

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS
CAMPUS DE JABOTICABAL

**SISTEMA DE TRATAMENTO ANAERÓBIO, AERÓBIO E
ANÓXICO PARA ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA:
REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, DE NUTRIENTES E DE
COLIFORMES**

Samantha Christine Santos
Bióloga

Jaboticabal – SÃO PAULO – Brasil
Fevereiro de 2011

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS
CAMPUS DE JABOTICABAL

**SISTEMA DE TRATAMENTO ANAERÓBIO, AERÓBIO E
ANÓXICO PARA ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA:
REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, DE NUTRIENTES E DE
COLIFORMES**

Samantha Christine Santos

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

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

Jaboticabal – SÃO PAULO – Brasil
Fevereiro de 2011

DADOS CURRICULARES DA AUTORA

SAMANTHA CHRISTINE SANTOS – Filha de Marcos César dos Santos e Tânia Cristina Ferreira da Costa, nascida em White Plains, no Estado de Nova Iorque, EUA, no dia 30 de outubro de 1985. Graduada em Ciências Biológicas pela Universidade Federal de Alfenas – MG, em janeiro de 2009. Em março de 2009 iniciou o curso de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária, em nível de Mestrado, na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, da Universidade Estadual Paulista - UNESP, situada em Jaboticabal – SP.

"Daquilo que é óbvio, daquilo que nos faz um tanto bem maior, daquilo que nos faz amadurecer diariamente: a capacidade que a gente tem de olhar no olho, de agradecer, de poder dialogar, criticar com sensibilidade, com coragem. Que a gente saiba valorizar cada momento nosso, porque todo mundo aqui já está automaticamente em extinção; só existe um de cada um de nós. Que a gente saiba cuidar muito bem disso."

Fernando Anitelli

A DEUS:

*Dedico essa etapa concluída de minha vida a **DEUS** que esteve sempre em meus pensamentos, dando-me saúde, força a cada dificuldade, coragem, perseverança, me iluminando na caminhada até aqui.*

*“Não te mandei eu? Sê forte e corajoso;
não temas, nem te espantes, porque o SENHOR,
teu Deus, é contigo por onde quer que andares”.
(Josué 1:9)*

Ao meu pai Marcos e minha irmã Aline:

Obrigada por acreditarem em mim, e por nunca me dizerem que a vida era fácil, mas por sempre me ensinarem a encará-la, fortificando-me frente aos problemas. Por me fazerem entender, inúmeras vezes, que os meus valores são o que de mais especial eu tenho...

*À Deus, cuja fé me fortaleceu, nos momentos mais difíceis, em todas as etapas deste estudo.

*Ao Professor Dr. Roberto Alves de Oliveira pela orientação e pela oportunidade de realização do curso de Pós-Graduação ao nível de Mestrado.

*À Gracie, Mario, Rose e Adriana, pelas inúmeras contribuições passadas por meio dos esforços nas montagens dos reatores e das dissertações e teses.

*Aos Professores Dr. Carlos Augusto de Lemos Chernicharo e Dr. Edson Aparecido Nour pela nobre participação na Banca de Defesa, disponibilidade e grandiosas contribuições a este estudo. Foi uma honra recebê-los.

*Ao Professor Dr. Ruben Pablo Schocken-Iturrino e à Professora Dra. Tânia Leme de Almeida pelas valiosas contribuições a este estudo, pela participação no Exame Geral de Qualificação, pelo carinho, elogios, sensibilidade e imensa atenção dispensada.

*À Dra. Eloísa Pozzi (USP-EESC/SHS) pela atenção e solicitude na realização dos exames de microscopia óptica.

*À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo - FAPESP, pelos recursos financeiros para a pesquisa e pela concessão de bolsa de mestrado para o desenvolvimento deste estudo.

*À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - CAPES pela concessão da bolsa de mestrado para o desenvolvimento de parte deste estudo.

*Aos funcionários da Secretaria de Pós-Graduação pela disposição e ajuda sempre prestada, em especial à Márcia, pela simpatia e solicitude.

*Aos professores do Curso de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária da UNESP – FCAV, pelas disciplinas ministradas e pelo aprimoramento acadêmico, em especial ao Professor Dr. Luis Augusto do Amaral, o qual ofereceu uma rara oportunidade de repensar o funcionamento da mente, na formação de pensamentos, ideias, memórias, emoções e sentimentos. Muito obrigada pelas indicações dos livros de “Augusto Cury”, viabilizando a finalização deste estudo: *"Sou um eterno aprendiz que no traçado da história tenta entender quem sou. Sou apenas um caminhante a procura de mim mesmo."* - Augusto Cury, *O Vendedor de Sonhos*. *À todos os amigos das disciplinas cursadas do programa de pós-graduação, pela boa convivência, conversas e conselhos nos corredores, e pelo aprendizado durante estes dois anos.

*Aos Funcionários do Departamento de Engenharia Rural: Ailton, Carlos, Cidão, Clarice, Davi, Fiapo, Jair, Luizinho, Luis, Luis Cláudio, Maranhão, Marquinho, Miriam, Primo, Silvia e Tião pela eterna paciência, amizade, convivência, conselhos e auxílios prestados.

*Aos queridos amigos de laboratório: Adriana, Alex, André, Alexandre, Ariane, Cíntia, Cristiane, Denise, Gilvania, Giovana, Juliana, Laura, Natasha, Marcelo, Renata, Ricardo, Reginaldo e Silvia muito obrigada pelo apoio e risadas. À Rose, pela dedicação à pesquisa, pela incansável e insubstituível ajuda (tantas e tantas vezes) e solicitude. À Natani, Carol e Silvana, pela alegria, por todo apoio e momentos de descontração. Ao querido amigo Estevão, pela serenidade, pelos conhecimentos passados a mim, pela prontidão em me ajudar e me ouvir. Ao querido amigo Max, pela verdadeira amizade, sem o qual não seria possível a conclusão deste trabalho, pela ajuda até nas situações mais “furadas”, por tornar meus dias mais divertidos, tornando as dificuldades mais amenas. Sentirei muita saudade de vocês!

*À minha família, que a cada momento e vitória de minha vida, estiveram presentes, mesmo com a minha ausência. Ao meu pai, pelo apoio, por tudo que fez na vida para me proporcionar essa e outras tantas conquistas, abdicando de seus sonhos para que eu pudesse realizar os meus. A minha irmã pela amizade verdadeira, incansável esforço em me ouvir e me aconselhar, pelas palavras e incentivos nos momentos difíceis. A minha avó Gessi e a minha tia Maria Helena pelas orações e exemplo que herdei de coragem, constância e fortaleza de espírito. A Terê pelo carinho maternal, doces conselhos, orações e ajuda espiritual.

*Ao querido Lucas pela imensa ajuda, encorajamento, carinho doados, conselhos e paciência, fazendo com que eu mantivesse fé e esperança, sem o qual essa caminhada teria sido mais difícil.

*Às amigas que me acolheram em Jaboticabal, Cíntia e Carol, muito obrigada pela sensibilidade, pelas mensagens de otimismo e perseverança, pela paciência e intensa torcida em todas as fases deste estudo.

*Aos meus amigos de infância, aos Professores e amigos da Universidade Federal de Alfenas – MG, em especial ao Professor Dr. Cláudio Antônio Andrade de Lima, pela amizade e por todas as situações compartilhadas em todos esses anos, pela alegria e atenção constantes.

* A empresa *Estância Estiva* pelo fornecimento de águas residuárias de suinocultura durante uma etapa deste estudo tornando possível a continuidade do experimento.

Muitíssimo obrigada a todos pela disposição e carinho para que este estudo fosse realizado.

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE FIGURAS.....	iii
LISTA DE TABELAS.....	x
LISTA DE ABREVIATURAS.....	xvi
RESUMO.....	xvii
ABSTRACT.....	xviii
I. INTRODUÇÃO.....	1
II. REVISÃO DE LITERATURA.....	4
2.1. Suinocultura.....	4
2.2. Tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura.....	6
2.2.1. Reator anaeróbio compartimentado.....	11
2.2.2. Avaliação da atividade metanogênica específica.....	17
2.3. Pós-tratamento de águas residuárias.....	21
2.3.1. Filtro aerado submerso no tratamento de águas residuárias.....	25
2.3.2. Processos de remoção de nitrogênio e fósforo no tratamento de águas residuárias.....	29
III. MATERIAL E MÉTODOS.....	35
3.1. Local do experimento.....	35
3.2. Instalações experimentais.....	35
3.3. Afluente.....	41
3.4. Descrição da operação e acompanhamento do sistema de tratamento.....	42
3.5. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos nos afluentes, efluentes, lodo e biogás: amostragem, frequência e metodologias.....	45
3.5.1. Amostragem.....	46
3.5.2. Temperatura.....	46

3.5.3. Análise estatística.....	46
3.5.4 Procedimento de partida do sistema.....	47
IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	48
4.1. Temperatura.....	48
4.2. Demanda química de oxigênio.....	53
4.3. Sólidos suspensos totais e voláteis.....	73
4.4. Produção e composição de biogás.....	86
4.5. pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	90
4.6. Sólidos totais e voláteis do lodo.....	101
4.7. Teores de macronutrientes e micronutrientes.....	103
4.7.1. Nitrogênio.....	107
4.7.2. Fósforo.....	119
4.7.3. Cálcio, potássio, magnésio e sódio.....	124
4.7.4. Cobre, ferro, manganês e zinco.....	128
4.8. Coliformes totais e termotolerantes.....	133
4.9. Bactérias nitrificantes oxidadoras de amônia e de nitrito, e bactérias heterotróficas e desnitrificantes.....	136
4.10. Microscopia de luz.....	139
4.11. Atividade específica da microbiota.....	146
V. CONCLUSÕES	149
VI. REFERÊNCIAS.....	153
ANEXOS.....	178

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.	Modelo de desenvolvimento do biofilme. Fonte: STOODLEY et al. (2002).....	26
FIGURA 2.	Representação esquemática do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico composto pelo reator anaeróbio compartimentado (ABR), filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, em série (medidas em centímetros). Fonte: Adaptado de FERNANDES e OLIVEIRA (2006).....	36
FIGURA 3.	Representação ilustrativa do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico composto pelo reator anaeróbio compartimentado (ABR), filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, em série. Fonte: Adaptado de FERNANDES e OLIVEIRA (2006).....	37
FIGURA 4.	Instalações experimentais composta pelo reator anaeróbio compartimentado (ABR), filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, em série. (1) depósito do afluente; (2) bomba helicoidal; (3) reator anaeróbio compartimentado-ABR; (4) filtro aerado submerso-FAS; (5) reator de fluxo ascendente com manta de lodo-USB anóxico. Fonte: Adaptado de FERNANDES (2004).....	38
FIGURA 5.	Fundo cônico do filtro aerado submerso (FAS) com cápsula porosa de membrana fina para difusão do ar (a) e chapa de aço inox perfurada para apoio do material suporte (b).....	39
FIGURA 6.	Anéis de bambu utilizados como meio suporte no FAS (medidas em cm).....	40
FIGURA 7.	Anéis de eletroduto corrugado utilizados como meio suporte no FAS (medida em cm).....	40
FIGURA 8.	Fluxograma das condições operacionais do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, composto por reator ABR, filtro aerado submerso e USB anóxico.....	43

