 ab	468 ab	468 ab	633 ab	633 ab	212 b	212 b	91	4,2**
	FAS	441 b	396 b	1031 a	392 b	512 b	182 b	767 ab	251 b	275 ab	212 b	334 b	86	6,1**
	USB <sub>an</sub>	358 ab	252 ab	647 a	248 ab	374 ab	73 b	200 ab	296 ab	361 ab	104 b	173 ab	115	3,3**
E%	FAS	58	61	49	61	37	58	28	64	45	52	73	48	1,4 ns
	USB <sub>an</sub>	52	52	64	42	57	57	67	59	47	53	57	41	1,0 ns
	Sistema	67	89	66	71	57	88	67	80	58	78	91	29	3,8**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração. Para o cálculo das eficiências de remoção foram considerados apenas os valores positivos.

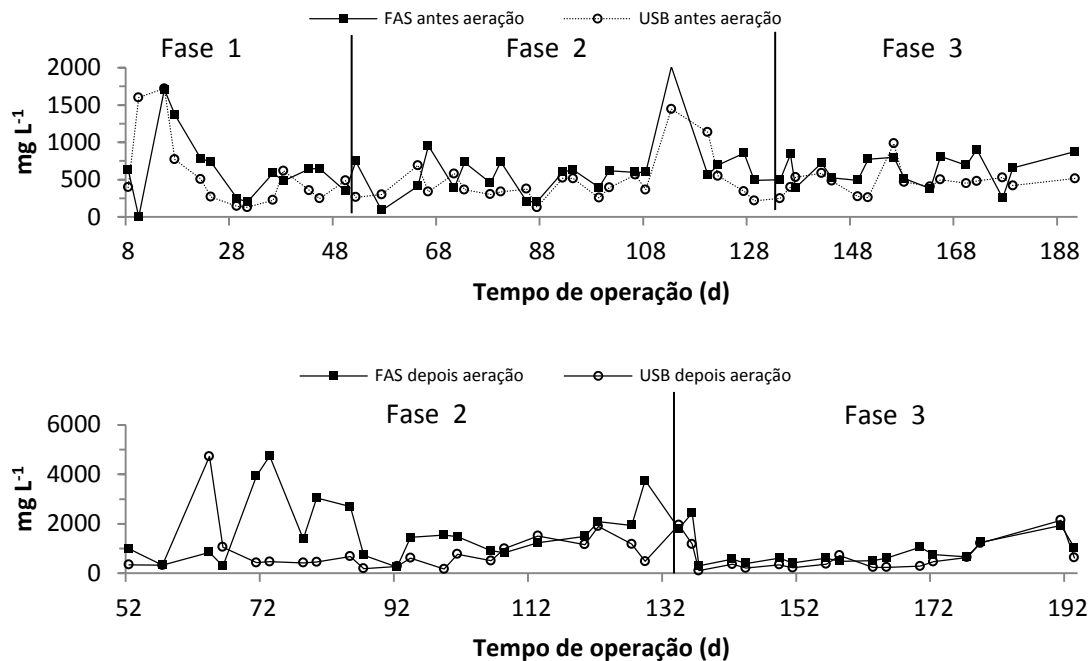


FIGURA 37. Valores de sólidos suspensos totais (SST) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

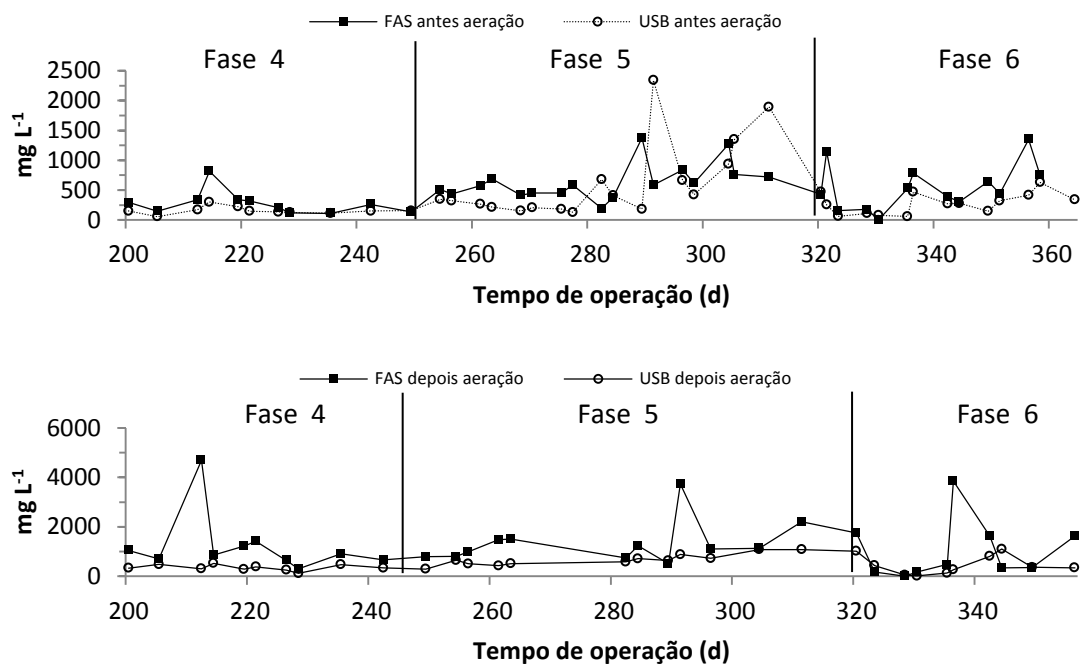


FIGURA 38. Valores de sólidos suspensos totais (SST) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

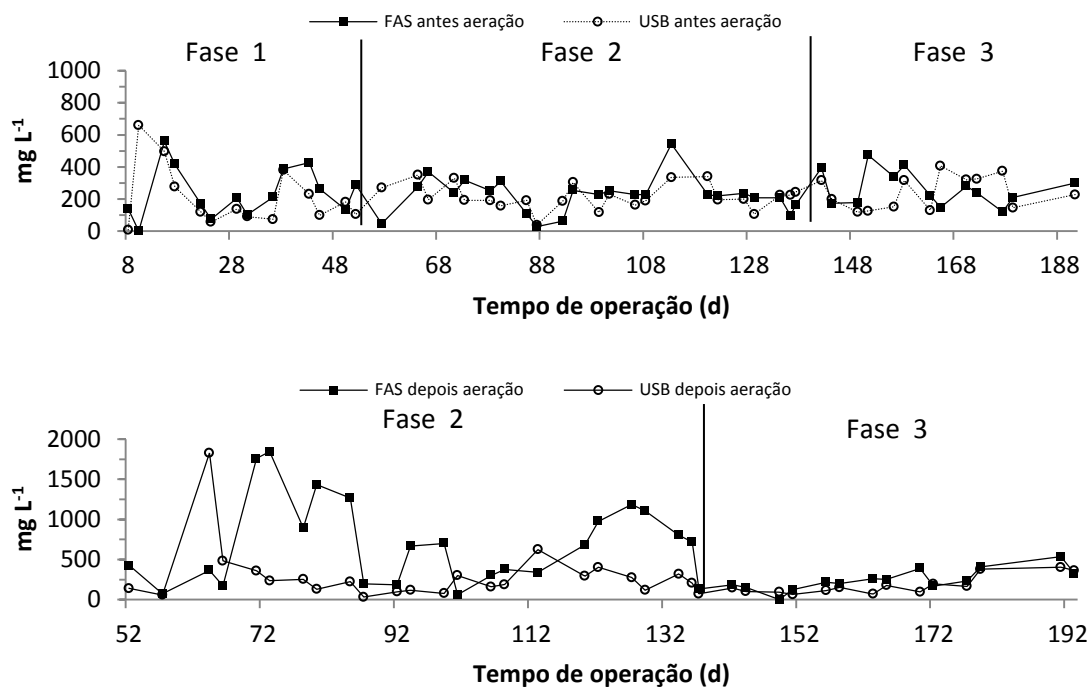


FIGURA 39. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

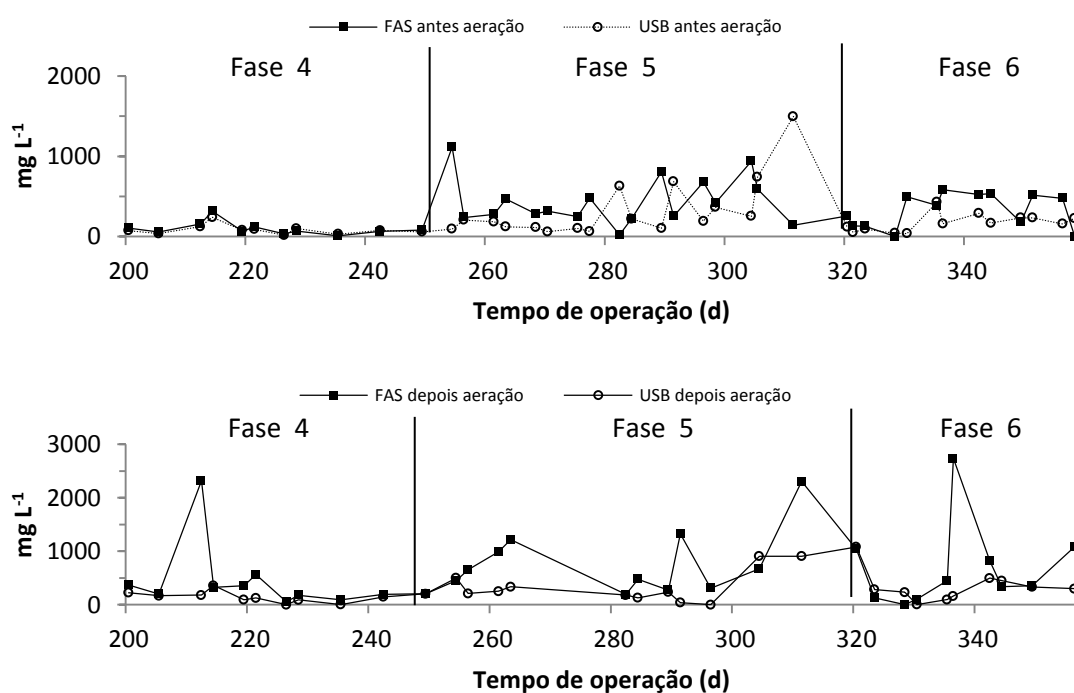


FIGURA 40. Valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.



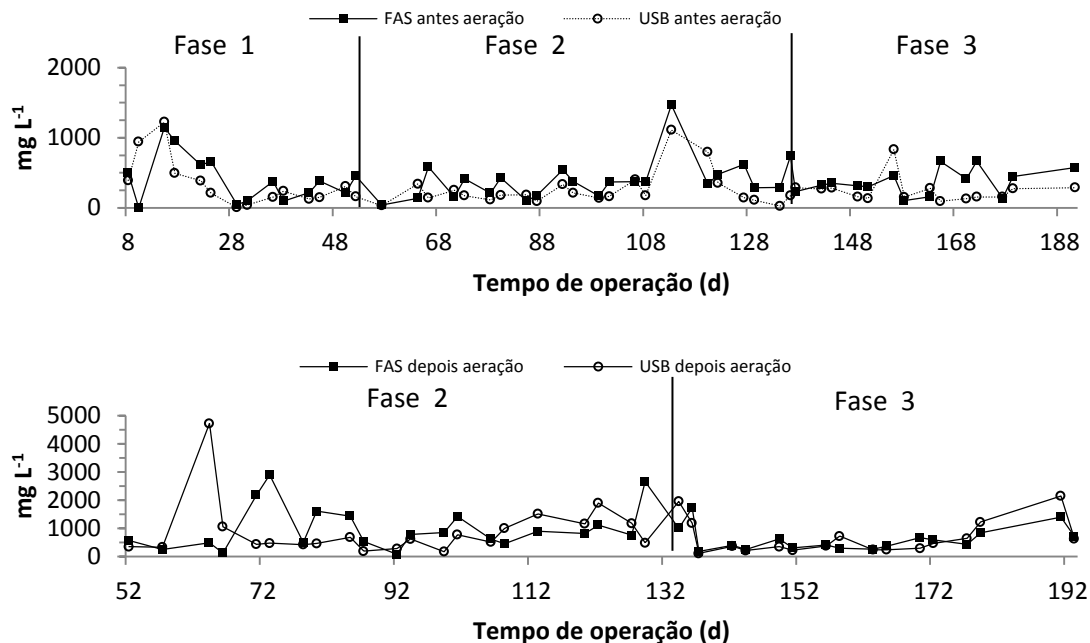


FIGURA 41. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2 e 3.

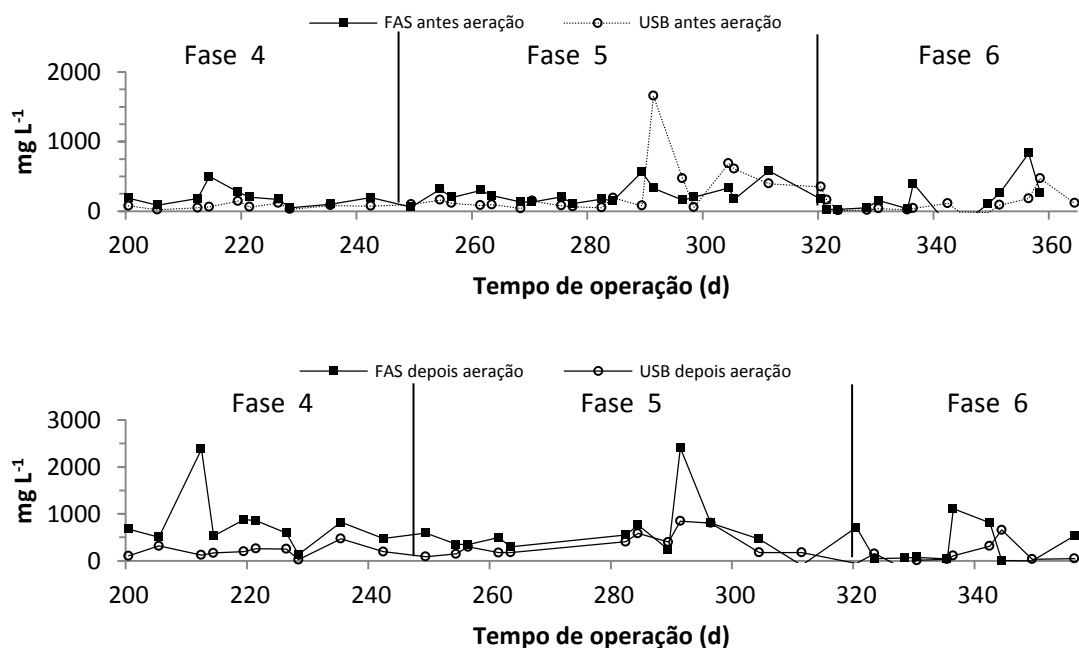


FIGURA 42. Valores de sólidos suspensos fixos (SSF) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

#### 4.5 Produção e composição de biogás.

Na Tabela 13 estão apresentados os valores médios da porcentagem de metano ( $\text{CH}_4$ ) e nitrogênio ( $\text{N}_2$ ) e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de  $\text{CH}_4$  nas câmaras 1 e 2 do reator ABR e do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6. Na figura 43 estão apresentados os resultados da produção volumétrica de metano para as câmaras 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

O valor médio da porcentagem de metano foi de 78, 76, 78, 77, 78 e 83 para a câmara 1 (C1), e de 79, 75, 81, 79, 76 e 82% para a câmara 2 (C2) do reator ABR. Segundo CHERNICHARO (2007) a composição do biogás é razoavelmente uniforme quando o reator está sendo operado de forma estável, e a quantidade típica de metano, para o tratamento de esgotos domésticos, é de 70 a 80%.

Diversos autores que utilizaram o tratamento anaeróbico para águas residuárias de suinocultura obtiveram valores dentro da faixa de 70 a 80% de metano na composição do biogás (FERNANDES e OLIVEIRA, 2006; ABREU NETO e OLIVEIRA, 2009; DUDA, 2010, SANTOS, 2011, MOTTERAN et al., 2013).

Durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 a produção volumétrica foi de 0,371, 0,497, 0,592, 0,265, 0,393 e 0,843  $\text{L CH}_4 (\text{L d})^{-1}$  para o reator ABR. Pode-se observar que durante os ensaios 1, 2, 3, e 5 a câmara 1 (C1) do ABR foi responsável pelo maior valor de produção volumétrica de metano e que nos ensaios 4 e 6, os maiores valores ocorreram na câmara 2 (C2) do ABR. Isso evidencia a importância da segunda câmara (C2) para degradação da matéria orgânica remanescente da C1.

FERNANDES e OLIVEIRA (2006) utilizaram um reator ABR de 3 câmaras seguido de UASB, para tratamento de águas residuárias de suinocultura, com TDH que variaram de 56 a 18 horas, para o ABR, e COV que variou de 5 a 10  $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$  e obteve produção volumétrica de metano que variou de 0,630 a 0,755  $\text{L CH}_4 (\text{L d})^{-1}$ . ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) investigaram o mesmo sistema, porém com TDH e COV que variaram de 60 a 24 horas e 18 a 11,5  $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ , respectivamente, e os autores obtiveram produção volumétrica de metano que variou de 0,065 a 0,144  $\text{L CH}_4 (\text{L d})^{-1}$ . SANTOS (2011) também tratou águas residuárias de suinocultura com um sistema semelhante ao deste trabalho, utilizando TDH e COV que variaram de 24,1 a 12 horas e 93 a 35,9  $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ , respectivamente, e obteve produção volumétrica de metano que variou de 0,139 a

0,451 L CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup>. Neste trabalho obteve – se o valor máximo de 0,843 L CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup> para TDH de 10,6 horas, valor bem superior em comparação com os outros autores. Isto pode ter ocorrido em virtude de ajustes feito na câmara de gás dos reatores, o que proporcionou maior recuperação do metano produzido durante o processo anaeróbio.

Ao compararmos o reator ABR, deste trabalho, com o trabalho feito por DUDA (2010), que utilizou um sistema composto com reatores UASB seguido de um filtro anaeróbio (FA) e condições operacionais semelhantes, com TDH e COV que variaram de 36 a 12 horas e 26,7 a 9,2 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>, respectivamente, e produção volumétrica de metano que variou de 0,160 a 0,678 L CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup>, observa-se que o reator ABR pode ser uma alternativa para a produção de gás metano. Uma análise apresentada por OROZCO (1988) citado por KRISHNA et. al. (2009) indicou que, para a mesma eficiência de remoção de DQO, o reator ABR necessita de um TDH menor, de aproximadamente 39%, que o necessário em um reator UASB. Os pesquisadores também constataram que o custo da construção do ABR é 20% inferior ao do reator UASB.

As médias da produção específica de metano foram 0,193, 0,055, 0,097, 0,176, 0,052 e 0,155 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 1 (C1) do ABR, e de 0,243, 0,141, 0,189, 0,238, 0,143 e 0,300 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para a câmara 2 (C2) do ABR e 0,257, 0,069, 0,072, 0,264, 0,067 e 0,171 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> para o reator ABR (C1 + C2), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. FERNANDES e OLIVEIRA (2006) obtiveram valor máximo de produção específica de metano para o reator ABR de 0,078 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>, Abreu Neto e OLIVEIRA (2009) 0,154 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup> e SANTOS (2011) 0,016 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>. Neste trabalho as produções específicas também seguiram a mesma tendência das produções volumétricas, atingindo valores máximos, para o reator ABR (C1 + C2) de 0,257 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO<sub>removida</sub>)<sup>-1</sup>, no ensaio 1, com a aplicação de COV de 4,8 g DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>.

TABELA 13. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) e nitrogênio (N<sub>2</sub>) e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH<sub>4</sub> nas câmaras 1 e 2 do reator ABR e do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
<b>Temperatura °C</b>	-	22,4 c	24,5 a	23,9 ab	21,6 c	19,8 d	22,6 bc	10,6	32,8**
<b>COV</b> g DQO (L d) <sup>-1</sup>	<b>C1</b>	4,8 b	17,5 ab	13,4 ab	8,9 b	37,0 a	21,0 ab	134	3,2*
	<b>C2</b>	4,2 b	12,0 a	11,4 ab	5,0 b	15,6 a	8,8 ab	61	6,7**
	<b>USB an</b>	3,1 b	10,1 b	11,1 b	6,6 b	20,2 a	9,7 b	88	7,9**
<b>CH<sub>4</sub>%</b>	<b>C1</b>	78 ab	76 b	78 ab	77 ab	78 ab	83 a	5	3,8**
	<b>C2</b>	79 ab	75 b	81 a	79 ab	76 b	82 a	4	6,9**
	<b>USB an</b>	87 a	73 a	85 a	55 a	75 a	69 a	28	2,3 ns
<b>N%</b>	<b>USB an</b>	8 ab	20 ab	7 b	37 a	13 ab	21 ab	101	2,8*
<b>Produção volumétrica de CH<sub>4</sub></b> L CH <sub>4</sub> (L d) <sup>-1</sup>	<b>C1</b>	0,400 cd	0,503 bc	0,578 ab	0,268 d	0,500 bc	0,698 a	46	11,6**
	<b>C2</b>	0,320 b	0,386 b	0,461 b	0,270 b	0,341 b	0,831 a	65	14,9**
	<b>ABR</b>	0,371 cd	0,497 bc	0,592 b	0,265 d	0,393 cd	0,843 a	53	17,8**
	<b>USB an</b>	0,088 b	0,104 b	0,202 a	0,056 b	0,140 ab	0,129 ab	64	5,9**
<b>Produção específica de CH<sub>4</sub> ad</b> L CH <sub>4</sub> (Kg DQOadicionada) <sup>-1</sup>	<b>C1</b>	0,099 a	0,046 b	0,0406 b	0,044 b	0,037 b	0,055 b	97	6,5**
	<b>C2</b>	0,098 a	0,040 c	0,051 bc	0,069 ab	0,021 c	0,092 a	71	16,3**
	<b>ABR</b>	0,161 a	0,065 bc	0,071 bc	0,071 bc	0,042 c	0,105 b	89	10,3**
	<b>USB an</b>	0,027 a	0,023 a	0,021 a	0,0196 ab	0,008 b	0,017 ab	63	4,9**
<b>Produção específica de CH<sub>4</sub> r</b> L CH <sub>4</sub> (Kg DQOremovida) <sup>-1</sup>	<b>C1</b>	0,193 a	0,055 b	0,097 ab	0,176 a	0,052 b	0,155 a	120	6,3**
	<b>C2</b>	0,243 ab	0,141 b	0,189 ab	0,238 aa	0,143 ab	0,300 a	97	3,3**
	<b>ABR</b>	0,257 a	0,069 b	0,072 ab	0,264 a	0,067 b	0,171 ab	153	4,7**
	<b>USB an</b>	0,215 a	0,111 ab	0,078 ab	0,070 ab	0,015 b	0,176 ab	119	2,7*

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade.

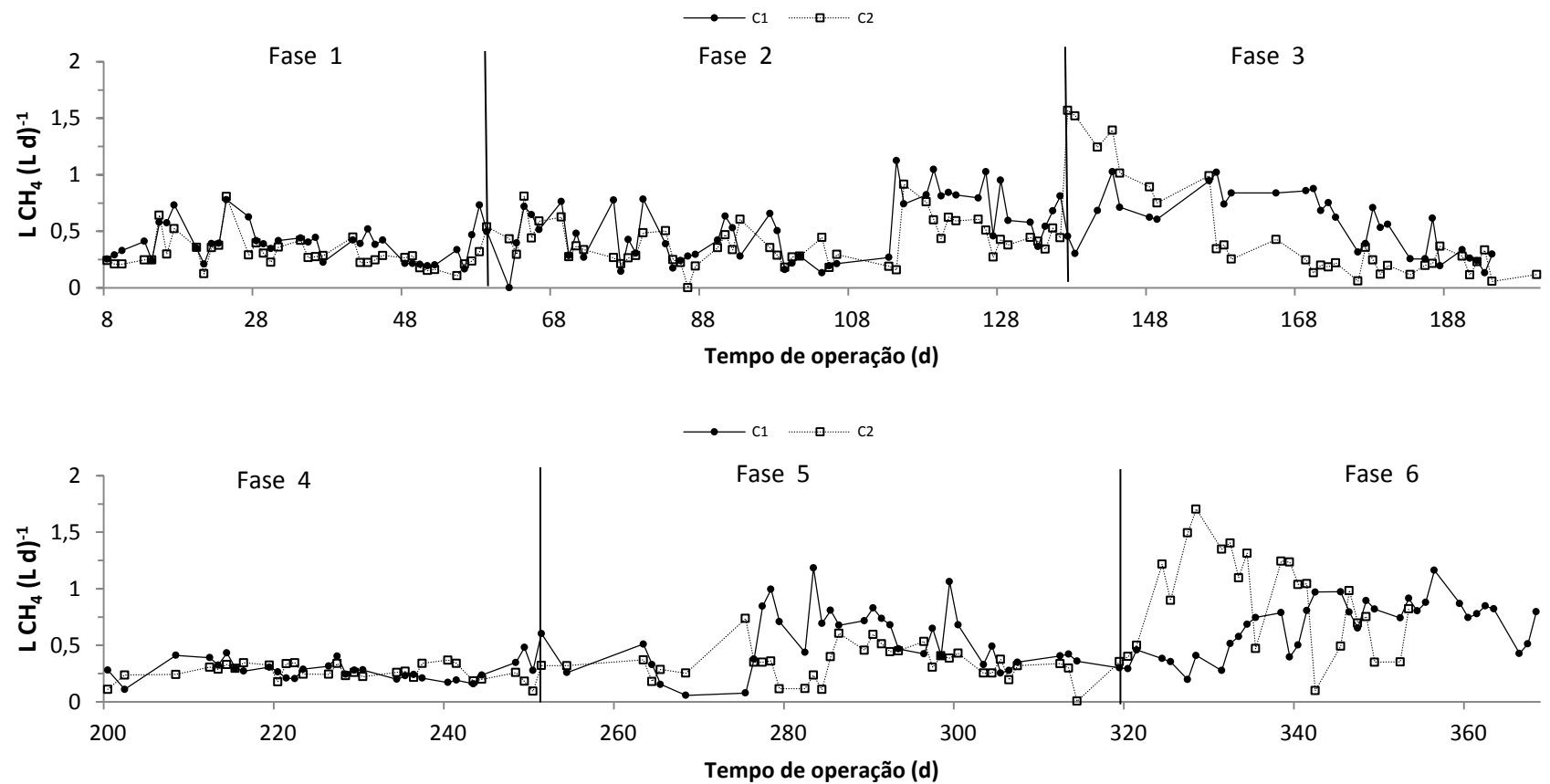


FIGURA 43. Valores de produção volumétrica de metano da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR e USB anóxico durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Para a produção específica de metano pela DQO removida, os valores foram inferiores ao valor teórico de  $0,35 \text{ m}^3\text{CH}_4 (\text{kg DQOr})^{-1}$  (METCALF e EDDY, 2003) podem ter ocorrido devido a remoção de DQO pelas bactérias redutoras de sulfato e ainda possíveis produções de biogás subestimadas (BODKHE, 2009), além de perdas de metano com o efluente que pode atingir até 50% do biogás produzido (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

A concentração de  $\text{N}_2$  no biogás do USB anóxico foi de 8, 20, 7, 37, 13 e 21% para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. Esses valores ficaram abaixo do esperado devido a problemas no FAS, como baixa nitrificação e nitratação (ver tabela 19).

#### **4.6 Sólidos totais e voláteis do lodo**

Os valores médios dos sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV), relação SV/ST para os pontos de coleta de lodo 1, 2, 3 e 4, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) e tempo de retenção de sólidos (TRS) estão apresentados nas tabelas 13, 14, 15 e 16 para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 na câmara 1 (C1) do ABR, câmara 2 (C2) do ABR, FAS e USB anóxico, respectivamente.

A concentração de ST e SV diminuíram da parte inferior para a superior dos reatores ABR, FAS e USB anóxico. Para as câmaras 1 e 2 (C1 e C2) do ABR, os valores ST variaram entre 56 e  $142 \text{ g L}^{-1}$ , no ponto 1, e de 4 e  $53 \text{ g L}^{-1}$  no ponto 4. E os valores de SV variaram de 2 a  $76 \text{ g L}^{-1}$  no ponto 1 e de 1 e  $22 \text{ g L}^{-1}$  no ponto 4, respectivamente (TABELAS 14 e 15)

SANTOS (2011) ao tratar águas residuárias de suinocultura em um ABR com 2 câmaras obteve valores de ST e SV que variaram de 44,4 a  $61,2 \text{ g L}^{-1}$ ; 32,8 a  $45,3 \text{ g L}^{-1}$ , para o ponto inferior e 1,6 a  $11,4 \text{ g L}^{-1}$  e de 1,2 a  $7,9 \text{ g L}^{-1}$  para o ponto superior respectivamente. Neste estudo foram observados valores maiores para os dois atributos.

TABELA 14. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{g L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para câmara 1 (C1) do reator ABR nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Pontos*	Atributos	Ensaio						C.V	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
1	ST	111	75	67	74 a	129	56	73	0,8 ns
	SV	17 bc	31 a	2 d	21 ab	21 ab	2 bc	32	17,1**
	SV/ST	0,6 ab	0,5 ab	0,6 a	0,4 ab	0,4 b	0,3 b	22	5,3**
2	ST	22 c	44 b	3 d	55 ab	62 a	8 cd	19	51,6**
	SV	67 a	38 ab	43 ab	32 b	30 b	18 b	35	4,9**
	SV/ST	0,7 a	0,7 a	0,6 a	0,4 b	0,3 b	0,3 b	18	20**
3	ST	5 a	23 a	3 a	34 a	18 a	5 a	87	2,9*
	SV	3	15	2	13	6	1	98	2,6 ns
	SV/ST	0,5 ab	0,6 a	0,6 a	0,4 b	0,3 b	0,3 b	19	11,5**
4	ST	7	4	4	22	12	4	10	2,3 ns
	SV	4	3	2	9	4	1	96	1,6 ns
	SV/ST	0,7 ab	0,8 a	0,6 ab	0,4 ab	0,3 b	0,3 b	36	5,0**
-	TCL	0,5 b	1,9 ab	1,7 ab	1,1 ab	4,2 a	2,2 ab	76	3,0*
	TRS	50 a	16 a	8 a	57 a	3 a	2 a	138	3,0*

\*Ponto 1: ponto inferior do ABR (0,0 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 2 e ponto 3: pontos intermediários do ABR (0,40 m e 0,71 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 4: Ponto superior do ABR (1,06 m em relação a entrada de efluente do reator).

As relações SV/ST dos pontos 1, 2, 3 e 4 da C1 e C2 ficaram abaixo de 0,7, com exceção para o ponto 4 do ensaio 2 na câmara 1 (C1) do ABR. Segundo a Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 375, 29/08/06 (Brasil, 2006), para fins de utilização agrícola, o lodo de esgoto ou produto derivado será considerado estável se a relação entre sólidos voláteis e sólidos totais for inferior a 0,70. Os valores observados indicam que o lodo obtido é estável.

A taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) variou entre 0,5 e 4,2  $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ , para a câmara 1 (C1), e 0,2 e 1,3  $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$  (tabelas 13 e 14) para as câmaras 2 (C2) do ABR durante o regime permanente, pode atingir, de acordo com o tipo de água residuária a ser tratada, valores em torno de 2,0  $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ , segundo CHERNICHARO (2007). Neste trabalho foram observados valores de TCL superiores ao recomendado para a C1, nos ensaios 5 e 6, o que não provocou desequilíbrio no reator.

TABELA 15. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{g L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para câmara 2 (C2) do reator ABR nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Pontos	Atributos	Ensaio						C.V	Teste
		1	2	3	4	5	6		
1	ST	56 b	102 ab	142 a	140 a	102 ab	68 ab	30	4,2**
	SV	30 a	46 a	60 a	76 a	63 a	27 a	41	2,9*
	SV/ST	0,6 a	0,5 a	0,4 a	0,5 a	0,6 a	0,4 a	19	3,2*
2	ST	48 ab	55 ab	27 b	56 ab	58 a	39 ab	36	2,7*
	SV	34	39	19	22	30	13	52	1,9 ns
	SV/ST	0,7 a	0,7 a	0,7 a	0,4 b	0,4 b	0,4 b	11	27,1**
3	ST	42 a	32 ab	5 b	33 ab	53 a	36 ab	38	6,8**
	SV	27 a	21 a	3 b	14 a	23 a	12 ab	39	6,5**
	SV/ST	0,6 a	0,7 a	0,6 a	0,4 b	0,4 b	0,3 b	9	42,9**
4	ST	17 ab	32 ab	4 b	24 ab	39 a	35 ab	56	3,4*
	SV	12 ab	22 a	2 b	10 ab	15 ab	11 ab	54	4,0*
	SV/ST	0,7 a	0,7 a	0,6 a	0,4 b	0,4 b	0,3 b	11	35,1**
-	TCL	0,2 a	0,5 a	0,8 a	0,2 a	1,3 a	0,9 a	72	2,9*
	TRS	36	9	5	38	5	6	175	1,4 ns

\*Ponto 1: ponto inferior do ABR (0,0 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 2 e ponto 3: pontos intermediários do ABR (0,40 m e 0,71 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 4: Ponto superior do ABR (1,06 m em relação a entrada de efluente do reator).