FIGURA 9.	Temperaturas máxima, média e mínima do ar, observadas na Estação Agroclimatológica durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	49
FIGURA 10.	Temperaturas dos efluentes das câmaras C_1 e C_2 do reator ABR, efluente do filtro aerado submerso (FAS), reator USB anóxico e temperatura ambiente durante as fases 1, 2, 3, 4 e 5.....	52
FIGURA 11.	Temperaturas dos efluentes das câmaras C_1 e C_2 do reator ABR, efluente do filtro aerado submerso (FAS) e reator USB anóxico durante as fases 6, 7, 8 e 9.....	52
FIGURA 12.	Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	61
FIGURA 13.	Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	62
FIGURA 14.	Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.....	63
FIGURA 15.	Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7'', 8'' e 9.....	64
FIGURA 16.	Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema	

de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	65
FIGURA 17. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	66
FIGURA 18. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.....	67
FIGURA 19. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7'', 8'' e 9.....	68
FIGURA 20. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	69
FIGURA 21. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	70
FIGURA 22. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.....	71
FIGURA 23. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator	

ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	72
FIGURA 24. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	78
FIGURA 25. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	79
FIGURA 26. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2", 3", 4 e 5.....	80
FIGURA 27. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	81
FIGURA 28. Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	82
FIGURA 29. Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8'	

	e 9.....	83
FIGURA 30.	Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o reator ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4" e 5.....	84
FIGURA 31.	Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	85
FIGURA 32.	Produção volumétrica de metano no reator ABR (C_1 e C_2) e no reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	88
FIGURA 33.	Porcentagem de nitrogênio (N_2) no reator USB anóxico durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	89
FIGURA 34.	Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	95
FIGURA 35.	Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	95
FIGURA 36.	Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4 e 5.....	96
FIGURA 37.	Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	96
FIGURA 38.	Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	97

FIGURA 39.	Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	97
FIGURA 40.	Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4" e 5.....	98
FIGURA 41.	Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	98
FIGURA 42.	Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	99
FIGURA 43.	Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	99
FIGURA 44.	Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4" e 5.....	100
FIGURA 45.	Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	100
FIGURA 46.	Concentração média de sólidos totais (ST) do lodo obtida de amostras retiradas nos pontos de coleta eqüidistantes, da base (ponto 1) ao topo (ponto 4), das câmaras do reator ABR, do filtro aerado submerso (FAS) e do USB anóxico, durante as fases 1 a 5.....	106
FIGURA 47.	Concentração média de sólidos totais (ST) do lodo obtida de amostras retiradas nos pontos de coleta eqüidistantes, da base (ponto 1) ao topo (ponto 4), das câmaras do reator ABR, do filtro aerado submerso (FAS) e do USB anóxico, durante as fases 6 a 9.....	107

FIGURA 48.	Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.....	116
FIGURA 49.	Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.....	116
FIGURA 50.	Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4" e 5.....	117
FIGURA 51.	Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.....	117
FIGURA 52.	Concentrações de nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-) nos efluentes do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4', 5, 6, 7', 8' e 9.....	118
FIGURA 53.	Concentrações de nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-) nos efluentes do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4", 5, 6, 7", 8" e 9...	118
FIGURA 54.	Representação gráfica da estimativa do NMP 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, 6, 7, 8 e 9.....	138
FIGURA 55.	Microscopia de luz de amostras da manta do lodo presente nas câmaras 1 e 2 do reator ABR: (a) cocos; (b) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp.; (c) e (d) bacilos curvos e delgados.....	141
FIGURA 56.	Microscopia de luz de amostras do biofilme presente no filtro aerado submerso: (a) protozoário ciliado livre natante (b) protozoários fixos (c) tecameba (d) e (e) ameba sem teca (f) tecameba.....	143

LISTA DE TABELAS

TABELA 1.	Rebanho mundial de suínos entre 2007 a 2009.....	4
TABELA 2.	Características dos meios suportes utilizados no FAS – anéis de bambu e de anéis plásticos de eletroduto corrugado.....	41
TABELA 3.	Condições operacionais (TDH, COV e tempo de operação) do sistema de tratamento anaeróbio, composto por reator ABR, para águas residuárias de suinocultura, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	44
TABELA 4.	Condições operacionais (TDH, COV e tempo de operação) do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico para águas residuárias de suinocultura, durante as fases 1, 2 ,3 ,4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	44
TABELA 5.	Exames e determinações realizados nos afluentes, efluentes biogás e lodo do reator ABR, FAS e USB, durante o experimento.....	45
TABELA 6.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média do ar durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	48
TABELA 7.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média do ar durante a operação do pós-tratamento nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	50
TABELA 8.	Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes do reator ABR (câmara 1-C ₁ e câmara 2-C ₂), da temperatura do ar próximas ao reator e coeficiente de variação (CV) durante os ensaios 1, 2, 3 4.....	51
TABELA 9.	Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes (C ₂ , FAS e USB anóxico), da temperatura do ar próximas ao reator e coeficiente de variação (CV) durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	51

TABELA 10.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), dissolvida (DQO_{diss}) e devido à fração de sólidos suspensos (DQO_{ss}) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reatores ABR (C_1 e C_2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	54
TABELA 11.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), dissolvida (DQO_{diss}) e devido a fração de sólidos suspensos (DQO_{ss}), do afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso, no USB anóxico e do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	57
TABELA 12.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1 e 2 reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	74
TABELA 13.	Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção, obtidos durante a operação do 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, 6, 7, 8 e 9.....	76
TABELA 14.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH_4) e nitrogênio (N_2) e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH_4 nas câmaras 1 e 2 do reator ABR e do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	87
TABELA 15.	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 e 4.....	91

TABELA 16.	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), no USB anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	93
TABELA 17.	Valores médios (em g L ⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 1 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	101
TABELA 18.	Valores médios (em g L ⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 2 do reator ABR, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	102
TABELA 19.	Valores médios (em g L ⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo obtido na filtro aerado submerso, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	103
TABELA 20.	Valores médios (em g L ⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo obtido da manta do reator USB anóxico, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	104
TABELA 21.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C ₁ e C ₂) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	108

TABELA 22.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.) 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, 6, 7, 8 e 9.....	111
TABELA 23.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) da temperatura e das concentrações (mg L^{-1}) de nitrito (N-NO_2^-), nitrato (N-NO_3^-), oxigênio dissolvido (OD) no afluente e efluente e das eficiências de remoção de NT 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, 6, 7, 8 e 9.....	113
TABELA 24.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (mg L^{-1}) de nitrogênio total (NT) no afluente e efluente e das eficiências de remoção de NT 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, 6, 7, 8 e 9.....	115
TABELA 25.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total (mg L^{-1}), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	120
TABELA 26.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (mg L^{-1}) 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, 6, 7, 8 e 9.....	121

TABELA 27.	Valores médios (mg L^{-1}) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e de sódio (Na) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C_1 e C_2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	124
TABELA 28.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e de 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), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	127
TABELA 29.	Valores médios (mg L^{-1}) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de 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 (C_1 e C_2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	128
TABELA 30.	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), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.....	131
TABELA 31.	Valores médios de numero 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 nas fases 1, 2, 3, 4 e 5.....	134
TABELA 32.	Valores médios de numero 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 nas fases 6, 7, 8 e 9.....	135

TABELA 33.	Estimativa do número mais provável (NMP g SV ⁻¹) 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, 6, 7, 8 e 9.....	137
TABELA 34.	Frequência de microrganismos observada na manta de lodo na câmara 1 do reator ABR (C ₁) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	140
TABELA 35.	Frequência de microrganismos observada na manta de lodo na câmara 2 do reator ABR (C ₂) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	142
TABELA 36.	Frequência de microrganismos observada no biofilme do filtro aerado submerso (FAS) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	142
TABELA 37.	Frequência de microrganismos observada na manta de lodo do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	145
TABELA 38.	Valores médios das atividades hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica da microbiota, e da carga orgânica aplicada (S ₀ /X ₀) no lodo do inóculo e das câmaras 1 e 2 do reator ABR ao final das fases 1 e 4.....	146
TABELA 39.	Composição química dos meios de cultura para as bactérias oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito.....	183
TABELA 40.	Tabela do NMP e limites. com 95% de confiança para várias combinações de resultados positivos quando são utilizadas séries de 5 tubos para cada diluição (10,0 ml, 1,0 ml e 0,1 ml).....	184

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
CH₄ – Metano
CNTP – Condições normais de temperatura e pressão (1 atm e 0°C)
COV – Carga orgânica volumétrica
CO₂ – Gás carbônico
CV – Coeficiente de variação da média
C₁ – 1ª câmara do reator ABR
C₂ – 2ª câmara do reator ABR
DQO_{diss} – Demanda química de oxigênio da fração dissolvida
DQO_{ss} – Demanda química de oxigênio da fração de sólidos suspensos
DQO_{total} – Demanda química de oxigênio da amostra bruta
FAS – Filtro aerado submerso
N – Nitrogênio
NTK – Nitrogênio total Kjeldahl
N-NO₂⁻ – nitrogênio na forma de nitrito
N-NO₃⁻ – 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.
(') – amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração
(“) – amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de ausência de aeração

SISTEMA DE TRATAMENTO ANAERÓBIO, AERÓBIO E ANÓXICO PARA ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA: REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, DE NUTRIENTES E DE COLIFORMES

RESUMO – Neste estudo avaliou-se o desempenho de processo anaeróbio, aeróbio e anóxico, utilizando-se um reator anaeróbio compartimentado (ABR de 360 L), com duas câmaras, um filtro aerado submerso (FAS de 160 L), preenchido com anéis de bambu e anéis de plástico de eletroduto corrugado e um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB de 120 L) anóxico, instalados em série, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com concentrações médias de sólidos suspensos totais (SST) de 10708 a 17048 mg L⁻¹. Os tempos de detenção hidráulica (TDH) foram de 24 e 12 h no reator ABR; de 7,9 e 3,9 h e de 9,1 e 4,5 h no FAS preenchido com anéis de bambu e anéis de plástico de eletroduto corrugado, respectivamente; e de 7,8 e 3,9 h no reator USB anóxico. O FAS foi submetido a condições de aeração intermitente e contínua. As eficiências médias de remoção de DQO_{total} foram de 94 a 99% no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, com carga orgânica volumétrica (COV) de 35,9 a 93,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no reator ABR. As maiores eficiências médias de remoção foram de 99,99; 98; 99; 91; 88; 99 e 94% para os coliformes termotolerantes, DQO_{diss}, SST, NT, P-total, Cu e Zn, respectivamente, no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, obtendo-se valores mínimos de 1,1 x 10³ NMP/100 mL para coliformes termotolerantes e 221 mg L⁻¹ para DQO_{total}. A porcentagem de CH₄ no biogás do ABR variou de 76 a 84%; de N₂ no reator USB anóxico chegou a 74%, com COV de 13,1 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e TDH de 4 h. Os valores da atividade específica da microbiota do lodo das câmaras do ABR apresentaram diferenças, evidenciado a habilidade de separação das fases hidrolítica, acidogênica e metanogênica. A caracterização morfológica do biofilme do FAS, por meio de microscopia óptica, indicou alta diversidade morfológica, a qual pode estar associada a sistemas de tratamento biológico estáveis.