Nas câmaras 1 e 2 do ABR, os valores médios do tempo de retenção de sólidos (TRS) foram 50, 16, 7, 57, 3 e 2 dias (d) e de 36, 9, 5, 38, 5 e 6 dias (d) nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente (Tabelas 14 e 15). Pode-se observar que ocorreu diminuição acentuada do TRS com a diminuição do TDH. NDON e DAGUE (1997) indicaram que o TRS mínimo para o processo metanogênio é aproximadamente de 10 dias para temperatura de 35 °C. Nos ensaios 3, 5 e 6 o TRS ficou abaixo do recomendado nas câmaras 1 e 2, o que pode ter ocorrido em virtude das maiores velocidades ascensionais e com conseqüente arraste de lodo com o efluente.

No filtro aerado submerso (FAS) os valores de ST e SV variaram de 15 a 80  $\text{g L}^{-1}$  e de 4 a 34  $\text{g L}^{-1}$ , para o ponto 1, e 7 a 19  $\text{g L}^{-1}$  e de 2 a 7  $\text{g L}^{-1}$ , para o ponto 2, respectivamente. A relação SV/ST ficou predominantemente abaixo de 0,5 para os pontos de coleta. A TCL variou de 0,5 a 4,2  $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$  e o tempo de retenção de sólidos (TRS) de 6 a 38 dias, com o ensaio 4 diferindo significativamente ( $P < 0,01$ ) dos demais (Tabela 16).



TABELA 16. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{g L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para o filtro aerado submerso (FAS) nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Pontos*	Atributos	Ensaio						C.V	Teste
		1	2	3	4	5	6		
1	ST	15 b	22 b	67 a	80 a	71 a	76 a	22	24,7**
	SV	4 b	8 b	30 a	39 a	34 a	31 a	38	10,6**
	SV/ST	0,2 b	0,4 ab	0,4 a	0,5 a	0,5 a	0,4 ab	18	4,9**
2	ST	7 a	15 a	9 a	24 a	25 a	27 a	63	3,0*
	SV	3 a	6 a	4 a	12 a	16 a	17 a	81	2,5 ns
	SV/ST	0,4 a	0,4 a	0,4 a	0,5 a	0,4 a	0,5 a	22	1,4 ns
3	ST	5 c	10 bc	7 c	11 bc	24 a	21 ab	40	8,7**
	SV	2 c	3 c	3 c	5 bc	11 a	9 ab	38	13,1**
	SV/ST	0,3 a	0,3 a	0,4 a	0,5 a	0,4 a	0,4 a	20	1,5 ns
4	ST	7 b	7 b	5 b	8 b	12 ab	19 a	49	4,7**
	SV	3 b	2 b	2 b	4 ab	5 ab	7 a	40	6,9**
	SV/ST	0,4 a	0,4 a	0,4 a	0,4 a	0,4 a	0,4 a	20	1,1 ns
-	TCL	3,2 ab	4,2 a	2,2 ab	0,5 b	1,9 ab	0,7 b	66	3,9*
	TRS	7 b	6 b	4 b	38 a	6 b	6 b	84	8,1**

\*Ponto 1: ponto inferior do ABR (0,0 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 2 e ponto 3: pontos intermediários do ABR (0,40 m e 0,71 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 4: Ponto superior do ABR (1,06 m em relação a entrada de efluente do reator).

A retenção de sólidos no filtro aerado submerso (FAS) tem um papel fundamental no processo de nitrificação. Já que as bactérias nitrificantes apresentam crescimento lento, o que pode trazer complicações na operação dos sistemas biológicos de tratamento, contribuindo para o aumento da sensibilidade do processo e, conseqüentemente, da suscetibilidade à inibição química. Em virtude de seu crescimento ser bastante reduzido, tempos de retenção celulares relativamente elevados são necessários para que as bactérias nitrificantes sejam mantidas no interior do reator (BASSIM, 2012). E altas TCL indicam grande quantidade de matéria orgânica aplicadas, o que também pode comprometer o processo.

No USB anóxico as concentrações de ST e SV variaram, para o ponto 1 e 4, de 131 a 276  $\text{g L}^{-1}$  e de 18 a 40  $\text{g L}^{-1}$ , 90 a 210  $\text{g L}^{-1}$  e de 9 a 12  $\text{g L}^{-1}$ , respectivamente. As relações ST/SV permaneceram abaixo de 0,7, a TCL variou de 0,05 a 0,3  $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$  e o TRS de 30 a 192 dias (Tabela 17)

TABELA 17. Valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) ( $\text{mg L}^{-1}$ ), sólidos voláteis (SV) ( $\text{g L}^{-1}$ ), da relação SV/ST do lodo, taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) ( $\text{g DQOtotal (g SV lodo d)}^{-1}$ ) e taxa de retenção se sólidos em dias (TRS) para o reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico nos ensaio 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Pontos*	Atributos	Ensaio						C.V	Teste
		1	2	3	4	5	6		
1	ST	144	131	219	276	270	255	40	2,5 ns
	SV	95	90	159	210	194	189	43	2,7 ns
	SV/ST	0,7	0,6	0,7	0,7	0,6	0,7	18	0,8 ns
2	ST	94	127	92	87	90	85	25	2,2 ns
	SV	53 ab	77 a	43 ab	34 b	52 ab	37 ab	37	3,2*
	SV/ST	0,6	0,6	0,5	0,4	0,6	0,4	27	1,7 ns
3	ST	44	44	55	51	47	62	19	1,9 ns
	SV	19	19	15	18	20	23	27	0,8 ns
	SV/ST	0,4 a	0,4 a	0,3 b	0,3 ab	0,4 a	0,4 ab	13	5,7**
4	ST	30	24	18	33	25	40	45	1,4 ns
	SV	10	9	5	12	12	11	62	0,7 ns
	SV/ST	0,3	0,3	0,3	0,4	0,5	0,3	40	0,9 ns
-	TCL	0,1	0,1	0,2	0,05	0,3	0,1	97	1,7 ns
	TRS	132 ab	58 ab	30 b	193 a	32 b	73 ab	93	3,3*

\*Ponto 1: ponto inferior do ABR (0,0 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 2 e ponto 3: pontos intermediários do ABR (0,40 m e 0,71 m em relação a entrada de afluente do reator); Ponto 4: Ponto superior do ABR (1,06 m em relação a entrada de efluente do reator).

PAGACOVÁ et al. (2010) observaram que a biomassa anóxica, formada a partir do inóculo de lodo anaeróbico, mostrou-se com boas características de formação granular, desnitrificação e sedimentabilidade. O reator USB anóxico foi fundamental na atenuação dos efeitos negativos para a qualidade do efluente, em virtude do desprendimento de biofilme proveniente do filtro aerado submerso (FAS), retendo e degradando esse material orgânico suspenso, com estabilidade e capacidade desnitrificante, inclusive podendo ter utilizado o lodo do FAS como fonte de carbono.

## 4.7 Teores de Macronutrientes e Micronutrientes

### 4.7.1 Nitrogênio

Os valores de nitrogênio Kjeldahl (NK) estão apresentados na Tabela 18, e o nitrogênio amoniacal (N-am) estão apresentados na Tabela 18 e figuras 44, 45, 46 e 47, e variaram de 224 a 851 mg L<sup>-1</sup> e de 216 a 413 mg L<sup>-1</sup> para o afluente, respectivamente (Tabela 18). Segundo CHERNICHARO (2007) são necessários valores mínimos da relação DQO:N de 200:1 e 70:1 para biomassa com baixo e alto coeficiente de produção celular, respectivamente.

TABELA 18. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, das concentrações de nitrogênio Kjeldahl (NK), nitrogênio amoniacal (N-am.) no afluente e efluentes das câmaras 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, e da eficiência de remoção no reator anaeróbio compartimentado (ABR) nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
COV g DQO (L d) <sup>-1</sup>	C1	4,8 b	17,5 ab	13,4 ab	8,9 b	37,0 a	21,0 ab	134	3,2*
	C2	4,2 b	12,0 a	11,4ab	5,0 b	15,6 a	8,8 ab	61	6,7**
N – am (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	406a	413 a	216 c	304 b	278 bc	225 bc	21	26,4**
	C1	448 a	455 a	161 c	328 b	285 b	178 c	23	35,0**
	C2	463 a	484 a	176 c	350 b	303 b	197 c	25	30,5**
NK (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	851 a	604 ab	224 c	482 bc	406 abc	257 bc	46	6,0**
	C1	541 a	559 a	169 b	366 ab	336 b	185 b	30	11,8**
	C2	647 a	646 ab	185 c	382 ac	317 c	195 c	38	12,9**
E%	ABR	33	21	13	19	23	20	70	0,8 ns

significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. Para o cálculo das eficiências foram considerados somente os valores positivos

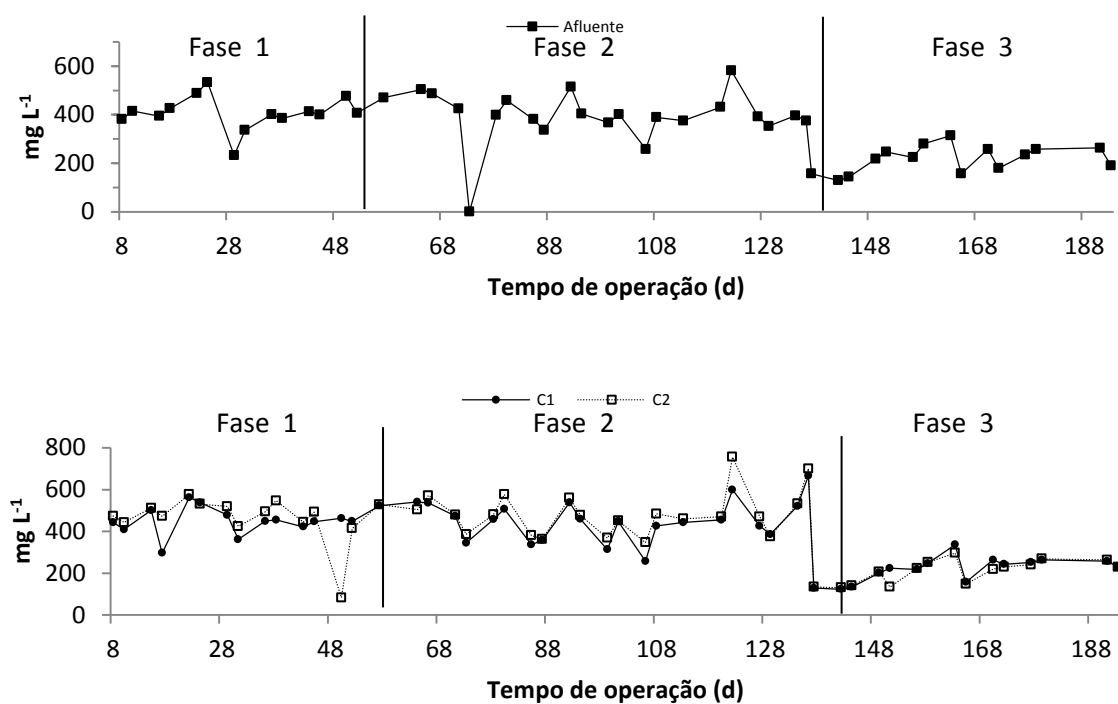


FIGURA 44. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 1, 2 e 3.

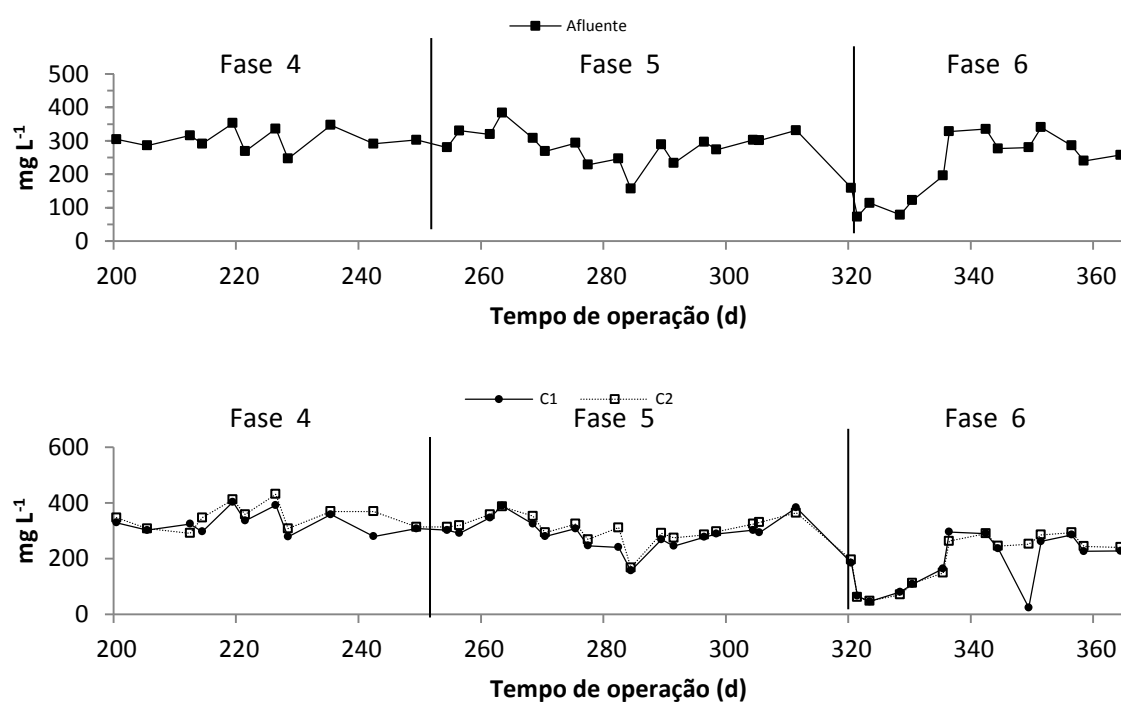


FIGURA 45. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) do afluente e efluentes da câmara 1 e 2 (C1 e C2) do reator ABR, durante os ensaios 4, 5 e 6.

TABELA 19. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, das concentrações de nitrogênio Kjeldahl (NK), nitrogênio amoniacal (N-am.) no afluente e efluente, e da eficiência de remoção no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio											C.V.	Teste
		1	2 a	2 b	3 a	3 b	4 a	4 b	5 a	5 b	6 a	6 b		
COV g DQO (L d) <sup>-1</sup>	FAS	5,0 b	12,3 a	13,2 a	14,3 a	14,3 a	5,2 b	5,2 b	18,7 a	18,7 a	3,9 b	3,9 b	60	11,9**
	USB <sub>an</sub>	3,4 d	4,3 d	15,9 b	9,9 bcd	12,4 bcd	3,6 d	9,7 bcd	15,0 bc	28,1 a	3,4 d	4,8 cd	82	10,4**
N – am (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	463 a	484 a	484 a	208 c	208 c	350 b	350 b	303 b	303 b	197 c	197 c	25	33,7**
	FAS	462 a	460 a	460 a	159 cde	140 de	325 b	333 b	282 bc	280 bcd	102 e	81 e	22	41,4**
	USB <sub>an</sub>	448 a	445 a	466 a	147 cd	129 d	324 b	326 b	284 bc	287 bc	107 d	85 d	25	30,9**
NK (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	657 a	564 ab	564 ab	185 c	185 c	382 ac	382 ac	317 c	317 c	195 c	195 c	38	12,9**
	FAS	608 a	487 ab	479 ab	167 cd	160 cd	272 bcd	336 abcd	407 abc	405 abcd	128 d	124 d	36	8,6**
	USB <sub>an</sub>	662 a	508 ab	520 ab	159 c	163 c	330 bc	281 bc	279 c	269 c	171 c	130 c	35	11,0**
E%	Sistema	38	21	28	25	25	35	27	32	34	36	34	47	0,8 ns

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração. Para o cálculo das eficiências foram considerados somente os valores positivos

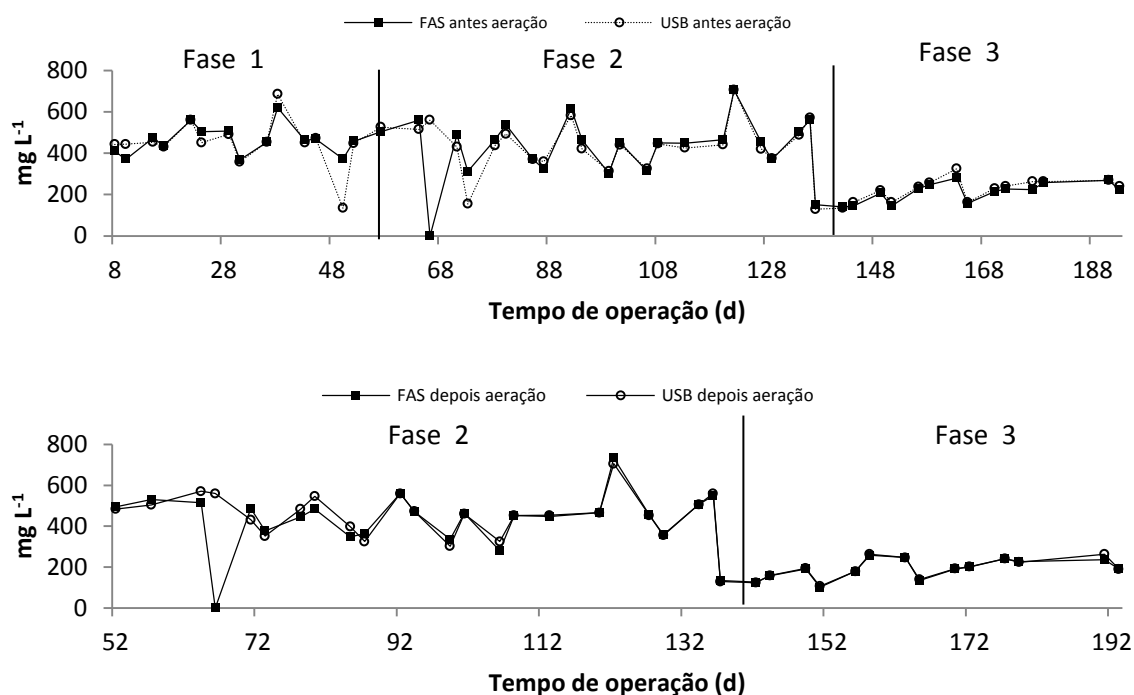


FIGURA 46. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) do efluentes, filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1,2 e 3.

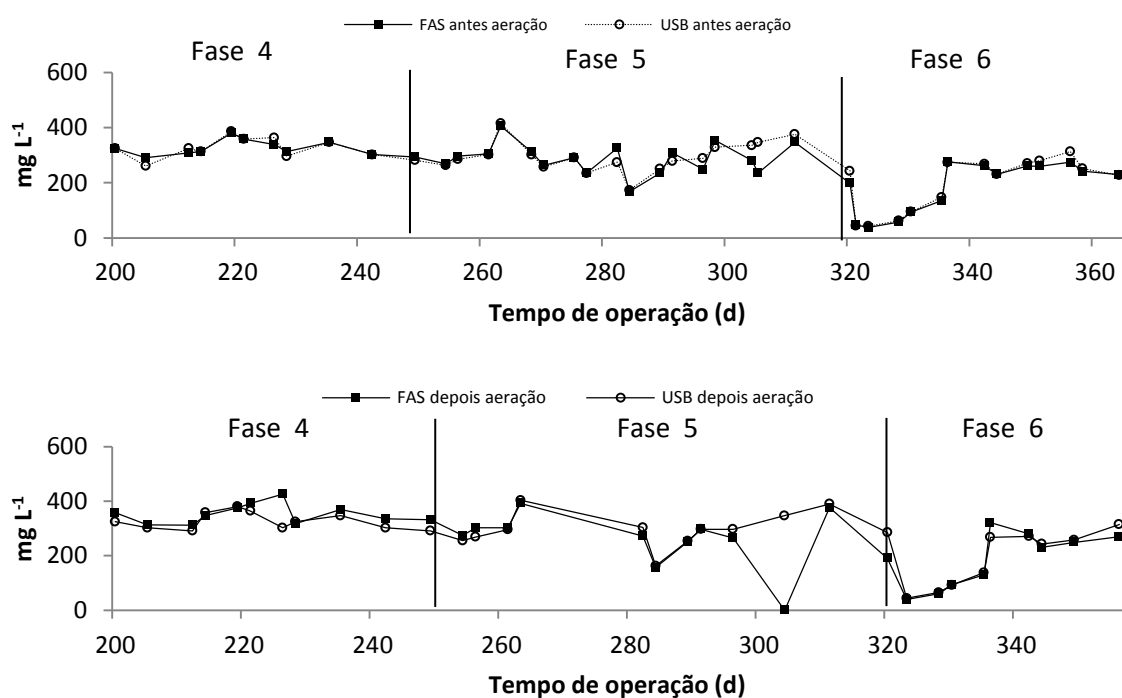


FIGURA 47. Valores de nitrogênio amoniacal (N – am) no efluente do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 4, 5 e 6.

Pode-se observar que o maior aumento de N-am nas câmaras do ABR ocorreu para o ensaio 2 (Tabela 18), onde foi observada a maior temperatura do ar, 24,5°C, e TDH de 21,2 horas. Segundo MASCARENHAS et al. (2004), a amonificação consiste na conversão, por meio da ação de bactérias heterotróficas, da matéria orgânica nitrogenada, que se encontra na forma solúvel, em amônia.

As eficiências de remoção de NK no ABR foram de 33, 21, 13, 19, 23 e 20% para os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6 respectivamente. Observa-se que a maior eficiência de remoção de NK, de 33%, ocorreu com o maior TDH no ABR, de 40,6 horas, no ensaio 1. O mesmo foi observado por ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) e SANTOS (2011). E a menor eficiência de NK, 13% foi observado no ensaio 3, pode ter ocorrido em virtude do baixo TDH e também baixa remoção de SST no ABR de 49%.

Na tabela 19 estão apresentados os valores médios de nitrogênio Kjeldahl (NK), nitrogênio amoniacal (N-am.) para efluente o filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico, e a eficiência de remoção de NK para o sistema de tratamento composto pelo ABR, FAS e USB anóxico.

Os valores médios de N – am e NK no FAS e no USB anóxico variaram de 124 a 462 mg L<sup>-1</sup>; de 448 mg L<sup>-1</sup> e de 85 a 608 mg L<sup>-1</sup>; de 130 a 662 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. As eficiências de remoção NK para o sistema de tratamento (ABR +FAS + USB anóxico) foram de 38, 21, 28, 25, 25, 35, 27, 32, 34, 36 e 34% para os ensaios 1, 2 a, 2 b, 3 a, 3 b, 4 a, 4 b, 5 a, 5 b, 6 a e 6 b. Observa – se que a maior eficiência de remoção foi no ensaio 1, seguindo a tendência observada no ABR. Porém pode-se relacionar as eficiências de remoções de NK dos ensaios 4 e 5, com as elevadas taxas de nitrificação observadas na Tabela 20.

A diminuição dos valores de N-am do efluente do ABR para o efluente do FAS ocorreu devido ao processo de nitrificação. Não se obteve expressivas diminuições nos valores, provavelmente devido às altas COV, de 3,9 a 14,3 g DQOtotal (L d)<sup>-1</sup>, aplicadas no FAS e baixa vazão de ar (Tabela 20). Nessas condições há competição entre bactérias nitrificantes e outros microrganismos pelo oxigênio dissolvido no meio, fazendo com que ocorra, também, a oxidação de matéria orgânica.

TABELA 20. Valores médios e coeficiente de variação (CV), da temperatura (T °C) e oxigênio dissolvido em mg L<sup>-1</sup> (OD) no filtro aerado submerso (FAS) medidas no ponto de coleta de efluente (ponto E) e no ponto 4 de coleta de lodo no corpo do reator (ponto R), da vazão de ar (V. AR) em m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> e quantidade de oxigênio em m<sup>3</sup> O<sub>2</sub> m<sup>3</sup> reator d<sup>-1</sup> no FAS e das concentrações de nitrito e nitrato no FAS e no USB anóxico durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio											C.V.	Teste F
		1	2 a	2 b	3 a	3 b	4 a	4 b	5 a	5 b	6 a	6 b		
T °C	FAS – ponto E	27,7 a	26,8 a	28,3 a	26,9 a	28,7 a	26,8 a	26,6 ab	22,9 bc	23,0 bc	21,0 c	22,5 c	9	13,8**
	FAS ponto R	24,5 abc	24,9 ab	26,2 a	24,2 abc	26,1 a	26,1 a	25,4 ab	22,2 cd	21,0 d	21,0 d	22,9 bcd	9	10,6**
OD (mg L <sup>-1</sup> )	FAS – ponto E	4,0 d	4,3 d	4,9 cd	4,6 cd	5,4 bc	6,1 ab	6,5 ab	4,7 cd	6,2 ab	6,8 a	6,9 a	17	15,4**
	FAS ponto R	1,2 g	1,1 g	2,9 cde	1,9 efg	2,9 cdef	3,5 cd	5,3 ab	1,5 fg	4,2 bc	2,6 def	5,9 a	36	30,2**
V. AR. (m <sup>3</sup> )	FAS	14,0	14,7	14,7	13,7	13,7	14,3	14,3	16,2	16,2	22,3	22,3	67	1,9 ns
m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> m <sup>3</sup> reator d <sup>-1</sup>	FAS	6,9 b	7,3 b	7,3 b	6,8 b	6,8 b	9,3 b	9,3 b	10,5 b	10,5 b	22,1 a	22,1 a	67	1,9 ns
NITRITO (mg L <sup>-1</sup> )	FAS	4,6 b	39,3 b	60,5 b	11,5 b	25,7 b	85,9 ab	171,2 a	15,1 b	73,2 ab	53,9 b	74,5 ab	135	5,2**
	USB an	3 c	10 bc	16 bc	9 bc	11 bc	59 a	36 abc	12 bc	39 ab	9 bc	11 bc	136	5,8**
NITRATO (mg L <sup>-1</sup> )	FAS	7,0 b	10,5 b	9,4 b	6,7 b	6,5 b	7,8 b	19,7 a	7,9 b	8,8 b	8,3 b	10,5 b	61	4,8**
	USB an	8,5 a	8,2 a	8,1 a	5,8 a	6,1 a	7,1 a	7,9 a	6,6 a	7,1 a	6,3 a	6,5 a	36	1,9*

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade (p < .01); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade (.01 =< p < .05); ns não significativo (p >= .05); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. . ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração.



Nas figuras 48, 49 e 50 estão apresentados os resultados de nitrito, nitrato e OD, respectivamente, durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Os valores de OD no FAS variaram de 4,0 a 6,9 mg L<sup>-1</sup> quando medido no ponto de coleta do efluente (ponto E) e 1,1 a 5,9 mg L<sup>-1</sup> quando medidos no ponto 4 de coleta de lodo no corpo do reator (ponto R). Observa-se que a grande diferença nas concentrações de OD medidas nos dois pontos. Provavelmente devido a turbulência na retirada da amostra no ponto de coleta de efluente, fazendo com que ocorra a solubilidade de oxigênio do ar. A diferença também entre as concentrações das amostras antes (a) e depois (b) da aeração e observa-se maiores concentrações nas menores temperaturas, devido ao aumento da saturação de OD.

Com o aumento do tempo de aeração e conseqüente maior disponibilidade de oxigênio, nos ensaios 4, 5 e 6, observa-se que há um aumento nos valores médios de nitrito para até 171 mg L<sup>-1</sup> no ensaio 4 b. No efluente do USB anóxico as concentrações de nitrito variaram de 3 a 58 mg L<sup>-1</sup> e as concentrações de nitrato no efluente do FAS ficou predominantemente abaixo de 19 mg L<sup>-1</sup> e no USB anóxico abaixo de 8,5 mg L<sup>-1</sup>. Observa-se também que a partir do ensaio 5 ocorreu a queda da atividade nitrificante, isso pode ter ocorrido em virtude das baixas temperaturas, de 19,8 °C (Tabela 3).

As concentrações de OD foram maiores que 2 mgO<sub>2</sub>/L, nos ensaios 2 b, 3 b, 4 a, 4 b, 5 a, 5 b, 6 a e 6 b, que são as concentrações recomendadas em sistemas com biofilme, o nível de OD requerido pode ser ainda maior devido a resistência relacionado à transferência de massa no sistema. Devido à menor afinidade pelo oxigênio apresentada pelas bactérias oxidadoras de nitrito, a oxidação desse composto é mais sensível em baixas concentrações de OD em comparação com a oxidação de amônio. Por conseguinte, é comum ocorrer acúmulo de nitrito em condições de limitação de oxigênio (CAMPOS et al., 2007; BASSIM, 2012).

Nos ensaios 1, 2 a e 3 a os níveis de OD ficaram abaixo do recomendado, de 2 mgO<sub>2</sub>/L, provavelmente pelo longo período de ausência de aeração, que foi de 4 horas.

A partir dos dados de nitrito e nitrato, apresentados na Tabela 20, e a concentração de N<sub>2</sub> no biogás (Tabela 13), no USB anóxico, variou de 7 a 37%, e o valor máximo foi atingido no ensaio 4, onde se observou a maior concentração de

nitrito. Pode-se concluir que houve certa atividade desnitrificante no USB anóxico, mas esta não ocorreu exclusivamente via nitrato. O grande consumo de nitrito no USB anóxico, indica que o nitrito foi o produto utilizado como preferência pelas bactérias, já que a disponibilidade de nitrato foi baixa. Diversos trabalhos exploram essa via de desnitrificação, chamada de desnitrificação curta (SLIEKERS et al., 2002; BLACKBURNE et al., 2008; ALVIM, 2010; YANG e YANG, 2011; BELMONTE et al., 2012) que apresenta diversas vantagens, como menor necessidade de oxigênio, cerca de 25%, do que por desnitrificação convencional via nitrato.

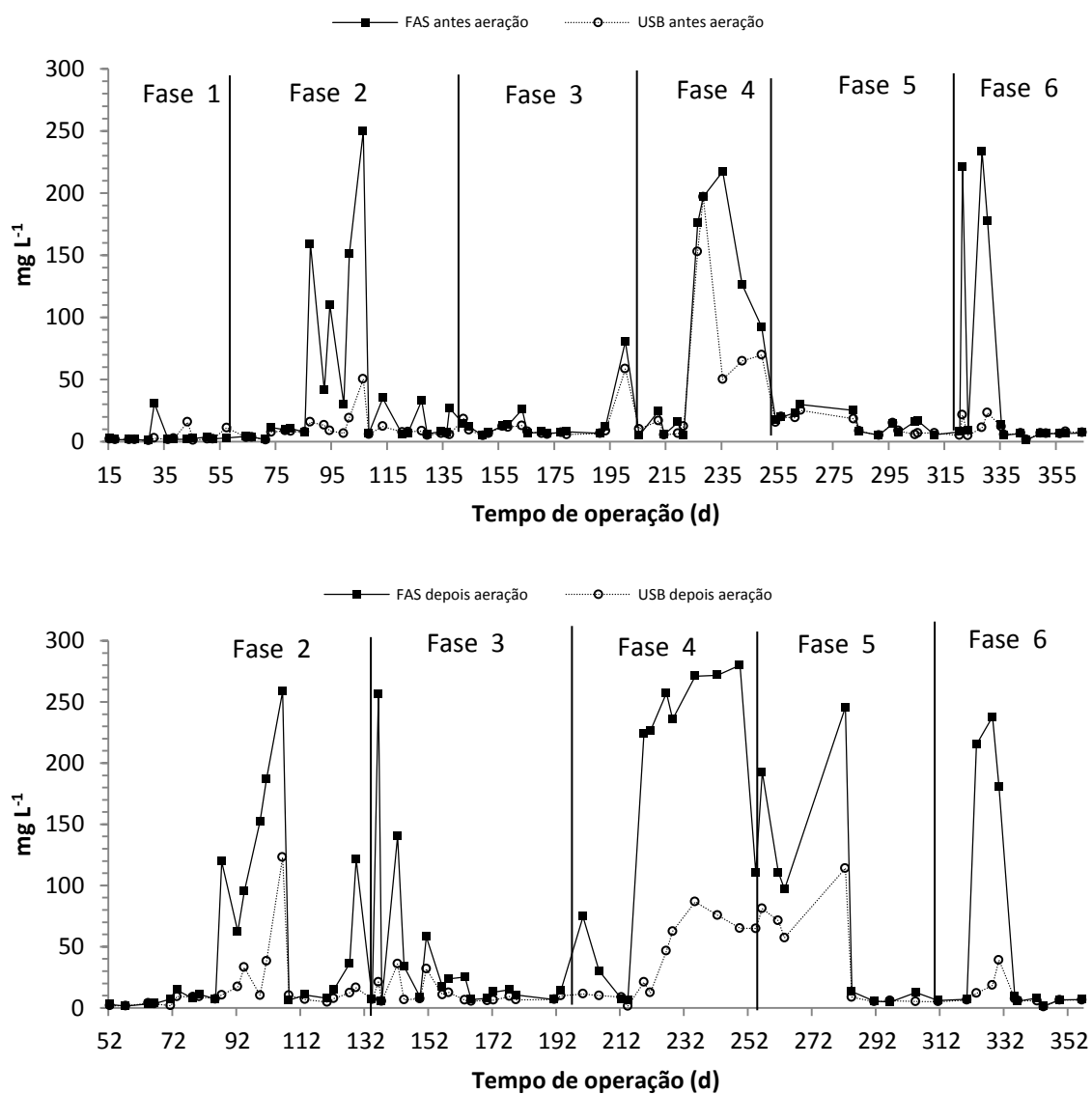


FIGURA 48. Valores de nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) dos efluentes do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