PALAVRAS-CHAVE: sistema combinado, reator anaeróbio de chicanas, filtro aerado submerso, pós-tratamento, nitrificação, desnitrificação.

ANAEROBIC, AEROBIC AND ANOXIC TREATMENT SYSTEM FOR SWINE WASTEWATER: ORGANIC MATTER, NUTRIENTS AND COLIFORMS REMOVALS

ABSTRACT – In this study it was evaluated the performance of the anaerobic, aerobic and anoxic process in an anaerobic baffled reactor (ABR of 360 L), with two chambers, a submerged aerated filter (SAF of 160 L), filled with bamboo rings and plastic rings, and an anoxic upflow sludge blanket reactor (USB of 120 L), installed in series, for swine wastewater treatment, with mean total suspended solid (TSS) concentration from 10708 to 17048 mg L⁻¹. The hydraulic detention times (HDT) were 24 and 12 h in the ABR reactor; 7,9 e 3,9 h and 9,1 e 4,5 h in the SAF filled with bamboo rings and plastic rings, respectively; 7,8 and 3,9 h in the anoxic USB reactor. Conditions of intermittent and continuous aeration were applied at the SAF. The mean of COD_{total} removal efficiencies ranged from 94 to 99% in the anaerobic, aerobic and anoxic treatment system under organic loading rate (OLR) of 35,9 to 93,0 g total COD (L d)⁻¹ in the ABR reactor. The highest mean removal efficiencies were of 99,99; 98; 99; 91; 88; 99 e 94% for thermotolerant coliforms, _{diss}COD, TSS, TN, total-P, Cu and Zn, respectively, in the anaerobic, aerobic and anoxic treatment system, obtaining minimum values of 1,1 x 10³ MPN/100 mL for thermotolerant coliforms and 221 mg L⁻¹ for COD_{total}. The CH₄ percentage in the biogas ABR ranged from 76 to 84%; the N₂ percentage in the anoxic USB reactor reached 74%, with COV of 13,1 g total COD (L d)⁻¹ and HDT of 4 h. The observed values of microbial specific activity of the sludge in the ABR's chambers were significantly different, evidenced the ability to phase separation hydrolytic, acidogenic and methanogenic. The SAF biofilm morphology, through optical microscopy, indicated a high morphological diversity, which may be associated with stable biological treatment systems.

KEYWORDS: combined system, anaerobic baffled reactor, submerged aerated filter, post-treatment, nitrification, denitrification.

I. INTRODUÇÃO

Nos últimos 37 anos o consumo mundial de carne suína cresceu aproximadamente 2,29% ao ano, sendo em 1970 equivalente a 9,20 kg/habitante e em 2007 de 17,00 kg/habitante. Se tal crescimento permanecer, em 2030 estima-se que o consumo per capita mundial atingirá 26,34 kg/habitante. A carne suína é a mais consumida no mundo, representando 39% do consumo total de carne pela população (FAO, 2007). Esse fato está principalmente relacionado ao alto consumo per capita na China e Europa por questões culturais.

O Brasil tem atualmente um plantel estimado em 37 milhões de cabeças de suínos e cerca de 400 mil pessoas dependem diretamente dessa cadeia produtiva (IBGE, 2010). O valor da cadeia produtiva da suinocultura é estimado em U\$ 1,8 bilhão. A suinocultura é uma das cadeias produtivas melhor estruturadas do agronegócio brasileiro, e o Brasil possui o quarto maior rebanho mundial, à frente de países como Rússia e Canadá. O aumento da demanda mundial por carne suína estimulou a expansão da criação, com intensificação e concentração da produção em determinadas áreas (ANUALPEC, 2010).

O aumento da competitividade do mercado internacional tem intensificado as exigências com relação aos processos industriais empregados visando assegurar, não apenas a produção, mas a preservação do meio ambiente.

Em razão da expansão da atividade suinícola, do incremento tecnológico da atividade e da adoção de sistemas confinados de produção de suínos em lâmina de água, grande volume de dejetos é produzido, o qual, na maioria das vezes, é lançado em rios e mananciais (PEREIRA et al., 2008). Em virtude das altas concentrações de matéria orgânica, sólidos, nutrientes, metais pesados e patógenos que caracterizam as águas residuárias de suinocultura, o seu lançamento de forma indiscriminada no solo ou num corpo de água pode ocasionar sérios problemas sanitários e ambientais (FERNANDES e OLIVEIRA, 2006).

Diante disto, verifica-se a necessidade de pesquisas que busquem o manejo adequado deste efluente e sistemas de tratamento que assegurem e promovam benefícios na redução do poder poluente e na possível reutilização dessas águas.

O sucesso da aplicação da tecnologia anaeróbia para o tratamento de efluentes agroindustriais depende do desenvolvimento de reatores de alta taxa, os quais tem sido intensamente pesquisados no Brasil por meio do processo anaeróbio em dois estágios (SANTANA e OLIVEIRA, 2005; FERNANDES e OLIVEIRA 2006; BRUNO e OLIVEIRA, 2008; ABREU NETO e OLIVEIRA, 2009; DUDA e OLIVEIRA, 2009a; DUDA e OLIVEIRA 2009b). Consiste em dois reatores em série, sendo o primeiro principalmente para a retenção e digestão da matéria orgânica particulada e o segundo para conversão de compostos orgânicos solúveis remanescentes do afluente e também formados no primeiro reator.

Um dos reatores de alta taxa desenvolvidos para implementar a tecnologia de digestão anaeróbia é o reator compartimentado (*anaerobic baffled reactor* - ABR) (KUSÇU e SPONZA, 2005). A vantagem mais significativa do ABR é a possibilidade de separação de fases (hidrolítica, acidogênica e metanogênica) longitudinalmente nas câmaras do reator (UYANIK et al., 2002). Isso pode permitir a seleção de diferentes microrganismos em cada compartimento. A separação de fases provoca aumento na proteção e maior resistência às mudanças de parâmetros ambientais como temperatura e pH (BARBER e STUCKEY, 2000). O reator ABR é capaz de manter a biomassa retida por um longo período de tempo, sendo resistente a choques de carga orgânica e hidráulica (MANARIOTIS e GRIGOROPOULOS, 2002). Tem sido amplamente estudado em todo o mundo, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário (SILVA e NOUR, 2005; FENG et al., 2008; PILLAY et al., 2008; SHING et al, 2009) e de águas residuárias agropecuárias (FERNANDES e OLIVEIRA, 2006; ZHU et al, 2008; ABREU NETO e OLIVEIRA, 2009; FERRAZ et al., 2009).

Mesmo com a grande aceitação e com as vantagens dos reatores anaeróbios, permanece a grande dificuldade na obtenção do efluente dentro dos padrões estabelecidos pela legislação ambiental (BRASIL, 2005). Os reatores anaeróbios, ainda que bem adequados à remoção da matéria orgânica de águas residuárias, não são suficientemente eficientes na eliminação de patógenos, fósforo e nitrogênio, necessitando, portanto, de uma etapa de pós-tratamento de seus efluentes (MASCARENHAS et al., 2004). Para alcançar esse objetivo e melhorar a estabilidade e a eficiência dos processos de tratamento, pesquisas foram centradas em combinações

dos processos anaeróbio e aeróbio (BODIK et al., 2003; SPONZA e ULUKÖY, 2005; CHERNICHARO, 2006; GIZGIS et al., 2006; JIN-YOUNG et al., 2007; DENG et al., 2008; LIU et al., 2008; ISIK e SPONZA, 2008; PRADO et al., 2009; DUDA, 2010; RAJAGOPAL et al., 2011).

O método mais comum e eficiente utilizado para remover nitrogênio de águas residuárias da suinocultura é o processo biológico de nitrificação e desnitrificação, amplamente utilizado em processos de aeração intermitente (CHENG e LIU, 2001; MOTA et al., 2005; JIN-YOUNG et al., 2007). Em biofilmes, o processo de nitrificação é menos dependente da temperatura do que em sistemas de lodos ativados (BODIK et al., 2003).

Nesse sentido, a suinocultura brasileira vem, nos últimos anos, investindo em reprodução, sanidade, manejo e na aplicação de tecnologias que propiciem o destino adequado de seus efluentes, como sistemas de tratamento nos quais ocorram altas remoções de matéria orgânica, nutrientes e coliformes.

Tendo em vista os resultados obtidos em pesquisas anteriores por (FERNANDES e OLIVEIRA 2006 e ABREU NETO e OLIVEIRA 2009), com o sistema de tratamento em escala piloto, composto pelos reatores ABR e UASB instalados em série, tratando águas residuárias de suinocultura; neste estudo foram avaliados o desempenho e a microbiota:

- do reator anaeróbio compartimentado (ABR), composto por duas câmaras, com a aplicação de altas cargas orgânicas volumétricas (COV), de 36 a 93 g DQO_{total} (L d)⁻¹;
- no pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio compartimentado em filtro aerado submerso (FAS), utilizando diferentes materiais suporte para a retenção de biomassa (anéis de bambu e de eletroduto corrugado) sob diferentes condições de aeração contínua e intermitente e
- de um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, instalado em série, no qual pretendeu-se obter condições anóxicas para complementar as remoções de matéria orgânica e nitrogênio, via desnitrificação.