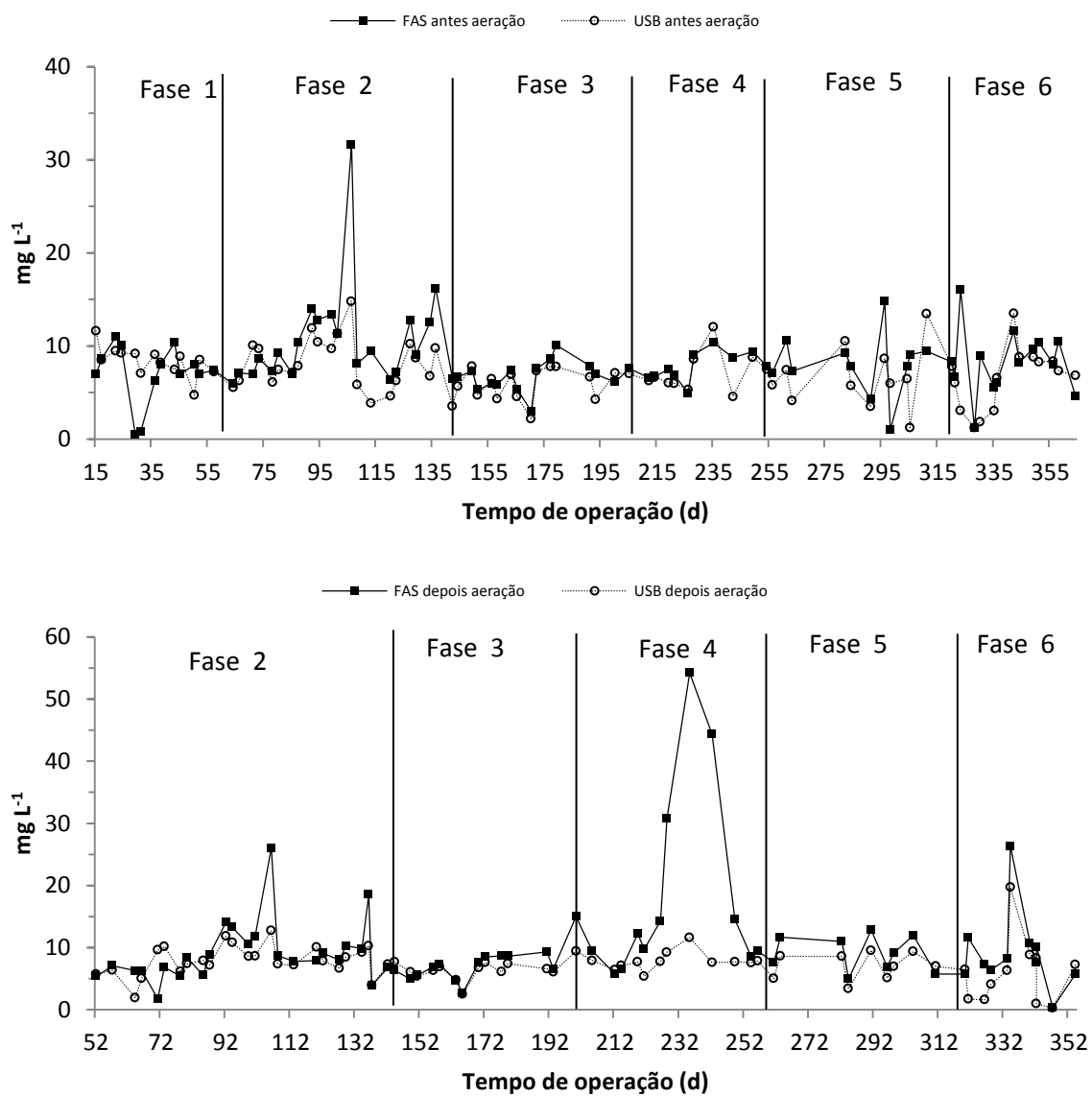


FIGURA 49. Valores de nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) dos efluentes do filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico antes e depois da aeração durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6

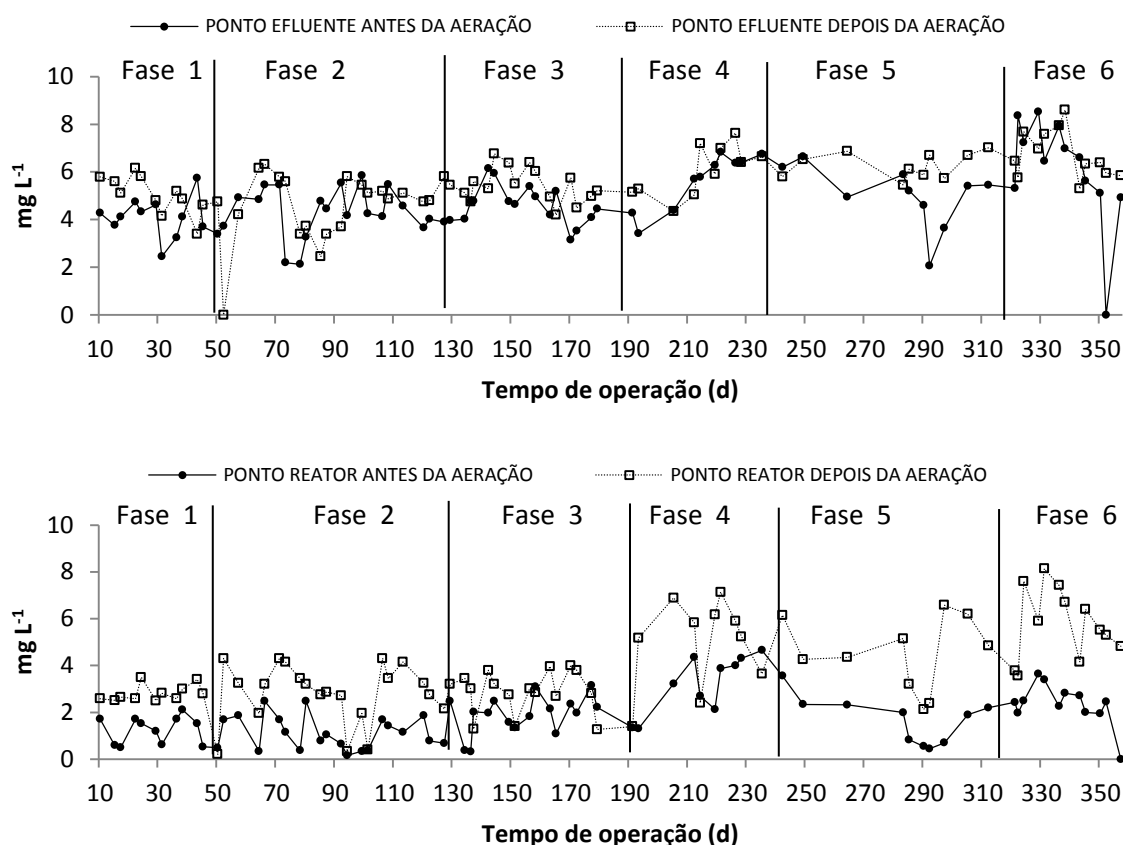


FIGURA 50. Valores do oxigênio dissolvido (OD) no filtro aerado submerso (FAS) medido no ponto de coleta de efluente (Ponto E) e no ponto do corpo do reator (Ponto R) antes e depois de período de aeração, durante os ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Na Tabela 21 estão apresentados, também, os valores do número mais provável (NMP) de bactérias desnitrificantes e heterotróficas. No FAS o NMP de bactérias heterotróficas variou de  $2,0 \times 10^7$  a  $3,6 \times 10^{11}$  NMP g SV<sup>-1</sup> e no USB  $1,3 \times 10^9$  a  $>10^{12}$  NMP g SV<sup>-1</sup>. Os maiores números de bactérias heterotróficas no filtro comprova que o ambiente teve excesso de matéria orgânica, pois altas concentrações de matéria orgânica proporcionam condições favoráveis ao desenvolvimento de micro-organismos heterotróficos que competem com os autotróficos nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes (VON SPEELING, 2007). Para agravar o problema, a reação de nitrificação é muito mais lenta e mais sensível a perturbadores externos em comparação com a oxidação de matéria orgânica

promovida pelos micro-organismos heterotróficos (CAMPOS et al., 2007; BASSIM, 2012).

Observa-se o baixo número de bactérias oxidadoras de nitrito, de até  $3,3 \times 10^4$  NMP g SV<sup>-1</sup>, comparando – se com as bactérias oxidadoras de amônia, com números de até  $3,5 \times 10^6$  NMP g SV<sup>-1</sup>, no ensaio 6. Segundo MENDONÇA (2002) esse fenômeno pode ser explicado, pois a reação de oxidação da amônia libera mais energia (por mol de amônia) para o crescimento celular que a oxidação do nitrito, favorecendo assim as populações de bactérias oxidadoras de amônia.

TABELA 21. Estimativa do número mais provável (NMP g SV<sup>-1</sup>) de bactérias oxidadoras de amônia, oxidadoras de nitrito, desnitrificantes e heterotróficas no biofilme do filtro aerado submerso e na manta de lodo do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Ensaio	Oxidadoras de amônia		Oxidadoras de nitrito		Desnitrificantes		Heterotróficas	
	FAS	USB an	FAS	USB an	FAS	USB an	FAS	USB an
1	$7,9 \times 10^5$	$2,3 \times 10^5$	$< 10^5$	$< 10^5$	$2,4 \times 10^8$	$2,4 \times 10^8$	$2,4 \times 10^9$	$1,3 \times 10^9$
2	$1,3 \times 10^7$	$9,3 \times 10^5$	$< 10^6$	$< 10^6$	$2,0 \times 10^8$	$8,1 \times 10^8$	$2,0 \times 10^7$	$7,0 \times 10^9$
3	$1,8 \times 10^6$	$> 10^9$	$< 10^8$	$< 10^8$	$2,5 \times 10^9$	$> 10^{12}$	$4,1 \times 10^8$	$> 10^{12}$
4	$3,2 \times 10^8$	$1,4 \times 10^7$	$2,4 \times 10^3$	$5,4 \times 10^3$	$2,3 \times 10^8$	$7,8 \times 10^{10}$	$1,7 \times 10^9$	$3,5 \times 10^{11}$
5	$> 10^7$	$> 10^7$	$9,3 \times 10^3$	$3,5 \times 10^4$	$2,3 \times 10^5$	$> 10^7$	$3,6 \times 10^{11}$	$1,8 \times 10^{11}$
6	$3,5 \times 10^6$	$2,0 \times 10^5$	$3,3 \times 10^4$	$2,0 \times 10^4$	$< 10^4$	$< 10^4$	$> 10^{11}$	$3,5 \times 10^{11}$

MENDONÇA (2001) estudou a caracterização microbiológica de um sistema de nitrificação e desnitrificação utilizando um substrato sintético, com concentração de DQO de  $453 \text{ mg L}^{-1}$  e aeração contínua, e obteve valores de  $1,3 \times 10^9$  NMP/gSSV para as bactérias oxidadoras de amônia, de  $1,3 \times 10^6$  NMP/gSSV para as bactérias oxidadoras de nitrito e de  $6,4 \times 10^8$  NMP/gSSV para bactérias desnitrificantes. SANTOS (2011) estudou o mesmo sistema de tratamento descrito neste trabalho, com aplicação de COV no FAS que variou de 6,6 a  $20,5 \text{ g L}^{-1}$  e ciclos de aeração

continua, de 24 horas, e intermitente de 12 horas e 1 hora, e obteve valores de  $5 \times 10^7$  a  $1,7 \times 10^{14}$  NMP g  $SV^{-1}$  para oxidadoras de amônia,  $1,4 \times 10^6$  a  $2,6 \times 10^{11}$  NMP g  $SV^{-1}$  para oxidadoras de nitrito,  $1,7 \times 10^5$  a  $9,0 \times 10^{14}$  NMP g  $SV^{-1}$  para desnitrificantes e  $7,0 \times 10^7$  a  $9,0 \times 10^{13}$  NMP g  $SV^{-1}$  para bactérias heterotróficas. Neste trabalho foi observado a mesma tendência, porém foi obtido valores menores, provavelmente pelo ciclos de aeração e quantidade de oxigênio utilizados.

Assim, com o monitoramento da dinâmica da biomassa, sua caracterização e acompanhamento microbiota bacteriana presente no FAS e no USB anóxico, e possível estabelecer correlações entre as características microbiológicas e o desempenho da unidade de tratamento.

#### 4.7.2 Fósforo

Os valores médios das concentrações de fósforo total (P – total) do afluente e efluentes e as eficiências de remoção das câmaras 1 e 2 (C1 e C2) e do reator ABR estão apresentadas na tabela 21.

As concentrações de P – total no afluente variaram de 106 a 445 mg  $L^{-1}$ , tendo o primeiro ensaio diferiu significativamente ( $p < 0,01$ ) dos demais. Observa-se que houve o aumento dos valores da C1 para C2 nos ensaios 1, 2 e 4, com os TDH mais elevados para o ABR. Sabe – se que em anaerobiose, os organismos acumuladores de fosforo são capazes de metabolizar fontes de carbono facilmente biodegradáveis, tais como ácidos graxos voláteis (AGV) e armazená-los como polímeros intracelulares, a exemplo de polihidroxialcanoatos (PHA). Caso o acetato seja a fonte de carbono, o principal polímero armazenado é o polihidroxibutirato (PHB). A energia requerida para metabolizar os AGV e para a subsequente formação de PHA é obtida por meio da quebra das cadeias de polifosfato e liberação de fosfato da célula para o meio líquido (METCALF e EDDY, 2003).

As eficiências de remoção de P-total variaram de 19 a 61% para o ABR. ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) obtiveram remoções de P-total de 29 a 59% em reator ABR, composto por 3 câmaras, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com COV de 29,4 a 54,2 g DQO  $(L d)^{-1}$  na primeira câmara do ABR.

Para o reator ABR deste estudo, com COV de 4,8 a 37,0 g DQO (L d)<sup>-1</sup> na primeira câmara, as eficiências de remoção de foram semelhantes. A remoção de nutrientes como P e N, pode ocorrer também por precipitação. Assim, deve-se ressaltar a possibilidade de remoção por imobilização na biomassa e também por precipitação do fósforo na manta de lodo.

TABELA 22. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total (mg L<sup>-1</sup>), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
P – total (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	445 a	207 b	106 b	197 b	274 ab	140 b	59	5,3**
	C1	177	137	90	129	190	105	51	2,2 ns
	C2	226 a	157 a	84 a	228 a	180 a	88 a	59	2,7*
E%	C1	60 a	36 ab	17 b	34 ab	44 ab	35 ab	50	3,2*
	C2	-	-	11 a	-	16 a	38 a	112	0,9 ns
	ABR	49	33	19	27	39	53	61	1,8 ns

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. Para o cálculo das eficiências foram considerados somente os valores positivos

Na Tabela 23 estão apresentados os valores de P – total no afluente e efluente e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

As concentrações de P – total no efluente do FAS variaram de 60 a 198 mg L<sup>-1</sup> e no USB anóxico de 49 a 135 mg L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de P - total para o sistema de tratamento variou de 24 a 77%, atingindo o maior valor no ensaio 1, onde aplicou-se o maior TDH.

TABELA 22. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (mg L<sup>-1</sup>) de fósforo total (P-total) no afluente e efluente e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6.

Ensaio	Atributo					
	P - total					
	mg L <sup>-1</sup>			E%		
	ABR	FAS	USB an	FAS	USB an	Sistema
<b>1</b>	226 a	102 abc	89 ab	71 a	28 a	77 a
<b>2 a</b>	157 a	60 c	49 b	52 a	31 a	71 a
<b>2 b</b>	157 a	106 abc	96 ab	45 a	52 a	57 ab
<b>3 a</b>	84 a	65 bc	70 ab	30 a	-	39 ab
<b>3 b</b>	84 a	67 bc	82 ab	29 a	-	24 b
<b>4 a</b>	228 a	143 abc	135 ab	30 a	27 a	35 ab
<b>4 b</b>	228 a	117 abc	91 ab	61 a	57 a	51 ab
<b>5 a</b>	180 a	198 ab	96 ab	-	55 a	60 ab
<b>5 b</b>	180 a	242 a	155 a	-	65 a	39 ab
<b>6 a</b>	88 a	65 bc	52 ab	27 a	53 a	56 ab
<b>6 b</b>	88 a	80 abc	60 ab	61 a	70 a	64 ab
<b>C.V</b>	59	72	65	55	73	45
<b>Teste F</b>	2,7**	3,9**	2,1**	1,5 ns	1,6 ns	3,0**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma coluna não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. . ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração.

REBAH et al. (2010) avaliaram o tratamento de águas residuárias sintéticas, composta por proteínas, extrato de levedura, sais, amido e açúcar, por meio de dois sistemas combinados anaeróbio-aeróbio de biofiltração, com materiais suportes diferentes, argila e plástico. O ar foi injetado nos biofiltros a fim de manter a concentração entre 5 e 7 mg L<sup>-1</sup> de OD, a 35 °C. Com COV aplicada de 2 a 4 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, TDH de 36 h, os autores verificaram que os sistemas de tratamento apresentaram remoção de fósforo com valores médios de 50 e 70%, para o biofiltro com argila e com plástico, respectivamente. Neste estudo, com a utilização de anéis



de plástico de eletrodo corrugado como materiais suporte no filtro aerado submerso, com concentração de OD entre 1,1 a 6,9 mg L<sup>-1</sup>, temperatura entre 25 a 29,4 °C, e COV aplicada de 3,9 a 18,7 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, foi possível observar valores médios de eficiência de remoção de P-total superiores, de até 77%, para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico.

#### **4.7.3 Cálcio, potássio, magnésio, sódio, cobre, ferro, manganês e zinco.**

As médias das concentrações e eficiências de remoção do cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg), sódio (Na), cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no afluente e efluentes dos reatores ABR, FAS e USB anóxico estão apresentadas nas tabelas 23, 24 e 25.

Na tabela 23 estão apresentados os valores para a câmara 1 (C1) e câmara 2 (C2) e as eficiências de remoção do reator ABR. As concentrações de Ca, K, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn no afluente variaram de 113,5 a 449,6; de 86,5 a 430,0; 29,3 a 178,2; de 73 a 4140,6; de 0,5 a 7,9; de 16,8 a 44,7; de 2,9 a 3,7 e de 11,5 a 131,9 mg L<sup>-1</sup>, durante os ensaios 1, 2, 3, 5 e 6, respectivamente.

Minerais como Zn, Mn, Cu e Fe são utilizados como suplementos na alimentação de suínos e por isso são encontrados em concentrações elevadas nos dejetos. Zn é frequentemente utilizada para a prevenção de diarreia e de Cu como um estimulante do crescimento (STEINMETZ et. al., 2009). Pode – se comprovar este fato pelas altas concentrações desses elementos, principalmente nos 3 primeiros ensaios, pois o afluente era obtido de uma fazenda comercial.

As eficiências de remoção para o ABR variaram de 28 a 58; de 15 a 55; de 19 a 40; de 11 a 42; de 51 a 71; de 39 a 63; de 14 a 56; de 37 a 86% para o Ca, K, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn nos ensaios 1, 2, 3, 5 e 6, respectivamente. As maiores eficiências de remoção foram observadas no ensaio 1 que teve o maior TDH para o ABR, que foi de 40,6 horas e que a C1 foi maior responsável pela remoção.

ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) estudando um reator ABR com 3 câmaras seguido de reator UASB, com TDH variando de 24 a 60 horas, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, obtiveram eficiências de remoção similares a

deste estudo e observaram que o TDH influenciou na remoção de Ca, K, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn. Em condições anóxicas ou anaeróbia, a precipitação dos sulfetos de metal é o principal processo que contribui para a remoção de metais. Em condições anaeróbias, a redução de sulfato, conduz à formação de sulfeto de hidrogénio que reagem com os metais tornando-os insolúveis e levando-os a precipitação (VARGAS et al., 2013; NKEMENKA e MURTO, 2010).

VARGAS et al. (2013) estudaram a remoção de metais durante 5 anos em uma estação de tratamento de águas residuárias domésticas e constataram que metais na forma solúvel apresentaram menores eficiências de remoção. A partir desta afirmação pode-se explicar a baixa remoção de Na no sistema de tratamento deste trabalho (Tabelas 24 e 25), por se tratar de um composto muito solúvel.

As concentrações no FAS variaram de 66,5 a 178,7; de 60,2 a 165,5; de 20,3 a 58,7; de 66,6 a 4437; 0,1 a 2,1; 3,3 a 36,2; 0,4 a 3,4 e 9,7 a 18,6 mg L<sup>-1</sup> e no USB anóxico de 80,9 a 145,9; de 75,2 a 203,2; de 21,8 a 167,6; e de 60,9 a 4281,2; 0,1 a 4,5; 1,7 a 26,4; 0,7 a 3,3 e 9,6 a 24,8 mg L<sup>-1</sup> para Ca, K, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn durante os ensaios 1, 2, 3, 5 e 6, respectivamente.

DUDA e OLIVEIRA (2009) utilizaram um sistema de tratamento composto por dois reatores sequenciais em batelada seguidos de duas lagoas de polimento para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. Os autores obtiveram concentrações médias de Cu no afluente que variaram de 5,4 a 8,2 mg L<sup>-1</sup>; de Fe, de 20,3 a 27,4 mg L<sup>-1</sup>; de Mn, de 2,9 a 3,6 mg L<sup>-1</sup>, e de Zn, de 7,1 a 11,1 mg L<sup>-1</sup> e de Ca, Mg, K e Na que variaram de 159 a 676 mg L<sup>-1</sup>, 46 a 79 mg L<sup>-1</sup>, de 59 a 292 mg L<sup>-1</sup> e de 23 a 163 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. As eficiências de remoção foram acima de 97% para o Fe, Cu, Mn e Zn e observou-se a queda da eficiência com a diminuição do TDH e com aumento de COV. Situação semelhante ocorreu neste estudo para esses micronutrientes observando maiores eficiências de remoção para Zn no ensaio 1, de 90%, com o maior TDH e menor COV.

TABELA 24. Valores médios ( $\text{mg L}^{-1}$ ) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg), sódio (Na), cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C1 e C2) nos ensaios 1, 2, 3, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio						C.V.	Teste F
		1	2	3	4	5	6		
Ca ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	449,6 a	333,0 ab	158,0 ab	-	113,5 b	122,1 ab	76	4,2**
	C1	187,5 a	143,4 a	138,3 a	-	113,5 a	79,3 a	43	2,6 ns
	C2	223,4 a	208,4 a	147,3 ab	-	80,1 b	74,6 b	38	9,5**
E%	ABR	47 a	40 a	28 a	-	43 a	58 a	46	1,0 ns
K ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	430,0 a	120,9 b	111,0 b	-	89,3 b	86,5 b	48	23,4**
	C1	157,5 a	77,5 ab	95,1 b	-	84,2 b	85,6 ab	51	4,5**
	C2	237,8 a	113,6 b	100,3 b	-	76,7 b	77,5 b	42	11,4**
E%	ABR	55 a	36 ab	23 b	-	15 b	24 ab	49	5,6**
Mg ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	178,2 a	97,3 ab	39,2 b	-	30,4 b	29,3 b	51	16,5**
	C1	76,2 a	53,6 a	35,5 b	-	31,5 b	29,3 b	48	5,0**
	C2	102,1 a	76,2 a	37,5 b	-	28,9 b	27,5 b	33	20,4**
E%	ABR	40 a	31 a	20 a	-	21 a	19 a	63	1,1 ns
Na ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	225,0 c	73,0 c	2205,4b	-	2031,2 b	4140,6 a	23	177,1**
	C1	97,1 c	57,1 c	2214,3 b	-	1976,5 b	4343,7 b	24	195,1**
	C2	127,8 c	75,8b	2303,6 b	-	1968,7 b	4078,1 a	24	172,5**
E%	ABR	42 a	11 b	16 b	-	12 b	14 b	42	8,3**
Cu ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	7,9 a	8,6 a	1,2 a	-	0,5 a	0,6 a	179	2,0 ns
	C1	1,7 a	2,3 a	0,7 a	-	0,6 a	0,3 a	90	3,9**
	C2	2,0 a	5,4 a	0,9 a	-	0,2 a	0,3 a	179	2,7*
E%	ABR	70 a	61 a	51 a	-	57 a	70 a	38	0,5 ns
Fe ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	21,0 a	43,2 a	16,8 a	-	20,0 a	44,7 a	102	1,5 ns
	C1	6,7 a	12,7 a	6,6 a	-	19,5 a	17,5 a	89	1,9 ns
	C2	6,1 a	19,9 a	7,1 a	-	13,9 a	16,6 a	101	1,6 ns
E%	ABR	62 a	63 a	68 a	-	39 a	59 a	40	1,3 ns
Mn ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	3,5 a	3,4 a	3,2 a	-	2,9 a	3,7 a	94	0,05*
	C1	1,2 b	1,1 b	2,5 a	-	2,9 a	2,8 a	38	11,5**
	C2	1,4 b	1,7 b	3,0 a	-	2,5 ab	2,5 ab	36	5,4**
E%	ABR	56 a	46 a	29 a	-	14 a	33 a	53	1,0 ns
Zn ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	131,9 a	103 a	26 a	-	12,1 a	11,5 a	208	1,2 ns
	C1	31,9 a	21,9 a	14,8 a	-	12,5 a	11,2 a	123	0,8 ns
	C2	30,0 a	32,7 a	15,7 a	-	10,4 a	10,0 a	116	1,4 ns
E%	ABR	86 a	49 a	56 a	-	37 a	30 a	47	2,9 ns

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra na mesma linha não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. No ensaio 4 não foi realizada a análise. Para o cálculo das eficiências foram usados somente os valores positivos.

Tabela 25. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nos ensaios 1, 2, 3, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio										C.V.	Teste	
		1	2 a	2 b	3 a	3 b	4 a	4 b	5 a	5 b	6 a			6 b
Ca (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	223,4 a	208,4 a	208,4 a	147,3 ab	147,3 ab			80,1 b	80,1 b	74,6 b	74,6 b	38	9,5**
	FAS	178,7 a	96,1 a	123,6 a	108,7 a	112,8 a	-	-	160,7 a	96,8 a	66,5 a	81,2 a	53	2,0 ns
	USB na	145,9 a	68,0 a	116,6 a	79,2 a	121,0 a	-	-	117,3 a	100,3 a	80,9 a	53,7 a	59	1,3 ns
E%	Sistema	64 a	67 a	53 a	47 a	33 a	-	-	38 a	42 a	72 a	-	46	
K (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	237,8 a	113,6 b	113,6	100,3 b	100,3 b			76,7 b	76,7 b	77,5	77,5	42	11,4**
	FAS	165,5 a	88,2 b	106,3 ab	93,5 ab	83,4 ab	-	-	82,3 ab	60,2 b	80,0 ab	68,7	47	3,3**
	USB na	203,2 a	100,9 b	112,1 b	106,2 b	115,3 b	-	-	76,8 b	75,2 b	93,1 b	92,5	44	4,9**
E%	Sistema	53 ab	38 ab	36 ab	22 b	13 b	-	-	32 ab	79 a	36 ab	-	47	2,9*
Mg (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	102,1 a	76,2 a	76,2	37,5 b -	37,5 b b			28,9	28,9	27,5 b	27,5 b	33	20,4**
	FAS	58,7 ab	49,8 ab	71,3 a	35,7 b	38,5 b	-	-	39,3 b	27,0 b	20,3 b	32,2 b	45	4,8**
	USB na	167,6 a	40,5 a	65,7 a	30,7 a	45,3 a	-	-	29,8 a	29,7 a	21,8 a	18,7 a	57	3,5**
E%	Sistema	70 a	53 ab	41 ab	29 b	41 ab	-	-	45 ab	46 ab	61 ab	-	42	2,0 ns
Na (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	127,8 c	75,8 b	75,8 b	2303,6 b	2303,6 b			1968,7 b	1968,7 b	4078,1 a	4078,1	24	172,5**
	FAS	116,4 c	66,6 c	77,6c	2160,7 b	2062,5 b	-	-	2039,0 b	1812,5 b	4437,5 a	4000 a	27	129,4**
	USB na	135,0 c	60,9 c	73,4 c	2125,0 b	2375,0 b	-	-	1953,1 b	1864,5 b	4281,2 a	4000 a	23	160,0**
E%	Sistema	38 a	13 ab	5 b	21 ab	-	-	31 ab	32 ab	-	-	74	3,8**	

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração. No ensaio 4 não foi realizada a análise. Para o cálculo das eficiências foram usados somente os valores positivos.

Tabela 25 - Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nos ensaios 1, 2, 3, 5 e 6.

Atributos	Reator	Ensaio											C.V.	Teste F
		1	2 a	2 b	3 a	3 b	4 a	4 b	5 a	5 b	6 a	6 b		
Cu (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	2,0 a	5,4 a	5,4 a	0,9 a	0,9 a	-	-	0,2 a	0,2 a	0,3 a	0,3 a	179	2,7*
	FAS	1,1 a	0,8 a	2,7 a	0,6 a	1,3 a	-	-	1,1 a	0,4 a	0,1 a	0,25 a	178	1,3
	USB na	1,0 a	0,5 a	4,5 a	0,3 a	0,8 a	-	-	0,7 a	1,6 a	0,1 a	0,65 a	201	2,3*
E%	Sistema	85 a	83 a	65 a	64 a	65 a	-	-	64 a	60 a	87 a	-	36	0,9 ns
Fe (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	6,1 a	19,9 a	19,9 a	7,1 a	7,1 a	-	-	13,9 a	13,9 a	16,6 a	16,6 a	101	1,6 ns
	FAS	3,3 b	6,3 b	9,1 b	3,5 b	10,9 ab	-	-	36,2 a	18,1 ab	13,4 ab	16,2 ab	147	2,8**
	USB na	3,6 bc	1,7 c	9,3 bc	2,9 c	2,7 c	-	-	26,4 a	23,7 ab	13,7 abc	17,5 abc	113	5,9**
E%	Sistema	84 a	87 a	72 a	79 a	67 ab	-	-	31 ab	24 b	68 ab	-	33	4,0**
Mn (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	1,4 b	1,7 b	1,7 b	3,0 a	3,0 a	-	-	2,5 ab	2,5 ab	2,5 ab	2,5 ab	36	5,4**
	FAS	0,6 b	0,4 b	0,9 b	2,5 a	2,7 a	-	-	3,7 a	2,7 a	2,8 a	2,5 a	53	13,5**
	USB na	0,7 cd	0,3 d	0,8 bcd	1,9 abc	3,0 a	-	-	3,3 a	3,1 a	2,5 ab	2,5 ab	53	14,5**
E%	Sistema	75 a	77 a	78 a	48 a	42 a	-	-	33 a	33 a	44 a	-	32	3,7**
Zn (mg L <sup>-1</sup> )	ABR	30,0 a	32,7 a	32,7 a	15,7 a	15,7 a	-	-	10,4 a	10,4 a	10,0 a	10,0 a	116	1,4 ns
	FAS	11,3 a	10,1 a	10,2 a	18,6 a	12,3 a	-	-	13,9 a	11,4 a	9,7 a	10,0 a	132	0,2 ns
	USB na	24,8 a	9,6 a	23,7 a	12,6 a	12,6 a	-	-	11,8 a	13,7 a	11,2 a	11,2 a	169	0,4 ns
E%	Sistema	90 a	81 a	73 ab	55 abc	69 abc	-	-	22 bc	18 c	34 abc	-	42	5,1**

\*\* significativo ao nível de 1% de probabilidade ( $p < .01$ ); \* significativo ao nível de 5% de probabilidade ( $.01 \leq p < .05$ ); ns não significativo ( $p \geq .05$ ); As médias seguidas pela mesma letra não diferem estatisticamente entre si. Foi aplicado o Teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade. ( ' ) amostras do FAS e USB retiradas antes da aeração; ( " ) amostras do FAS e USB retiradas depois da aeração. No ensaio 4 não foi realizada a análise. Para o cálculo das eficiências foram usados somente os valores positivos.

As eficiências de remoção para o sistema de tratamento variaram de 33 a 72; de 13 a 79; de 29 a 70; de 0 a 38; de 60 a 87; de 24 a 87; de 33 a 78 e de 18 a 90% para Ca, K, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn durante os ensaios 1, 2, 3, 5 e 6, respectivamente. Segundo WHITELEY E LEE (2006) a utilização de bioprocessos anaeróbios e aeróbios, são de extrema importância na remoção de nutrientes, substâncias tóxicas e metais, e envolvem técnicas de remediação. Dentre os quais estão a bioadsorção, na qual os metais são removidos da solução aquosa por meio de sítios funcionais da biomassa, e a bioacumulação, a qual inclui processos responsáveis pela captação de íons metálicos por células vivas e a degradação enzimática, abrangendo mecanismos bioadsortivos, juntamente com a acumulação intracelular e bioprecipitação. Considerando-se a biomassa presente na manta de lodo do reator ABR, a biomassa formada no FAS e a manta de lodo do reator USB anóxico, a combinação dos mecanismos descritos pode ter promovido as eficiências de remoção de Cu, Fe, Mn e Zn no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico durante os ensaios.