II. REVISÃO DE LITERATURA

2.1 Suinocultura

A produção global de suínos aumentou mais de 3,5 vezes nos últimos 40 anos (SONG et al., 2010) e a sua carne mantêm-se como a mais consumida. A produção mudou acentuadamente nas últimas três décadas, migrando do modelo de subsistência para o de maior concentração de animais em sistemas de confinamento (KUNZ et al, 2009).

O rebanho mundial de suínos, em 2009, era de 802 milhões cabeças (Tabela 1). No mesmo ano, o plantel brasileiro constituía-se de mais de 35 milhões de cabeças (ANUALPEC, 2010), sendo atualmente composto por 37 milhões de suínos, com a maior concentração nos estados de Santa Catarina e Rio Grande do Sul, com cerca de 7 e 5 milhões de cabeças, respectivamente (IBGE, 2010).

TABELA 1. Rebanho mundial de suínos entre 2007 a 2009

País	2007	2008	2009
China	439.895	462.913	485.005
União Européia	159.732	152.960	149.250
Estados Unidos	68.177	67.148	65.150
Brasil	32.947	33.892	35.122
Rússia	18.187	19.562	20.230
Canadá	13.810	12.180	10.632
Japão	9.745	9.899	9.900
Mundo	822.903	787.222	802.339

Fonte: USDA - Departamento de Agricultura dos Estados Unidos, adaptado de ANUALPEC, 2010.

No entanto, essa evolução da atividade suinícola, produziu um elevado volume de resíduos restritos a pequenas áreas, resultado da produção de fezes e urina dos animais com graves prejuízos ambientais e sanitários. Dentre as diversas atividades pecuárias, o efluente da suinocultura tem sido considerado uma das principais fontes de poluição para o solo, ar e água (DENG et al., 2008).

Os dejetos de suínos são formados, basicamente, por fezes, urina, restos de ração e água, podendo ter outros elementos em menor quantidade como cerdas e restos de parição. Analisando-se a sua constituição básica, percebe-se que muitas variáveis podem influenciar nas características do dejetos. Entre as mais importantes

pode-se considerar a idade e o sexo dos animais, os ingredientes da ração (granulometria e digestibilidade), o conforto térmico proporcionado aos animais e o manejo da granja (EMBRAPA 2004).

Estima-se que pelo menos 30 mil toneladas de resíduos sejam 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 criação intensiva de suínos tem causado grandes problemas ambientais em algumas regiões do Brasil. Isto se deve a alta concentração de matéria orgânica, sólidos suspensos e nutrientes nos dejetos de suínos que, quando não são corretamente manejados e tratados, podem causar grande impacto sobre a biota do solo e água. A produção e disposição destes dejetos em áreas onde não se tem uma demanda suficiente por nutrientes têm causado a lixiviação e percolação de dejetos, apresentando em determinadas regiões altos índices de contaminação de recursos hídricos (SUINO, 2006).

Os dejetos de suínos, em virtude da suplementação mineral oferecida aos animais, contém micronutrientes como o Zn, Mn, Cu e Fe. A indústria de ração costuma usar doses elevadas de Zn (3000 ppm) e de Cu (250 ppm) na ração de leitões para a prevenção de diarreias e como estimulante do crescimento, respectivamente (PERDOMO, 2001).

O grande número de patógenos que podem estar presentes nos dejetos brutos representa um risco para a ocorrência de doenças como gastroenterites, entre outras. De acordo com VANOTTI et al. (2005), dentre os agentes patogênicos mais importantes capazes de ser veiculados pelos dejetos de suínos, tem-se as bactérias, tais como *Salmonella* sp., *Campylobacter jejuni*, *E. coli* 0157:H7, *Clostridium perfringens* (LIM e FOX, 2011), e vírus, como os enterovírus. O aumento da concentração de nitratos e nitritos no solo, rios e águas de captação, em consequência da adição contínua de dejetos, torna-se uma grande preocupação em virtude de sua relação com doenças como hipertensão, câncer, alergias e disfunções no sistema nervoso (PERDOMO, 2001).

Para a manutenção e ampliação sustentável da suinocultura e proteção do meio ambiente faz-se necessário a busca por métodos de tratamento eficientes e econômicos (WEY et al., 2010).

Nos países europeus a legislação de proteção ambiental é muito rígida com relação aos dejetos da suinocultura. No Brasil, somente a partir de 1991 o Ministério Público passou a dar uma maior ênfase ao assunto, fiscalizando e cobrando o cumprimento da legislação, aplicando advertências e multas, e até mesmo, pedindo o fechamento de granjas (DIESEL, 2002). Mesmo considerada potencialmente poluidora, não existe no Brasil uma legislação específica para a suinocultura (ALVES, 2007). Segundo KUNZ et al. (2009) a regulamentação para o lançamento de efluentes em águas superficiais, constitui-se principalmente no âmbito federal, de acordo com a Resolução nº 357 CONAMA (BRASIL, 2005).

Produtores brasileiros de suínos têm vários desafios tecnológicos frente às preocupações ambientais pelo lançamento de grandes quantidades de dejetos de suínos gerados nos confinamentos, os quais dependem de fatores, como a disponibilidade de área, a capacidade suporte do sistema solo/planta, e a disponibilidade de investimento para adoção de tecnologias avançadas de sistemas de tratamento. O desenvolvimento de novas tecnologias de tratamento é compatível com a nova realidade da indústria brasileira, a qual emergiu como um dos principais concorrentes no mercado internacional (KUNZ et al., 2009).

2.2 Tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura

As águas residuárias de suinocultura tem sido amplamente utilizadas como fertilizante em muitos países devido à sua elevada concentração de nitrogênio orgânico e fósforo. Tal prática pode levar a poluição, eutrofização e contaminação dos corpos de água. Assim, no que diz respeito ao tratamento de águas residuárias de suínos, a digestão anaeróbia é uma importante alternativa, uma vez que reduz o poder poluente e produz metano (DENG et al., 2006). Uma série de pesquisas, configurações dos sistemas de tratamento e aplicações tem sido relatadas para a digestão anaeróbia de dejetos de suínos.

A digestão anaeróbia de resíduos é um processo biológico que compreende os estágios da hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Os complexos orgânicos são hidrolisados, convertidos para uma variedade de intermediários, os quais serão posteriormente reduzidos a metano e dióxido de carbono (JIANG et al., 2005; HORI et al., 2006; SOUSA et al., 2007; WARD et al., 2008; HWANG et al. 2010). A interdependência dos microrganismos é o fator chave no processo de digestão anaeróbia (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994; HENZE, 1997; FORESTI, 1999; SINGH e PRERNA, 2008).

Na anaerobiose, a hidrólise dos polímeros usualmente ocorre de forma lenta, sendo vários os fatores que afetam o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado, como temperatura operacional do reator, tempo de residência do substrato, composição do substrato, tamanho das partículas, pH do meio, concentração de N-NH_4^+ e concentração de produtos da hidrólise (CHERNICHARO, 2007). Portanto, a velocidade da conversão do material orgânico complexo em biogás pode ser limitada pela velocidade da hidrólise no tratamento de águas residuárias com altas concentrações de sólidos suspensos orgânicos.

A digestão anaeróbia oferece uma solução de custo eficaz para o tratamento de águas residuárias com elevada concentração de matéria orgânica, tais como as águas residuárias de suinocultura, devido a formação de metano e baixa produção de lodo (HWANG et al., 2010). Assim, muitos tipos diferentes de biodigestores anaeróbios foram instalados em granjas de suínos em todo o mundo como uma alternativa para resolver os problemas ambientais e/ou como uma fonte de rendimento adicional (XIAOHUA e LI, 2005; VU et al., 2007; LANSING et al., 2010).

Segundo OLIVEIRA (1997), devido a modernização da atividade suinícola, houve um aumento na quantidade de água utilizada na higienização das baias, resultando em efluentes com concentrações de sólidos suspensos de 0,1 a 3%. Tal condição dificulta a utilização de biodigestores anaeróbios convencionais (utilizados no tratamento de resíduos de suinocultura semi-sólidos), em razão dos elevados tempos de detenção hidráulica necessários, resultando em biodigestores de grande volume.

O desafio tecnológico para melhorar a digestão anaeróbia está em aumentar a atividade bacteriana, juntamente com parâmetros operacionais, a fim de garantir altas

taxas de contato entre as células e o substrato a ser degradado (FAISAL e UNNO, 2001). Segundo VAZOLLER (1995), o elevado desempenho de reatores anaeróbios denominados avançados ou de altas taxas e a consequente retenção dos microrganismos no reator, permite que sejam operados com baixo tempo de detenção hidráulica (TDH) e altos tempos de retenção de sólidos (TRS), acarretando em menores volumes de reatores. No Brasil as pesquisas realizadas permitiram a adoção com sucesso desses sistemas para tratamento de águas residuárias industriais, domésticas e agropecuárias.

Diversos estudos foram realizados para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com reatores de alta taxa, principalmente, com UASB (OLIVEIRA e FORESTI, 2004; SANCHEZ et al. 2005; SANTANA e OLIVEIRA 2005; entre outros), filtro anaeróbio (RAMIREZ et al., 2004) reator anaeróbio compartimentado (BOOPATHY, 1998; BARBER e STUCKEY, 2000; FERNANDES e OLIVEIRA 2006; ABREU NETO e OLIVEIRA 2009).

Nos últimos anos, vários sistemas e configurações de reatores tem sido concebidos para o tratamento de uma grande variedade de águas residuárias. Entre eles, o reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), proposto em 1970, tornou-se um dos mais populares, pesquisados e utilizados reatores de alta taxa no tratamento anaeróbio de águas residuárias em todo o mundo, especialmente nos países em desenvolvimento, de climas tropical e moderado (GOPALA KRISHNA et al., 2009; REN et al., 2009).

Avaliando o desempenho de dois reatores UASB em série, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com COV na faixa de 3,40 a 14,44 kg DQO_{total} (m³ d)⁻¹ no primeiro reator, com valores médios de SST e DQO_{total} variando de 2216 a 7131 mg L⁻¹ e de 8818 a 18717 mg L⁻¹, respectivamente, SANTANA e OLIVEIRA (2005) obtiveram valores médios de eficiência de remoção de DQO_{total} de até 93% no sistema de tratamento em dois estágios.

KARAKASHEV et al. (2008) avaliaram a combinação de digestão anaeróbia termofílica com separação seqüencial por centrifugação seguida de reator UASB, em escala laboratorial, de 334 mL, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. O reator foi operado sob temperatura de 55 °C, com TDH de 4 dias e alimentado

continuamente 12 vezes por dia (vazão de $2,63 \text{ mL min}^{-1}$). Obtiveram eficiências médias de remoção de DQO_{diss} de 80 a 85%.