#### **4.8 Coliformes Totais e Termotolerantes**

Os valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes dos afluentes e efluentes, e respectivas eficiências de remoção no ABR (câmaras 1 e 2), filtro aerado submerso e reator USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 6 estão apresentados na tabela 26.

Os valores médios de coliformes totais e termotolerantes no afluente variaram de  $2,4 \times 10^8$  a  $1,1 \times 10^{12}$  NMP (100 ml)<sup>-1</sup> e de  $2,4 \times 10^8$  a  $2,4 \times 10^{11}$  NMP (100 ml)<sup>-1</sup>, respectivamente (Tabela 26). As eficiências médias de remoção de coliformes totais e termotolerantes em porcentagem para o sistema de tratamento variaram de 95,41 a 99,9991% e de 99,37 a 99,996%, respectivamente e em log variaram de 3 a 5,07 log NMP (100 ml)<sup>-1</sup> e 2,20 a 4,34 log NMP (100 ml)<sup>-1</sup>. Pode-se observar que a eficiência na remoção de coliformes totais decaiu com a diminuição do TDH para os ensaios 1, 2 e 3, em virtude de arraste de lodo com o efluente dos reatores. E que a

maior eficiência de remoção ocorreu no ensaio 4 e 6. Durante o ensaio 4 foi observado o maior TRS no ABR, que foi de 57 e 38 d para as câmaras 1 e 2 (tabelas 13 e 14), respectivamente. E durante o ensaio 6 foi observado maior concentração de AVT (tabela 6) no afluente e o menor pH no afluente e efluentes, que foi de 6,6 (tabela 6). O tempo de retenção de sólidos assim como a diminuição do TDH pelo aumento dos AVT são fatores importantes na eliminação de microrganismos patogênicos (COTÉ et al., 2006; MASSÉ et al., 2011).

No afluente de águas residuárias de suinocultura, SANTANA (2004) verificou números de coliformes totais e termotolerantes, de  $8,4 \times 10^6$  a  $2,2 \times 10^8$  NMP/100 mL e de  $2,3 \times 10^5$  a  $2,2 \times 10^8$  NMP/100 mL, respectivamente, com SST de 5275 a  $11511 \text{ mg L}^{-1}$ . DUDA e OLIVEIRA (2009) obtiveram valores de coliformes totais, de  $2,5 \times 10^7$  a  $1,2 \times 10^9$  NMP/100 mL e similares aos de termotolerantes, de  $7,4 \times 10^6$  a  $1,6 \times 10^8$  NMP/100 mL. ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) obtiveram também números de coliformes totais, de  $7,5 \times 10^6$  a  $5,4 \times 10^7$  NMP/100 mL e de termotolerantes, de  $5,5 \times 10^6$  a  $4,3 \times 10^7$  NMP/100 mL, em águas residuárias de suinocultura com SST entre 4,5 a  $13,0 \text{ g L}^{-1}$ .

A inclusão do pós-tratamento contribuiu para o decréscimo de até 2 unidades decimais nos valores de coliformes totais e termotolerantes. Isso demonstra a importância da inclusão de pós-tratamento a sistemas anaeróbios para eliminação de patógenos. Mesmo não atendendo os limites estabelecidos para o padrão de lançamento de efluentes na CONAMA nº 357 (BRASIL, 2005), o sistema de tratamento foi capaz de reduzir em até 6 casas decimais a concentração de coliformes totais e termotolerantes.

Tabela 27. Valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes dos afluentes e efluentes, e respectivas eficiências de remoção no ABR (câmaras 1 e 2), filtro aerado submerso e reator USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4 e 6.

Ensaio	Reator	Coliformes Totais		Coliformes Termotolerantes	
		NMP/100 ml	% remoção	NMP/100 ml	% remoção
1	Afluente	$2,4 \times 10^{11}$	-	$2,4 \times 10^{11}$	-
	C1	$2,4 \times 10^8$	99,90	$2,4 \times 10^8$	99,90
	C2	$1,1 \times 10^8$	54,16	$1,1 \times 10^8$	54,16
	ABR	-	99,95	-	99,95
	FAS	$1,1 \times 10^8$	-	$1,1 \times 10^8$	-
	USB an	$2,4 \times 10^8$	-	$1,1 \times 10^8$	-
	Sistema	-	99,90	-	99,95
2	Afluente	$1,5 \times 10^9$	-	$1,5 \times 10^9$	-
	C1	$1,5 \times 10^8$	90,00	$1,2 \times 10^8$	92,00
	C2	$2,4 \times 10^7$	84,00	$2,4 \times 10^7$	80,00
	ABR	-	98,40	-	98,40
	FAS	$2,4 \times 10^7$	-	$1,0 \times 10^6$	58,33
	USB an	$9 \times 10^5$	96,25	$9 \times 10^5$	9,00
	Sistema	-	99,94	-	99,94
3	Afluente	$2,4 \times 10^8$	-	$2,4 \times 10^8$	-
	C1	$2,4 \times 10^7$	90,00	$2,1 \times 10^6$	99,12
	C2	$2,4 \times 10^7$	-	$4,3 \times 10^6$	-
	ABR	-	90,00	-	98,20
	FAS	$1,1 \times 10^7$	54,00	$9,3 \times 10^6$	-
	USB an	$1,1 \times 10^7$	-	$1,5 \times 10^6$	83,87
	Sistema	-	95,41	-	99,37
4	Afluente	$1,1 \times 10^{12}$	-	$4,6 \times 10^{10}$	-
	C1	$4,0 \times 10^7$	99,996	$4,3 \times 10^7$	99,90
	C2	$2,3 \times 10^8$	-	$1,2 \times 10^7$	72,09
	ABR	-	99,97	-	99,97
	FAS	$4,6 \times 10^7$	80,00	$2,1 \times 10^7$	-
	USB an	$9,3 \times 10^6$	79,78	$2,1 \times 10^6$	90,00
	Sistema	-	99,9991	-	99,995
6	Afluente	$2,4 \times 10^{11}$	-	$2,1 \times 10^{10}$	-
	C1	$4,3 \times 10^8$	99,82	$2,0 \times 10^7$	99,90
	C2	$2,4 \times 10^7$	94,41	$4,3 \times 10^6$	78,50
	ABR	-	99,990	-	99,97
	FAS	$9,3 \times 10^6$	61,25	$4,6 \times 10^6$	-
	USB an	$9,3 \times 10^6$	-	$4,6 \times 10^6$	-
	Sistema	-	99,996	-	99,97



## 5. CONCLUSÕES

O sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico deste estudo, composto por reator ABR (formado por duas câmaras), filtro aerado submerso (preenchido com anéis de plástico de eletrodo corrugado como material suporte) e o reator USB anóxico, nas condições operacionais impostas, com TDH variando de 64,1 a 16,7 horas, permitiu a obtenção de valores de eficiência de remoção de DQO<sub>total</sub>, SST, P - total e coliformes totais e termotolerantes de que variaram de 66 a 85%; de 69 a 90%; de 24 a 77%; 3 a 5,07 log NMP (100 ml)<sup>-1</sup> e 2,20 a 4,34 log NMP (100 ml)<sup>-1</sup>, respectivamente.

A maior parte da remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos, foi na primeira câmara do reator ABR. O filtro aerado submerso (FAS) não nitrificou durante os ensaios 1, 2 e 3, porém a partir do ensaio 4, com o aumento de oxigênio, foi possível obter nitrificação parcial com alta produção de nitrito, de até 171,2 mg L<sup>-1</sup>. O reator USB anóxico, instalado em série, foi importante para manter as eficiências de remoção do sistema de tratamento estáveis em resposta às modificações de aeração e desprendimento do biofilme formado no filtro aerado submerso, para promover a desnitrificação e ainda na estabilização do lodo, atenuando as condições eventuais de choque orgânico.

A respeito dos resultados específicos deste estudo, foi possível verificar que:

- As altas cargas aplicadas na primeira câmara do ABR, variando de 4,8 a 37 g L<sup>-1</sup> não foram limitantes para obter elevadas eficiências de DQO total e SST de até a 71%, respectivamente. Isto indica que o mesmo é estável frente às variações de SST;
- Verificou-se que é possível altas produções e recuperação de metano no ABR, que neste estudo alcançou valores de até 0,843 L CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup> e 83% de metano na composição do biogás e verificou-se maiores produções com TDH mais baixos;
- Que ciclos de aeração seguidos de intervalos de até cinco horas de não aeração, não favoreceram o processo de nitrificação no FAS, favorecendo as bactérias heterotróficas em virtude às altas cargas orgânicas aplicadas;

- Houve influência da condição de aeração (intermitente), acarretando em valores baixos ou até mesmo negativos de eficiência de remoção de matéria orgânica e de nutrientes. Tais situações ocorreram em virtude do desprendimento e carregamento do biofilme formado no filtro aerado submerso, condição que foi atenuada pela adição do reator USB anóxico, promovendo assim, elevados valores de eficiência de remoção de matéria orgânica e coliformes para o sistema anaeróbio, aeróbio e anóxico, aumentando a qualidade do efluente;
- A Remoção de micronutrientes foi de até 85% para Cu, 84% para Fe, 78 % para Mn e 90% para Zn.

Portanto o sistema de tratamento mostrou-se eficaz na remoção de matéria orgânica e produção de metano.

## 6. REFERÊNCIAS

ABIPECS. **Brazilian Pork**: relatório 2012b. Disponível em <[http://www.abipecs.org.br/uploads/relatorios/relatoriosassociados/ABIPECS\\_relatorio\\_2012\\_pt.pdf](http://www.abipecs.org.br/uploads/relatorios/relatoriosassociados/ABIPECS_relatorio_2012_pt.pdf)> . Acesso em 07 jun. 2013b.

ABIPECS. **Produção mundial de Carne suína**. Disponível em <<http://www.abipecs.org.br/pt/estatisticas/mundial/producao-2.html>>. Acesso em: 07 jun. 2013a.

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

ABREU NETO, M. S. de; OLIVEIRA, R. A. de. Remoção de matéria orgânica, de nutrientes de coliformes no processo anaeróbio em dois estágios (Reator compartimentado seguido de reator UASB) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 29, n.1, p. 148-161, 2009.

ABREU, S B; ZAIAT, M. Desempenho de Reator Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo no Tratamento de Esgoto Sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v.13, p.181-188, 2008.

ADAIR, K.; SCHWARTZ, E. Evidence that ammonia-oxidizing archaea are more abundant than ammonia-oxidizing bacteria in semiarid soils of Northern Arizona, USA. **Microbial Ecology**, New York, v.56, p.420–426, 2008.

ALETTE A. M.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute wastewater using an anaerobic baffled reactor: effect of low temperature. **Water Research**, New York, v. 34, n.15, p. 3867-3875, 2000.

ALVIM, C. A. N. **Influências do pré-tratamento por stripping na desnitrificação convencional e pela via curta, em RBS aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário**. 2010. 85 f. Mestrado (Dissertação)- Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2010.

ANTHONISEN, A.C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T.B.S.; SRINATH, E.G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal of the Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v.48, p. 835-852, 1976

APHA. AWWA. WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21<sup>th</sup> ed. Washington, 2005. 1569p.

BACHMANN, A.; BEARD, V. L.; McCARTY, P.L. Performance Characteristics of the Anaerobic Baffled Reactor. **Water Research**, New York, v.19, n. 1, p. 99-106, 1985.  
BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The Use of Anaerobic Baffled Reactor (ABR) for Wastewater Treatment: A Review. **Water Research**, New York, v. 33, n. 7. p.1559-1578, 1999.

BARROS, F. G.; CAMPOS, J. R. Tratamento de Esgotos Sanitários por Reator Anaeróbio Compartimentado. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 23., 1992, Havana. **Anais...** p. 297- 307.

BASSIM, J. P. **Remoção biológica de nutrientes em sistemas compactos e estudo da diversidade microbiana por técnicas de biologia molecular**. 2012. 230 f.Tese (Doutorado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

BAYRAKDAR, A. et. al. Performance of sulfidogenic anaerobic baffled reactor (ABR) treating acidic and zinc-containing wastewater. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 100, p.4354–4360, 2009.

BELMONTE, M.; VAZQUEZ-PADIM, J. R.; FIGUEROA, M.; CAMPOS, J. L.; MENDEZ, R.; VIDAL, G. Denitrifying activity via nitrite and N<sub>2</sub>O production using acetate and swine wastewater. **Process Biochemistry**, London, v.47, p.1202 – 1206, 2012.

BEMAN, J.M.; FRANCIS, C.A. Diversity of ammonia-oxidizing archaea and bacteria in the sediments of a hypernutrified subtropical estuary: Bahia del Tobari, Mexico. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 72, p.7767–7777, 2006.

BEMAN, J.M.; POPP, B.N.; FRANCIS, C.A. Molecular and biogeochemical evidence for ammonia-oxidation by marine Crenarchaeota in the Gulf of California. **International Society for Microbial Ecology**, Lawrence, v.2, p.429–441, 2008.  
BITTON, G. **Wastewater microbiology**. New York: Willey-liss, 1994. 473p.

BLACKBURNE, R.; YUAN, Z.; KELLER, J. Demonstration of nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater. **Water Research**, New York, v.42, p.2166 – 2176, 2008.

BODKHE, S. Y. A modified anaerobic baffled reactor for municipal wastewater treatment. **Journal of Environmental Management**, London, v.90, p.2488-2493, 2009.

BOOPATHY, R. Biological treatment of swine waster using anaerobic baffled reactors. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 64, p. 1-6, 1998.

BOOPATHY, R.; SENIOR, E. Treating distillery waste water from a scotch whisky factory. **Biomass**, Glaslow, v.16, 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

BOOPATHY, R.; TILCHE, A., Anaerobic Digestion of High Strenght Molasses Wastewater Using Hybrid Anaerobic Baffled Reactor. **Water Research**, New York, v.25, n. 7, p.785-790, 1991.

BORJA, R.; BANKS, C.J. Response of an anaerobic fluidized bed reactor treating ice-cream wastewater to organic, hydraulic, temperature and pH shocks. **Journal of Biotechnology**, Amsterdam, v.39, n.3, p.251–259, 1995.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. CONAMA. Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de águas e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Brasília, n.53, 18 mar. 2005.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Resolução nº 430, de 15 de maio de 2011. Dispões sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução 357 de 17 de março de 2005 do Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Diário Oficial da União**, Brasília, n.92, 16 maio 2011.

BUELNA, G.; DUBÉ, R.; TURGEON, N. Pig manure treatment by organic bed biofiltration. **Desalination**, Amsterdam, v. 231, n. 1-3, p.297-304, 2008.

CABEZAS, A.; ETCHEBEHERE, C.; MUXÍ, L. Quantification of autotrophic nitrifying bacteria in wastewater treatment systems. In: WORLD CONGRESS, 10., 2004, Montreal... **Proceedings of "Anaerobic Digestion"**.

CAMPOS, J.L.; GARRIDO-FERNÁNDEZ, J.M., MOSQUERA-CORRAL, A., MÉNDEZ, R. Stability of a nitrifying activated sludge reactor. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 35, pp. 87-92, 2007

CANGANI, M. T. **Tratamento anaeróbio – aeróbio de águas residuárias de suinocultura e reuso na produção de milho e silagem**. 2011. 221f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2011

CHAN, J. Y.; CHONG, M. F.; LAW, C. L.; HASSEL, D. G. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater **Chemical Engineering Journal**, Lausanne, v. 155, p. 1-18, 2009.

CHENG, J.; LIU, B. Nitrification/denitrification in intermittent aeration process for swine wastewater treatment. **Journal Environmental Engineering**, Reston, v. 127, n 8, 705-711, 2001

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**: princípios do tratamento biológico em águas residuárias. 2. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2007. 359p.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A. C.; FORESTTI, E.; CYBIS, L. F. **Pós – tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Rio de Janeiro: ABES, 2001. 359 p.

CHERNICHARO, C.A.L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v.5, 245 p.

COHEN, Y. Biofiltration – the treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.77, p.257-274, 2001.

COTÉ, C.; MASSÉ, D. I.; QUESSY, S. Reduction of indicator and pathogenic microorganisms by psychrophilic anaerobic digestion in swine slurries. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 97, p. 686 - 691, 2006.

DE VET, W.; DINKLA, I.; MUYZER, G.; RIETVELD, L.; VAN LOOSDRECHT, M. Molecular characterization of microbial populations in groundwater sources and sand filters for drinking water production. **Water Research**, New York, v.43, 182–194, 2009

DENG, L.; ZHENG, P.; CHEN, Z.; MAHMOOD, Q. Improvement in post-treatment of digested swine wastewater. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.99, p.3136 - 3145, 2008.

DIESEL, R. **Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2002. 30p. (Boletim Informativo de Pesquisa, 14).

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. M. **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.