URBINATI e OLIVEIRA (2008) avaliaram o desempenho de dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), instalados em série, em escala piloto, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com valores médios de $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 3734 a 26707 mg L^{-1} e de SST de 1417 a 13060 mg L^{-1} , e submetidos a TDH de 48, 24 e 16 h no primeiro reator e de 9,9; 5,0 e 3,3 h no segundo reator. As eficiências médias de remoção de $\text{DOO}_{\text{total}}$ para o sistema de tratamento em dois estágios foram de 86% a 96%.

LIM e FOX (2011) avaliaram um reator de leito estático granular (SGBR), de fluxo descendente, com volume de 10 L, durante 12 meses, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, sob temperatura de 24 e 16 °C. A 24 °C obtiveram os maiores valores médios de eficiência de remoção de DQO de 88,5%, com aplicação de COV de 0,7 a 5,4 $\text{kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$.

Os reatores anaeróbios de leito fixo, como os filtros anaeróbios, são eficientes na retenção de altas concentrações de biomassa, exigindo menor volume e espaço comparados com reatores convencionais para atingir o mesmo desempenho no tratamento. No entanto, possuem um longo período de partida, exigem um monitoramento mais sofisticado, e existe o risco de colmatação do meio suporte (ESCUDIÉ et al., 2005).

RAMIREZ et al. (2004) avaliaram um sistema de tratamento para águas residuárias de suinocultura com $\text{DQO}_{\text{total}}$ e SST afluente de 2200 a 3970 mg L^{-1} e de 1300 a 4690 mg L^{-1} , respectivamente, composto por reator UASB seguido de um filtro anaeróbio preenchido com peças plásticas. Os autores obtiveram eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e SST de até 80 e 60%, respectivamente, e ainda remoção de coliformes e *Salmonella choleraesuis*, de 80 a 96% e de 50 a 70%, respectivamente.

O reator anaeróbio em batelada sequencial (ASBR) possui vantagens operacionais no tratamento de resíduos agropecuários e agroindustriais, pois muitos deles são produzidos de forma intermitente, ou são resultantes de atividades que ocorrem apenas em determinadas épocas do ano (RIBAS et al., 2004).

MASSÉ et al. (2007) obtiveram, com reator anaeróbio em batelada sequencial (PASBR) psicrófilo, tratando águas residuárias de suinocultura, reduções médias de 71,4% e 79,9% para sólidos totais e DQO_{diss}, respectivamente. Concluíram que o arranjo do reator permitiu a separação de nutrientes, onde a fração sobrenadante, que representou 71,4% do volume de efluente, continha 61,8% do N total; 67,1% do N-NH₄⁺ e 73,3% do Na. No lodo sedimentado, com 28,6% do volume, observaram 57,6% dos sólidos; 62,3% do P; 71,6% do Ca; 89,6% do Mg; 76,1% do Al; 90,0% do Cu; 74,2% do Zn e 52,2% do S.

NEDGWA et al. (2008) avaliaram os efeitos da frequência do ciclo (1 e 3 ciclos/d) e da temperatura (20 e 35 °C) sobre o desempenho de reatores anaeróbios sequenciais em batelada (ASBR) tratando águas residuárias de suinocultura. Concluíram que a temperatura afetou significativamente a degradação de ácidos graxos voláteis, e a maior degradação ocorreu a 20°C. A frequência do ciclo não teve efeito significativo na remoção de AGV.

DUDA e OLIVEIRA (2009 a e b) utilizaram ASBR, em escala piloto (volume de 280 L), para tratar águas residuárias de suinocultura com SST de 9,2 a 10,8 g L⁻¹ e DQO de 16,9 a 19,5 g L⁻¹. As COV aplicadas foram de 4,43 a 12,75 g DQO (L d)⁻¹ e as eficiências de remoção de DQO e SST variaram 56 a 85%, com produções volumétricas de 0,52 a 0,62 L CH₄ (L reator d)⁻¹. As remoções de N-total e P-total foram de 28 a 39%, e as de Ca, Cu, Fe e Mn, Zn de 42 a 82%. Os coliformes totais e termotolerantes foram reduzidos de 89,86 a 99,37%.

O reator anaeróbio compartimentado (*anaerobic baffled reactor* - ABR) foi desenvolvido para o tratamento de efluentes por meio de uma série de câmaras verticais, ou chicanas, para forçar o fluxo de águas residuárias sob e sobre as câmaras. Provavelmente, a vantagem mais significativa é a capacidade de separação longitudinal das fases hidrolítica, acidogênica e metanogênica. O projeto do reator é simples, tornando-se relativamente barato de construir. A geração de lodo é baixa e a operação intermitente é possível, o que facilita o tratamento de águas residuárias sazonais (GOPALA KRISHNA et al., 2009).

BOOPATHY (1998) estudou o desempenho do reator ABR com diferentes números de câmaras (2 a 5) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

Concluiu que o aumento do número de câmaras num mesmo volume de reator aumenta o TRC, aumentando significativamente a retenção de partículas no reator. Da configuração de 2 câmaras para a de 5 câmaras, a eficiência de remoção aumentou de 54 para 65% para ST e de 70 para 78% para DQO.

ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) avaliaram o desempenho de processo anaeróbio, em dois estágios, composto por reator ABR – formado por 3 câmaras e reator UASB, instalados em série, para o tratamento de das águas residuárias de suinocultura, com concentrações médias de sólidos suspensos totais de 4591 a 13001 mg L⁻¹, submetidos a TDH de 60; 36 e 24 h no primeiro reator. Obtiveram, para o reator ABR, eficiências médias de remoção de DQO_{total} de 69 a 84% com COV na faixa de 11,5 a 18,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹. Concluíram que o sistema de tratamento anaeróbio, em dois estágios, com reatores ABR e UASB, alcançou valores médios acima de 85% nas remoções de DQO, sólidos suspensos e coliformes e valores predominantemente superiores a 60% para a remoção de nutrientes (NTK, P-total, Ca, Cu, Fe, Mn e Zn). Observaram ainda que as eficiências de remoção de matéria orgânica e nutrientes aumentaram conforme se aumentou o TDH.

Face ao exposto, é possível observar que a tecnologia anaeróbia mostra-se como uma opção viável, pesquisada no Brasil e no mundo, com inúmeras possibilidades de configurações de reatores, para a atenuação dos impactos de águas residuárias de suinocultura. Para a operação do sistema de tratamento, deve-se levar em conta as características físicas, químicas e microbiológicas dos dejetos produzidos, associados aos tipos de reatores a serem utilizados, as possibilidades de disposição final do efluente, a disponibilidade de mão de obra e a viabilização econômica.

2.2.1 Reator anaeróbio compartimentado

O reator anaeróbio compartimentado (*anaerobic baffled reactor* – ABR) foi desenvolvido por BACHMANN (1983) e possui inúmeras vantagens, como resistência a choques hidráulicos e de carga orgânica, elevado tempo de retenção de biomassa, baixa produção de lodo, e a habilidade de separação das fases hidrolítica, acidogênica e metanogênica longitudinalmente no reator. Tais vantagens podem promover

habilidade à população bacteriana, favorecendo a proteção contra substâncias tóxicas e também resistência contra mudanças de parâmetros ambientais como temperatura e pH (KUSÇU e SPONZA, 2005; BALOCH et al., 2007; LIU et al., 2007; FENG et al., 2008).

Possui ainda, uma configuração simples, adequada a aplicação no tratamento de águas residuárias domésticas, industriais e de atividades agroindustriais.

SILVA e NOUR (2005) operaram reator ABR, com 3 câmaras (1000 L, 500 L e 500 L) para tratar esgoto doméstico com DQO de 790 mg L^{-1} , com TDH de 4 a 12 h. Alcançaram valores médios de eficiências de remoções de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e SST de 52 e 61%, respectivamente. Os autores ressaltaram características como a boa flexibilidade e a rápida absorção de choques ocasionados pela variação do TDH, a qual o reator ABR foi submetido.

FENG et al. (2008), para tratar esgoto doméstico, utilizaram um reator ABR híbrido, associando as vantagens do reator ABR com os de biofilme, a fim de avaliar a performance durante a partida, os mecanismos de remoção de poluentes e o potencial para a eliminação de patógenos. As 6 câmaras do denominado CABR (*carrier anaerobic baffled reactor*) foram preenchidas com fileiras de anéis de bambu (1,5 cm de diâmetro). Concluíram que a eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ diminuiu de 79% para 69%, com a diminuição do TDH de 48 para 18 h, devido ao desprendimento do biofilme, e que os valores médios de remoção de DQO_{diss} mantiveram-se estáveis. Observaram ainda que o reator teve importância para a remoção de patógenos, com valores médios de 99 e 98,9% para remoção de coliformes termotolerantes e ovos de *Ascaris* sp., respectivamente, porém com necessidade de pós-tratamento para que o efluente seja lançado de forma segura. Os autores afirmaram que o reator ABR híbrido mostrou-se uma tecnologia eficiente e adequada para o tratamento de esgoto doméstico em áreas descentralizadas ou rurais.

WANG et al. (2004) estudaram o desempenho de reator ABR, composto por 5 câmaras, em escala laboratorial, tratando água sintética com DQO de 2500 mg L^{-1} . Concluíram que o principal intermediário da degradação da glicose foi o acetato, e ao longo da 1ª até a 5ª câmara, a concentração de ácidos graxos voláteis diminuiu e a concentração de metano aumentou. Os autores concluíram que com o reator ABR

ocorreram altas eficiências de remoção mesmo quando submetidos a altas COV e afirmaram que o reator pode ser aplicado sob condições ambientais extremas e também com compostos inibidores.

FERNANDES e OLIVEIRA (2006) avaliaram o efeito do afluente com concentrações de sólidos suspensos totais em torno de 6000 mg L⁻¹ (DQO_{total} variando de 7557 a 11640 mg L⁻¹) no desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reatores ABR, com 3 câmaras, e UASB, instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente), alimentados com águas residuárias de suinocultura, submetidos a TDH de 56 a 18 h no primeiro reator e de 13 a 14 h no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQO_{total} variaram de 71,1% a 87,5% no reator ABR. As produções de metano no ABR foram de 0,63 a 0,76 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹. As remoções de coliformes termotolerantes no sistema de tratamento em dois estágios composto pelo reator ABR e UASB foram superiores a 99%, resultando contagens de 2,07 x10⁴ a 8,4 x 10⁵ NMP (100 mL)⁻¹.

GOPALA KRISHNA et al. (2008) avaliaram o desempenho de reator ABR em escala laboratorial, com volume total de 10 L, composto por 8 câmaras, para o tratamento de águas residuárias sintéticas com 500 mg L⁻¹ de DQO (composta por sacarose, celulose, peptona, solução tampão e elementos-traço). O reator foi operado com TDH de 20, 15, 10, 8 e 6 h, COV de 0,6; 0,8; 1,2; 1,5 e 2,0 kg DQO (m³ d)⁻¹. Com a aplicação das maiores COV, os valores médios de eficiência de remoção de DBO foram superiores a 88%. Os autores afirmaram que as primeiras câmaras desempenharam função significativa na remoção de compostos orgânicos e que o reator ABR foi capaz de suportar choques de carga orgânica, situação que ocorre frequentemente em ETEs.

BODKHE (2009) estudou uma modificação do reator ABR (MABR), na qual 9 câmaras de tamanho, forma e volume iguais, conectadas em série, para o tratamento de esgoto sanitário, a fim de estabelecer relações entre a configuração do reator e parâmetros operacionais. O volume total do reator foi de 37 L, operado ao longo de 375 dias, com a aplicação de 11 diferentes TDH, variando de 6 d a 3 h. Com a aplicação do TDH de 6 h, ocorreram valores médios de eficiência de remoção de SS, DBO e DQO de 86, 87 e 84%, respectivamente, e produção específica de metano de 0,34 m³ CH₄ (kg

$\text{DQO}_{\text{removida}})^{-1}$. O autor afirmou que o MABR pode ser útil para o tratamento de águas residuárias domésticas de pequenas propriedades.

SING et al. (2009) propuseram a utilização de reator ABR, com TDH de 28 h, seguido de “wetlands” para um sistema descentralizado de tratamento de águas residuárias domésticas. Concluíram que o reator foi extremamente efetivo na remoção de poluentes orgânicos e obtiveram valores de eficiência de remoção de até 91; 78 e 77% para SST, DBO_5 e DQO, respectivamente. Afirmaram ainda que, o reator ABR tem um enorme potencial para o tratamento primário de águas residuárias.

SHE et al. (2006) operaram dois reatores ABR (90 L), com 4 câmaras, alimentados com sacarose, para estudar a granulação do lodo e o efeito de carga orgânica no desempenho do reator. Os autores observaram a granulação da biomassa nos 2 reatores com 75 dias de operação, com consequente aumento ao longo da operação dos reatores. Os ABR tiveram separação parcial das fases por meio da compartimentalização e quando a COV variou de 2,15 para 6,29 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), com TDH de 20 h, as remoções de DQO mantiveram-se estáveis, variando de 91 a 93%.

ZHU et al. (2008) investigaram a performance e as características de separação de fases de um reator ABR, composto por 4 câmaras, com TDH de 39 h, a 35 °C, para o tratamento de águas residuárias do processamento da proteína de soja com concentrações médias de 10 g DQO L^{-1} . Obtiveram valores médios de eficiência de remoção de DQO de 92 a 97%, com COV de 1,2 a 6,0 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$). Na primeira câmara, observaram a predominância de propionato e butirato, provavelmente pela ação das bactérias acidogênicas fermentativas, e de acetato na segunda câmara, com diminuição na terceira e quarta câmaras. Obtiveram 93% de remoção de ácidos gaxos voláteis na terceira e quarta câmaras. No biogás ocorreram elevadas concentrações de H_2 e CO_2 na primeira câmara, predominância de H_2 na segunda câmara, e consequente diminuição ao longo da terceira e quarta câmaras devido a predominância de metano. Os autores afirmaram que o reator ABR é uma alternativa promissora para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de DQO, e que a compartimentalização do reator reforçou a capacidade de adaptação às variações de choque orgânico, demonstrando estabilidade e favorecendo a atividade microbiana.

SARITPONGTEERAKA e CHAIPRAPAT (2008) avaliaram o desempenho de dois reatores ABR para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de sulfato, provenientes de látex, com diferentes ajustes de pH e taxas de recirculação. O primeiro reator ABR foi utilizado para o tratamento de águas residuárias pré-tratadas com NaOH e o segundo com cinzas provenientes da queima da seringueira, ambos a 35 °C, com aplicação de TDH de 30 a 240 h. Os autores obtiveram altas eficiências de remoção de DQO e sulfato em ambos reatores com TDH de 240 h, alcançando em média 82,7 e 96,1% no ABR com NaOH e 80,7 e 96,6% no ABR com cinzas, respectivamente, e concluíram que os maiores valores de eficiência de remoção ocorreram na primeira câmara, em todas as condições testadas. Os resultados apresentados pelos autores demonstram o elevado potencial das cinzas provenientes da queima da seringueira como uma alternativa ao uso de NaOH, para o ajuste de pH de águas residuárias ácidas, sem alterações no desempenho do reator ABR, e com possibilidade de reduções de custos com adição de alcalinidade.

BAYRAKDAR et al. (2009) avaliaram a aplicação de reator ABR, com 4 câmaras, com TDH de 48 h, para o tratamento de águas residuárias ácidas, com pH em torno de 4,5 a 7,0 e com concentrações de sulfato e zinco variando de 1000 a 2000 mg L⁻¹ e de 65 a 200 mg L⁻¹, respectivamente. Os autores utilizaram lactato como fonte de carbono para as bactérias redutoras de sulfato (BRS) e obtiveram valores de eficiência de remoção de sulfato entre 80 e 90%, mesmo com a aplicação de 2000 mg L⁻¹. A alcalinidade produzida durante a redução do sulfato foi capaz de manter o pH próximo a neutralidade. Observaram que a performance do reator não diminuiu com o aumento da concentração de Zn para 200 mg L⁻¹ (fato que os autores atribuem à precipitação de Zn na primeira câmara) e com a queda do pH para 4,5. Os valores de eficiência de remoção de DQO mantiveram-se entre 80 e 95%. Os autores afirmaram ainda que o reator ABR pode ser uma alternativa viável para o tratamento de águas residuárias com metais e que a primeira câmara pode ter funcionado como uma zona tampão para metais tóxicos, minimizando danos para as próximas câmaras.

Jl et al. (2009) operaram reator ABR, composto por 6 câmaras, para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de óleo e sal e baixas concentrações de nutrientes, ao longo de 212 dias, variando o TDH de 60 a 144 h, e a COV de 0,07 a 0,5

kg DQO ($\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$). Os autores observaram que os valores de eficiência de DQO mantiveram-se entre 30 a 65% e foram até 88% para a remoção de óleos. Os exames microbiológicos revelaram populações de *Clostridia* sp., *Methanosarcina* sp., *Methanothirx* sp. e ainda *Rhodopseudomonas* sp., uma bactéria halotolerante, associada a atividade da lipase.

KUSÇU e SPONZA et al. (2009) avaliaram o desempenho de reator ABR, com 4 câmaras, seguido de tanque aerado para o tratamento de águas residuárias com nitrobenzeno, com TDH variando de 24 a 250 h e COV de 0,29 a 3,0 kg DQO ($\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$). Os autores obtiveram altos valores de eficiência de remoção de DQO no reator ABR, de 88 a 92%, com concentrações de nitrobenzeno entre 30 e 210 mg L^{-1} . A menor eficiência de remoção de DQO no reator ABR, de 79%, foi observada com concentração de nitrobenzeno em torno de 700 mg L^{-1} . Ocorreram eficiências de remoção de nitrobenzeno próximas a 100% no reator ABR e os autores concluíram que com a aplicação do TDH de 60 h foram obtidas os valores máximos de eficiência de remoção de DQO e de nitrobenzeno. Os autores afirmaram ainda que, a compartimentalização do reator ABR facilitou o tratamento do nitrobenzeno, protegendo a fase metanogênica.

MARIM e KENNEDY (2010) utilizaram reator ABR em escala laboratorial, composto por 4 câmaras, para o tratamento de líquidos diluídos provenientes de aeronaves, composto de etileno e glicol, com concentrações de 0,04; 0,07 e 0,13% v/v, e TDH de 24, 12, 6 e 3 h, com COV de 0,3 a 6,0 kg DQO ($\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$). Os valores de eficiência de remoção de DQO mantiveram-se acima de 75% e a produção média de metano foi de $0,30 \pm 0,05 \text{ L CH}_4/\text{g DQO}_{\text{removida}}$, a 33°C. Os autores afirmaram que os valores de eficiência de remoção no reator ABR foram extremamente influenciados pelo TDH, alcançando os maiores valores, de 92 a 96%, com TDH de 24 h e concentração do fluido da aeronave com DQO de 750 mg L^{-1} e o menor valor, de 68%, com a aplicação do TDH de 3 h, com a mesma concentração de fluido. Afirmaram ainda que o reator ABR mostrou-se efetivo para o tratamento de líquidos diluídos de aeronaves e uma tecnologia adequada para o tratamento de efluentes sazonais com rápido restabelecimento de operação.

Frente às diversas aplicações do reator ABR, a avaliação da viabilidade técnica, operacional, microbiológica e econômica desta tecnologia de tratamento é de grande importância, dado a quantidade de pesquisas, variedade de águas residuárias passíveis de tratamento e o grau de proteção que podem representar para o meio ambiente. Portanto, a aplicação do tratamento biológico em reator ABR é de grande interesse, tanto em relação à remoção de matéria orgânica, nutrientes e patógenos, quanto em relação às vantagens de resistência à choques orgânico e hidráulico, proteção contra matérias tóxicas e simplicidade operacional, o que se enquadra nas demandas para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

2.2.2 Avaliação da atividade metanogênica específica

A aplicação do processo anaeróbio no tratamento de águas residuárias requer um monitoramento cauteloso de parâmetros operacionais, como pH, alcalinidade, temperatura, carga orgânica afluyente, entre outros. Porém, o período de partida e ao longo da operação dos reatores anaeróbios, a comparação de parâmetros operacionais com a composição microbiológica e com a atividade da comunidade microbiana presente no sistema de tratamento pode ser uma ferramenta fundamental para manter o bom desempenho desta tecnologia (AKARSUBASI et al., 2006).

Segundo CHERNICHARO (2007), o sucesso da aplicação de processos anaeróbios, especialmente os de alta taxa, depende fundamentalmente da manutenção, dentro dos reatores, de uma microbiota adaptada, com elevada atividade, e resistentes a choques de cargas.

A avaliação das atividades específicas de uma comunidade anaeróbia pode ser realizada através da determinação da velocidade de produção de gás metano e/ou do consumo de substratos pelos microrganismos (STEIL, 2007). Por isso a manutenção de uma população anaeróbia metanogênica é vital para o bom desempenho do reator. A população metanogênica depende das características da água residuária e do lodo, assim como das condições operacionais. Qualquer estresse imposto, tal como mudança de pH, o acúmulo de metais pesados, choques orgânicos, entre outros, podem levar a

uma mudança da população microbiana, refletindo na performance do reator (VIRKUTYTE et al., 2010).