DUDA, R. M. **Desempenho e atividade da microbiota de sistema anaeróbio em dois estágios com reatores de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e de leito fixo (Filtro anaeróbio) seguidos de filtro biológico percolador para o pós tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2010. 237 f. Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2010.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A . de. Reatores anaeróbios operados em batelada sequencial, seguidos de lagoas de polimento, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. Parte II: Remoção de nutrientes e coliformes. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 29, n.1, p. 135-147, 2009b.

EL – SHAFI S. A., ZAHID W. M. Performance of aerated submerged biofilm reactor packed with local scoria for carbon and nitrogen removal from municipal wastewater. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 143, p. 476-482, 2013.

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.

FLORENCIO, L.; ALMEIDA, P. G. S. MENDONÇA, N. M., JR VOLSHAM, I.; NETO, C. O. A.; PIVELI, R. P. CHERNICHARO, C. A. L. Nitrificação em reatores anaeróbios com biomassa aderida. In VON SPERLING, M.; MOTA, F. S. B. (Ed.). **Esgoto. nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção**. Rio de Janeiro: ABES, 2009. p. 263 - 292,2009

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

FRANCIS, C.A., BEMAN, J.M., KUYPERS, M.M.M. New processes and players in the nitrogen cycle: the microbial ecology of anaerobic and archaeal ammonia oxidation. **International Society for Microbial Ecology**, Lawrence, v.1, p. 19–27, 2007

GIRARDI, M. H. **The microbiology of anaerobic digesters**. New York: Jon Wiley and Sons, 2003. p. 130.

GRADY C. P. L. Modelling of biological fixed films—a state-of-the-art review. In: WU, Y.C.; SMITH, E.D. (Ed.). **Fixed-film biological processes for wastewater treatment**. Park Ridge: Noyes Data, 1983. p.75-134.

HAN, H.; LI, H.; WANG, X.; QJAO, X.; LIU, J. Environmental capacity of nitrogen and phosphorus pollutions in Jiaozhou Bay, China: Modeling and assessing. **Marine Pollution Bulletin**, Oxford, v. 63, p.262-266, 2011.

HASEBORG E. T.; ZAMORA T. M.; FROHLICH J.; FRIMMEL F. H.,. Nitrifying microorganisms in fixed-bed biofilm reactors fed with different nitrite and ammonia concentrations. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 101, 1701-1706, 2010

HELLINGA, C.; SCHELLEN, A.A.J.C.; MULDER, J.W.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium rich wastewater, **Water Science and Technology**, Oxford, v. 37, pp. 135-142, 1998



HIGARASHI, M. M.; KUNZ, A.; OLIVEIRA, P. A. V. Redução da carga poluente: sistemas de tratamento futuro. In: SEGANFREDO M. A.(Ed.). **Gestão ambiental na suinocultura**. Brasília: Embrapa Informação Tecnológica. 2007. cap. 2, p.37-62. IBGE- Fundação Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Disponível em: <[http://sidra .ibge.gov.br](http://sidra.ibge.gov.br)>. Acesso em: 15 mar. 2013

JIN-YOUNG, A.; KWON, J.C.; AHN, D.W.; SHIN, D.H.; SHIN, H.S.; KIM, B.W. Efficient nitrogen removal in a pilot system based on upflow multi-layer bioreactor for treatment of strong nitrogenous swine wastewater. **Process Biochemistry**, London, v. 42, n 5, p. 764-772, 2007.

KISHIDA, N.; KIM, J.; CHEN, M.; SASAKI, H. SUDO, R. Effectiveness of oxidation-reduction potential and ph as monitoring and control parameters for nitrogen removal in swine wastewater treatment by sequencing batch reactors. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, Osaka, v.96, n.3, p.285-290, 2003.

KORNBOONRASKA T., LEE H. S. Factors affecting the performance of membrane bioreactor for piggery wastewater treatment. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.100, p.2926-2932, 2009.

KORNBOONRASKA T., LEE H. S., LEE S. H., CHIEMCHAISRI C. Application of chemical precipitation and membrane bioreactor hybrid process for piggery wastewater treatment. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.100, p.1963-1968, 2009.

KRISHNA, G.V.T.; Kumar, Pramod; Kumar, Pradeep. Treatment of low-strength soluble wastewater using an anaerobic baffled reactor (ABR). **Journal of Environmental Management**, London, v.90, p.166-176, 2009.

KUNZ A.; HIGARASH M. M.; OLIVEIRA P. A. V. Redução da carga poluente: a questão dos nutrientes. In: SEGANFREDO M. A.(Ed.). **Gestão ambiental na suinocultura**. Brasília: Embrapa informação tecnológica, 2007. cap 4, p.103-118. LEGISE, J.P.; GILLES P.; MUREAUD, H. A new development in biological aerated filter bed technology. In: WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION CONFERENCE, 53., 1980, Las Vegas. **Annual...**

LEININGER, S.; URICH, T.; SCHLOTTER, M.; SCHWARK, L.; QI, J.; NICOL, G.W.; PROSSER, J.I.; SCHUSTER, S.C.; SCHLEPER, C. Archaea predominate among ammoniaoxidizing prokaryotes in soils. **Nature**, London, v.442, p.806–809, 2006.

LEITÃO, R. C.; VAN HAANDEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.97, p.1105-1118, 2006.  
MAGRI, A.; FLOTATS, X. Modelling of biological nitrogen removal from the liquid fraction of pig slurry in a sequencing batch reactor. **Biosystem Engineering**, London, v. 101, n 2, p. 239-259, 2008.

MANN, A.T.; STEPHENSON, T. Modelling biological aerated filters for wastewater treatment. **Water Research**, New York, v. 31, n.10, p. 2443-2448, 1997.

MASCARENHAS, L.C; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C. A. L. de. Avaliação de lagoas de polimento rasa, em série, para o pós- tratamento de efluentes de reator UASB. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 9, n.1, p.45-54, 2004.  
MASSÉ, D. I.; MASSE, L. The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**, Amsterdam,v.76, p.91-98, 2001.

MASSÉ, D.; GILBERT, Y.; TOPP, E. Pathogen removal in farm-scale psychrophilic anaerobic digesters processing swine manure. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.108, p.641-648, 2011.

MCCARTY, P. L.; SMITH, D. P. Anaerobic Wastewater Treatment. **Environmental Science Technology**, Easton, v.20, n.12, p.1200-1206, 1986.

MENDONÇA L. C. **Microbiologia e cinética de sistemas de lodos ativados como pós – tratamento de efluentes de reator anaeróbio de leito expandido**. 2002. 240 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de Paulo, São Carlos, 2002.

MENDONÇA, L.C.; OLIVEIRA, A.L.; GINNOTI, E.P.; CAMPOS, J.R.; BLUNDI, C.E. Caracterização microbiológica de um sistema de remoção de nitrogênio em batelada. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA, 21., 2001, João Pessoa. **Anais....** Disponível em: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/brasil/ii-105.pdf>. Acesso em: 07 set. 2013.

METCALF; EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4<sup>th</sup> ed. New York: McGraw Hill, 2003.

MOSIER, A.C.; FRANCIS, C.A. Relative abundance and diversity of ammoniaoxidizing archaea and bacteria in the San Francisco Bay estuary. **Environmental Microbiology**, Oxford, v.10, p.3002–3016, 2008

MOTA, C.; HEAD, M. A.; RIDENOURE, J. A.; CHENG, J.J. Effects of aeration cycles on nitrifying bacterial populations and nitrogen removal in intermittently aerated reactors. **Applied and Environ Microbiology**, Washington, v.71, n.12, p.8565-8572, 2005.

MOTA, C.; RIDENOURE, J.; CHENG, J.; REYES, F.L. High levels of nitrifying bacteria in intermittently aerated reactors treating high ammonia wastewater. **FEMS Microbiology Ecology**, Amsterdam, v.54, p.391-400, 2005

MOTTERAN F.; PEREIRA E. L.; CAMPOS C. M. M. The behaviour of an anaerobic baffled reactor (ABR) as the first stage in the biological treatment of hog farming effluents. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, São Paulo, v.30, n.2, p. 299-310, 2013.

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**. London, v.31, n.11, p.2737-2746, 1997.

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.

NKMENKA, V. N; MURTO, M. Evaluation of biogas production from seaweed in batch tests and in UASB reactors combined with the removal of heavy metals. **Journal of Environmental Management**, London, v.91, p.1573-1579, 2010.

NOGUEIRA, C. C. P.; SILVA, I. J. O. Aplicação de águas residuárias de suinocultura na irrigação. **Revista Thesis**, São Paulo, v.6, p.18-29, 2006.

NOUR, E.A. **Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator compartimentado anaeróbio**. 1996. 148 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

NRC - National Research Concil. **Nutriente requirements of swine**. 10<sup>th</sup> rev. ed. Washington: National Academy Press, 1998. 189 p.

OBAJA, D. S. M.; COSTA, C. S; MATA-ALVAREZ, J. Nitrification, denitrification and biological phosphorus removal in piggery wastewater using a sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 87, n.1, p.103-111, 2003.

OBAJA, D. S. M.; MATA-ALVAREZ, J.; Biological nutrient removal by a sequencing batch reactor (SBR) using an internal organic carbon source in digested piggery wastewater. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 96, n.7, p.7-14, 2005.

OLIVEIRA, R. A. de; SANTANA, A. M. de. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (uasb) em dois estágios seguidos de reator operado em batelada sequencial (RBS). **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 31, n. 1, 2011.

OLIVEIRA, R.A. de, FORESTI, E. Balanço de massa de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.24, n.3, p. 807-820, 2004.

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.Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1997.

OSADA, T.; HAGA, K.; HARADA, Y. Removal of nitrogen and phosphorus from swine wastewater by the activated sludge units with the intermittent aeration process. **Water Research, New York**, v.25, n.11, p.1377-1388, 1991.

PAGACOVA, P.; GALBOVA, K.; DRTIL, M.; JONATOVA, I. Denitrification in USB reactor with granulated biomass. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.101, p. 150-156, 2010.

PALHARES J. C. P. Legislação ambiental e suinocultura: barreiras, leis e futuro. In: SEGANFREDO M. A.(Ed.). **Gestão ambiental na suinocultura**. Brasília: Embrapa Informação Tecnológica. 2007. cap 2, p.37-62.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Eficiência de um sistema de reatores anaeróbios no tratamento de efluentes líquidos de suinocultura. **Acta Scientiarum Technology**, Maringá, v.33, n.3, p.287-293, 2011.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Physical-chemical and Operational Performance of an anaerobic baffled reactor (ABR) treating swine wastewater. **Acta Scientiarum Technology**, Maringá, v. 32, p. 399-405, 2010.

PEREIRA, L. P. F.; MERCANTE, C. T. J. A amônia nos sistemas de criação de peixes e seus efeitos sobre a qualidade da água. Uma revisão. **Boletim do Instituto de Pesca**, São Paulo, v. 31, n. 1, p. 81–88, 2005.

POVINELLI, S. C. S., **Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário**. 1994. 128 f. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

PROSSER, J.I.; NICOL, G.W.. Relative contributions of archaea and bacteria to aerobic ammonia oxidation in the environment. **Environmental Microbiology**, Oxford, v.10, p.2931–2941, 2008

REBAH, F. B.; KANTARDJIEFF, A.; YEZZA, A.; JONES, J. P., A.; REMIGI, E. Performance of two combined anaerobic–aerobic biofilters packed with clay or plastic media for the treatment of highly concentrated. **Desalination**, Amsterdam, v. 253, n. 1/3, p.141-146, 2010.

RITTMANN, B.E., MCCARTY, P.L. **Environmental biotechnology**: principles and applications. New York: McGraw-Hill, 2001.

RUIZ, G.; JEISON, D.; CHAMY, R., “Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration”, **Water Research**, New York, v. 37, p.1371-1377, 2003

SANTANA A. M. **Atividade da 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.

SANTOS, A. C. dos. **Tratamento de águas redsiduárias de suinocultura em reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator operado em bateladas sequenciais**. 2009. 170 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2009.

SANTOS, S. C. **Sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico para águas residuárias de suinocultura: remoção de matéria orgânica, de nutrientes e de coliformes**. 2011. 231 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2011.

SARATHCHANDRA, U. Nitrification activities and the changes in the populations of nitrifying bacteria in soil perfused at two different H-ion concentrations. **Plant and Soil**, The Hague, v.50, n.1, p.99-111, 1978.

SCHMIDT, E. L.; BELSER, L. W. Nitrifying bacteria. In: PAGE, A.L. **Methods of soil analysis- chemical and microbiological properties**. 2<sup>nd</sup> ed. Wisconsin: American Society of Agronomy, 1982. p.1027-1042.

SEDLAK, R. **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater**. 2<sup>nd</sup> ed. New York: Lewis Publishers, 1991.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. **Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades**. 209 f. 2001. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Agrícola. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2001.

SLIEKERS, A. O.; DERWORT, N.; GOMEZ J. L. C.; STROUS, M.; KUENEN, J. G. JETTEN, M. S. M. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. **Water Research**, New York, v. 36, p.3475-3482, 2002.

SOBSEY, M.D.; KHATIB, L.A.; HILL, V.R.; ALOCILJA, E.; PILLAI, S. Pathogens in animal wastes and the impacts of waste management practices on their survival, transport and fate. In: MWPS - MidWest Plan Service. **White papers on animal agriculture and the environment**. Ames: Iowa State University, 2001. cap. 17.

STEINMETZ, R.L.R.; KUNZ, A.; DRESSLER, F.E.M.M.; MARTINS, A. F. Study of metal distribution in raw end screened swine manure. **CLEAN - Soil Air Water**, Weinheim, v.37, n 3, p. 239-244, 2009.

SURAMPALLI, R.Y.; TYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 61, pp. 151-157, 1997.

TAWFIK, A. Two stage anaerobic baffled reactors for bio-hydrogen production from municipal food waste. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.102, p. 8723–8726, 2011.

URBINATI E. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores UASB e em batelada com fase aeróbia, em série, e reuso na produção de milho e sorgo**. 2011. Tese (Doutorado em microbiologia agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2011.

URBINATI, E.; DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. de. Performance of UASB reactors in two stages under different HRT and OLR treating residual waters of swine farming. **Engenharia Agricola**, Jaboticabal , v. 33, n. 2, 2013.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate**. Chichester: John Wiley, 1994. 226 p.

VAN RIJN, J.; TAL, Y.; SCHREIER, H. J. Denitrification in recirculating systems: theory and applications. **Aquacultural Engineering**, Essex, v.34, p.364-376, 2006.

VANOTTI M. B.; SZOGI A. A.; HUNT P. G. Extraction of soluble phosphorus from swine wastewater. **Transactions of the ASAE**, St. Joseph, v.46, p.1665-1974, 2003.

VARGA, D. de la; DÍAS, M. A.; RUIZ, I.; SOTO, M. Heavy metal removal in an UASB-CW system treating municipal wastewater. **Chemosphere**, Oxford, v.93, p.1317-1323, 2013.

VIANCELLI, A.; KUNZ, R.L.R.; STEINMETZ, J.D.; KICH, C.K.; SOUZA, C.W.; CANAL, A.; COLDEBELLA, P.A.; ESTEVES, C.R.M.; BARARDI. Performance of two swine manure treatment systems on chemical composition and on the reduction of pathogens. **Chemosphere**, Oxford, v. 90, p. 1539-1544, 2013.

VISSER, A.; GAO, Y.; LETTINGA, G. Effects of pH on methanogenesis and sulphate reduction in thermophilic (55 °C) UASB reactors. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 44, n.2, p.113–121, 1993.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2002. 428 p.

WAKI, M.; YASUDA, T.; FUKUMOTO, Y.; KURODA, K.; SUZUKI, K. Effect of electron donors on anammox coupling with nitrate reduction for removing nitrogen from nitrate and ammonium. . **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 120, p. 592-598 , 2013,

WEI, X. M.; LIN, C.; DUAN, N.; PENG, Y. X.; YE, Z. Y. Application of aerobic biological filter for treating swine farms wastewater. **Procedia Environmental Sciences**, Amsterdam, v.2, p.1569-1584, 2010.

WESTERMAN, P. W.; BICUDO, J.R.; KANTARDJIEFF, A. Up flow biological aerated filters for the treatment of flushed swine manure. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 74, p.181-190, 2000

WHITELEY, C. G.; LEE, D. J. Enzyme technology and biological remediation: review. **Enzyme and Microbial Technology**, New York, v. 38, p. 291-316, 2006.

WINKLER, M.; COATS, E. R.; BRINKMAN, C.K. Advancing post-anoxic denitrification for biological nutrient removal. . **Water Research**, London, v. 45, n.18, p.6119-6130, 2011.

YANG, S; YANG, F. Nitrogen removal via short-cut simultaneous nitrification and denitrification in an intermittently aerated moving bed membrane bioreactor. **Journal of Hazardous Materials**, Amsterdam, v.195, p.316-323, 2011

ZHU, N. W. Effect of low initial C/N ratio on aerobic composting of swine manure with rice straw. **Bioresource Techn**