Com o objetivo de otimizar ao máximo a biomassa presente nos reatores anaeróbios, uma das áreas extremamente avançadas e estudadas na tecnologia anaeróbia de águas residuárias é a microbiologia envolvida nos processos de digestão, abrangendo o conhecimento da ecologia e funções da comunidade microbiana. Várias pesquisas foram centradas neste desafio com o intuito de obter melhor compreensão da estrutura e da atividade microbiana (TABATABAEI et al., 2010).

Não há um protocolo único estabelecido e aceito internacionalmente para a determinação de atividades específicas em amostras de populações microbianas de reatores anaeróbios (COLLERAN e PENDER, 2002), situação que dificulta a comparação dos resultados.

Diversos métodos foram propostos desde a década de 70 para a determinação da atividade metanogênica, quando VAN DEN BERG et al. (1974) utilizaram um manômetro com um sensor fotoelétrico para a quantificação do biogás produzido.

Um grupo de trabalho da International Water Association (IWA) foi montado com o objetivo de desenvolver um procedimento único. O objetivo inicial do grupo foi o de estabelecer uma terminologia padrão para a avaliação da digestão anaeróbia, a atividade microbiana e para testes sobre inibição. Como segundo objetivo, o grupo buscou comparar os métodos existentes e desenvolver um protocolo padrão para a avaliação de parâmetros cinéticos do processo anaeróbio (ROZZI e REMIGI, 2004).

AQUINO et al. (2007) realizaram uma revisão a respeito dos diferentes métodos utilizados para a determinação da atividade metanogênica específica de lodos anaeróbios. Concluíram que os protocolos diferem entre si tanto nos procedimentos adotados para a incubação do lodo (concentração de biomassa, tipo e concentração de substrato, relação alimento/microrganismo, tipo e concentração de nutrientes, tempo de incubação, etc), quanto para a quantificação do metano produzido. Os autores ressaltaram a importância do teste de atividade metanogênica, afirmando que a determinação da capacidade do lodo anaeróbio em produzir metano é importante. A remoção de elétrons equivalentes, ou seja, compostos reduzidos causadores da DQO

da água residuária a ser tratada, só ocorrerá de fato com a formação do metano, que por ser praticamente insolúvel em água, escapa facilmente da fase líquida.

Dessa maneira, é importante que novas pesquisas investiguem a possibilidade de harmonização do teste de AME, tanto pela adoção de procedimentos comuns de incubação do lodo, como pela avaliação da confiabilidade dos diferentes métodos de medição do metano durante o teste (AQUINO et al., 2007).

A determinação da atividade específica de lodos anaeróbios tem sido muito aplicado com a finalidade de classificar o potencial metanogênico da biomassa proveniente de processos sob diferentes condições operacionais (CHERNICHARO, 2007). Tem sido utilizado para uma série de aplicações, como por exemplo, na determinação da carga orgânica máxima aplicada a um lodo (INCE et al. 1995), no estudo do efeito de compostos tóxicos potencialmente inibidores no comportamento da biomassa (CHO et al., 2005), na influência da concentração de substrato e de umidade na matéria seca de resíduos sólidos (HYARIC et al., 2010), no estabelecimento da dinâmica do biofilme de um reator de membrana anaeróbio -AnMBR durante o período de partida (HO e SUNG, 2010), na avaliação do tratamento de lodo anaeróbio com potencial para produção de biogás por eletrodiálise (VIRKUTYTE et al, 2010), entre outras inúmeras aplicações.

O teste de atividade metanogênica específica (AME) constitui-se em um ensaio de escala laboratorial que mede a conversão máxima de determinados substratos orgânicos em metano por unidade de biomassa presente no lodo anaeróbio (STEIL, 2007). Pode ainda ser utilizada para obter uma indicação da provável composição das populações de microrganismos envolvidos na degradação de resíduos orgânicos complexos, como as águas residuárias de suinocultura (SANTANA, 2004). Nutrientes e soluções tampão podem ser adicionadas a fim de evitarem inibições na digestão. A produção de biogás é medida ao longo do teste e os resultado expressos em $\text{g DQO CH}_4 \text{ g SV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ ou em $\text{mL CH}_4 (\text{g SV d})^{-1}$ (HYARIC, 2010).

O teste de atividade metanogênica também foi utilizado por OLIVEIRA (1997) com a finalidade de avaliar a AME de lodos sob diferentes condições operacionais (variação de carga orgânica e de temperatura), em diferentes regiões da manta do lodo,

e somente do lodo granulado de um reator anaeróbio UASB tratando águas residuárias de suinocultura.

OLIVEIRA et al. (1997) obtiveram valores de AME entre 0,01 e 0,13 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com a aplicação do teste com mistura de ácido acético, butírico, propiônico e fórmico.

Ao avaliarem o desempenho de um reator USB inoculado com lodo granular metanogênico, RUIZ et al. (2006) concluíram que, ao longo de 200 dias de operação, não foi possível manter as atividades metanogênicas e desnitrificantes em um único reator, uma vez que as condições que aumentam a atividade de microrganismos desnitrificantes, como baixa relação DQO/N, reduzem a atividade das arqueias metanogênicas.

AKARSUBASI et al. (2006) avaliaram dois reatores UASB para o tratamento de águas residuárias de destilaria de álcool. O segundo reator (476 m³) foi inoculado com lodo do primeiro (143 m³), o qual estava operando há 2 anos. Observaram que o lodo de ambos reatores tiveram atividade metanogênica específica semelhantes, 350 e 376 mL CH₄ (g SSV d)⁻¹.

SANTANA et al. (2007) realizaram testes de AME do lodo de dois reatores UASB em dois estágios, com concentração de 0,5 g DQO (g SV)⁻¹ e substratos (acetato, glicose, amido, propionato + butirato e formiato) utilizados separadamente. Obtiveram os maiores valores de AME para os dois reatores, de 0,23 e 0,17 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente, com a utilização do acetato.

HO e SUNG et al. (2010) avaliaram a dinâmica da atividade metanogênica no período de partida de reatores anaeróbios de membrana (AnMBR), em escala laboratorial, no tratamento de águas residuárias sintéticas municipais, a fim de investigarem a AME no lodo suspenso e no lodo aderido à membrana. Operaram com temperaturas entre 15 e 25 °C. Os autores observaram menores valores de atividade metanogênica a 15 °C e na biomassa aderida, obtendo 51.8 mL CH₄ (g SSV d)⁻¹ no período de partida e 65.7 mL CH₄ (g SSV d)⁻¹ após 75 dias de operação. A atividade microbiana do lodo suspenso continuou a aumentar e o lodo aderido apresentou queda nos valores. Os autores concluíram que a membrana e o lodo aderido foram uma

barreira física para os SST e para a DQO, porém sem papel significativo de um biofilme para a conversão biológica de compostos orgânicos.

VIRKUTYTE et al. (2010) investigaram o efeito da eletrodialise no lodo proveniente de reator UASB utilizado no tratamento de águas residuárias de fábrica de papel. Os autores avaliaram a densidade de corrente elétrica, pH, adição de Cu^{2+} e $\text{Na}_2\text{H}_2\text{EDTA}$ sobre a atividade metanogênica específica do lodo anaeróbio granular. Observaram que a adição de $\text{Na}_2\text{H}_2\text{EDTA}$, no lodo com cobre, resultou no maior valor de atividade metanogênica $62 \text{ mg DQO-CH}_4 (\text{g SSV d})^{-1}$, sugerindo que a adição do $\text{Na}_2\text{H}_2\text{EDTA}$ pode ter diminuído os efeitos tóxicos causados pela adição de cobre no lodo anaeróbio granular.

Aliada a inúmeras pesquisas a respeito das atividades microbianas, é fundamental destacar a importância de técnicas moleculares na transição de métodos convencionais de monitoramento de reatores anaeróbios para o procedimento de biomonitorização. Um olhar para o futuro da biotecnologia ambiental, ecologia microbiana e digestão anaeróbia deve estar focado em vantagens e avanços científicos que possibilitem aplicações práticas dos resultados (TABATABAEI et al., 2010).

Para as aplicações dos testes de atividade metanogênica específica, o desafio será melhorar a confiabilidade, especialmente para uso em grande escala ou mesmo em escala laboratorial. Isso irá possibilitar avaliações de custo-benefício na combinação dos métodos convencionais físico-químicos e microbiológicos. Se os desafios na tecnologia anaeróbia de tratamento de águas residuárias baseiam-se na eficiência do processo, então faz-se necessária uma maior compreensão das populações microbianas presentes na biomassa dos reatores.

2.3 Pós-tratamento de águas residuárias

De acordo com CHERNICHARO (2007), os sistemas anaeróbios devem ser encarados como uma primeira etapa do tratamento de águas residuárias, uma vez que estes não são capazes de produzir efluentes finais com elevado grau de qualidade, principalmente em relação à remoção de nutrientes.

Com a utilização do tratamento anaeróbio como um método de tratamento secundário, a adição de um pós-tratamento adequado é necessário para atingir os padrões de lançamento e/ou reuso agrícola (ELMITWALLI et al., 2003; TAWFIK et al., 2005; CHERNICHARO, 2006). Os sistemas combinados de tratamento anaeróbio-aeróbio para águas residuárias receberam grande atenção ao longo das últimas décadas devido à potencialidade e às suas inúmeras vantagens, tais como redução de consumo de energia, baixa produção de lodo e alta simplicidade operacional (CHAN et al., 2009).

A discussão a respeito da utilização do processo anaeróbio ou aeróbio para o tratamento de esgoto sanitário está se tornando menos freqüente, pois a combinação dos dois processos aproveita as vantagens de cada um, minimizando seus aspectos negativos. Como resultado busca-se a maior remoção da matéria orgânica e a melhoria das características dos reatores aeróbios, contudo com baixos custos de implantação e operação, além de sistemas mais compactos com menor produção de lodo, que podem ser citadas como vantagens dos sistemas de tratamento anaeróbio. Além disso, a combinação torna possível a remoção de nitrogênio e, algumas vezes, de fósforo (ABREU e ZAIAT, 2008).

A legislação brasileira vigente, Resolução CONAMA nº357 (BRASIL, 2005), fixa que os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados direta ou indiretamente nos corpos d'água, com a concentração de N-amoniaco de no máximo de 20 mg L⁻¹. Embora não haja restrição quanto ao fósforo nos efluentes, a Resolução determina que, em águas doces, o teor máximo de fosfato limita-se a 0,025 mg L⁻¹. Desta forma, faz-se necessário o pós-tratamento dos efluentes anaeróbios, para que não causem danos ambientais ou de saúde pública, se forem lançados nos corpos receptores.

Os efluentes anaeróbios possuem alta concentração residual de sólidos suspensos e matéria orgânica, os quais poderão ser polidos no sistema aeróbio, assim como a ocorrência da oxidação do amônio a nitrito/nitrato por meio da nitrificação. Dependendo do tipo de processo e das condições operacionais, o tratamento aeróbio fornece cerca de 1-2 log de remoção de patógenos (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005).

Essas vantagens tem incentivado um intenso e rápido desenvolvimento de pesquisas aplicadas aos sistemas de tratamento anaeróbio-aeróbio de águas residuárias industriais (AHN et al., 2007; ZHANG et al., 2008; ISIK e SPONZA, 2008), agroindustriais (HUANG et al., 2005; DENG et al., 2008; JIN-YOUNG et al., 2007) e domésticas (CHERNICHARO e NASCIMENTO, 2001; GARBOSSA et al., 2005; MOTTA et al., 2007).

Neste contexto, a combinação do sistema de tratamento anaeróbio-aeróbio de águas residuárias tem sido estudada em várias configurações de reatores, como por exemplo, reator UASB seguido de filtro biológico percolador, reator anaeróbio compartimentado seguido de lodos ativados, reator UASB seguido de biofiltro aerado submerso, filtro anaeróbio seguido de filtro aeróbio, reator UASB seguido de reator em batelada sequencial aeróbio, entre diversas outras possibilidades (REBAH et al., 2010).

DENG et al. (2008) investigaram sistemas de tratamento combinados usando reator UASB, seguido de RBS aeróbio no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 6561 mg L^{-1} ; N-amoniaco de 720 mg L^{-1} , NT de 997 mg L^{-1} e P-total de 125 mg L^{-1} . O RBS foi operado com ciclos de 8 h, com 4 h de aeração, 2 de sedimentação, 1 de repouso e 1 de retirada do sobrenadante. Os autores afirmam que o RBS alimentado com o efluente digerido no reator UASB foi pouco eficiente em termos de remoção de DQO, nitrogênio e fósforo. Após algumas modificações nas condições operacionais, nas quais o RBS foi alimentado com efluente do reator UASB acrescido do afluente bruto na proporção de 1:2, houve melhorias nas eficiências de remoção de DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo, atingindo valores médios de 94,3; 98,8; e 70,6%, respectivamente, no sistema de tratamento anaeróbio-aeróbio.

OLIVEIRA et al. (2008) avaliaram o desempenho de dois reatores UASB, instalados em série, em escala piloto, com volumes de 908 L e 188 L, respectivamente, no tratamento de águas residuárias de suinocultura. A COV aplicada no primeiro reator UASB foi de $4,5 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$. Para o pós-tratamento do efluente do sistema de tratamento anaeróbio foi utilizado um reator RBS aeróbio, com volume de 3000 L, e alimentação contínua. As eficiências médias de remoção da $\text{DQO}_{\text{total}}$, SST, NT e P-total foram de 95; 97; 64 e 74%, respectivamente, para o sistema de tratamento composto

pelos reatores UASB, em dois estágios, seguidos do RBS aeróbio. O número de coliformes termotolerantes foi reduzido até $2,4 \times 10^3$ NMP 100 mL⁻¹.

SANTANA e OLIVEIRA (2008) avaliaram o desempenho de sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio constituído por dois reatores UASB, em série (volumes de 510 e 209 L, respectivamente), seguidos de um reator RBS aeróbio com volume de trabalho 210 L, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de sólidos suspensos totais (SST) de 5 a 11 g L⁻¹ e submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) de 28 e 14 h no primeiro reator, 11 e 6 h no segundo reator, e de 58 e 26 h no RBS. No RBS aeróbio, utilizado para o pós tratamento do efluente dos reatores UASB, as eficiências médias de remoção foram 89%, 93%, 61%, 89% e 71% para a DQO_{total}, SST, P-total, NTK e NT, respectivamente, com COV de 0,4 a 3,6 g DQO (L d)⁻¹. No sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio, as eficiências médias de remoção da DQO_{total}, SST, P-total, NTK e NT atingiram valores máximos de 99; 99; 85; 97 e 89%, respectivamente, e de 98; 99; 97 e 99% para Fe, Zn, Cu e Mn, respectivamente. Para os coliformes termotolerantes, as eficiências de remoção médias foram de 93,80 a 99,99%, obtendo-se valores mínimos de $2,3 \times 10^3$ NMP 100 mL⁻¹.

RAJAGOPAL et al. (2011) desenvolveram um processo de tratamento de águas residuárias de suinocultura, com valores de DQO entre 43 e 62 g kg, por meio da combinação de etapas anaeróbia e aeróbia/anóxica em reatores de alimentação contínua, com agitação, variando a carga orgânica aplicada de 1,87 a 2,32 kg DQO (m³ d)⁻¹ e ciclos de aeração de 5 a 12 h d⁻¹. Os autores obtiveram remoções de DQO_{diss}, NT e N-amoniaco com valores máximos de 88; 75 e 99%. Os autores concluíram que o processo combinado proposto é eficiente, uma vez que remove a matéria orgânica na etapa anaeróbia, promove a nitrificação e desnitrificação por meio de métodos parciais promovidos pela aeração intermitente, reduzindo assim, a necessidade de oxigênio durante todo o processo.

Neste cenário, o desenvolvimento de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio compacto e eficiente que possa operar para o tratamento de águas residuárias, tanto na remoção de matéria orgânica quanto na remoção de nitrogênio, fósforo e metais, com baixo consumo de energia e baixa formação de lodo, é de grande interesse para a

maioria das atividades geradoras de efluentes, em especial para as águas residuárias de suinocultura.

Uma das alternativas para otimizar o crescimento celular microbiano em tais sistemas combinados é o favorecimento da concentração de biomassa no sistema, fazendo com que o substrato e condições operacionais sejam fatores que beneficiem os processos de produção e manutenção celular. Essa condição pode ser alcançada por meio de sistemas com células aderidas. Um dos motivos pelo qual cresce o interesse em entender a formação dos biofilmes diz respeito ao fato de que a biomassa aderida pode apresentar maiores atividade, taxa de crescimento e de utilização do substrato, quando comparada à biomassa livre (ORTIGARA, 2009).

2.3.1 Filtro aerado submerso no tratamento de águas residuárias

Os filtros biológicos aerados, denominados pela norma técnica (ABNT/NBR 13969-97) 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.

Segundo REBAH et al. (2010), o biofiltro aerado submerso (BAS) é um reator em potencial, sendo considerado uma alternativa para processos de tratamento de águas residuárias. Favorece o desenvolvimento de biofilme, é eficaz na remoção de sólidos suspensos, de matéria orgânica e de compostos nitrogenados. A otimização na formação do biofilme em BAS é uma tecnologia promissora para o tratamento de águas residuárias alimentícias, agroindustriais e de suinocultura. Sua utilização tem sido aplicada com êxito e tem alcançado altos níveis de nitrificação/desnitrificação e remoção de fósforo (BUELNA et al., 2008; HAIT e MAZUMDER, 2009; TURCOTTE et al., 2009). De acordo com GONÇALVES et al. (2001) os biofiltros aerados representam uma tecnologia sólida, originando ETES compactas que podem ser enterradas no subsolo de estádios esportivos, parques e edifícios em pleno ambiente urbano.

No Brasil, a utilização do BAS tem sido ampla para o pós-tratamento de esgoto sanitário de reatores anaeróbios, como reatores UASB (HIRAKAWA et al., 2002;

NASCENTES e ROQUE, 2003), tanque séptico (MAGRI et al., 2007) e filtros anaeróbios (DOMINGUES et al., 2005).

Nesta perspectiva, muitas pesquisas e estudos foram realizados na verificação dos fatores limitantes de operação de BAS 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, uma vez que irá promover a retenção física dos sólidos suspensos presentes, e fornecerá suporte para a fixação de microrganismos, com conseqüente formação do biofilme.

Segundo GONÇALVES et al. (2001) e VON SPERLING (1997) o desenvolvimento de biofilmes nos reatores ocorre a partir de uma matriz, em geral um meio suporte sólido natural (por ex. brita, areia, bambu) ou artificial (por ex. plástico), e também a partir da aglomeração da própria biomassa (grânulos). A forma do biofilme define o modo como se dá a interface biofilme/líquido. É por meio dessa interface que ocorre todo o transporte de massa de solutos. A estrutura do biofilme, fundamental na atividade microbiana, é influenciada por fatores como crescimento das células microbianas e sua divisão, concentração de substrato, produção e excreção de polímeros extracelulares, forças de atrito definidas pela hidrodinâmica, entre outras (COHEN, 2001).

STOODLEY et al. (2002) propuseram um modelo para definir os estágios, de um modo geral, de desenvolvimento do biofilme. Em um primeiro estágio, as células bacterianas aderem de forma reversível à superfície. Em seguida, ocorre a produção de matriz de polímeros extracelulares, dando coesão ao biofilme, resultando em aderência mais firme. As fases seguintes referem-se ao desenvolvimento inicial e maturação da arquitetura do biofilme, com conseqüente dispersão de células do biofilme (FIGURA 1).

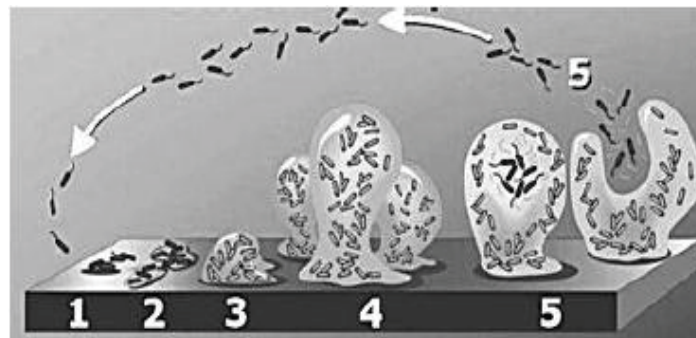


FIGURA 1. Modelo de desenvolvimento do biofilme. Fonte: STOODLEY et al. (2002).

Alguns critérios devem ser observados na escolha de materiais para o enchimento dos BAS e desenvolvimento do biofilme, como a superfície específica, a rugosidade, a densidade, a granulometria e ainda, o material suporte deve ser inerte e não biodegradável (CHERNICHARO, 2001). Características relevantes de aspectos econômicos devem ser consideradas, como o custo do material, a facilidade de obtenção e sua resistência.

A utilização de materiais sintéticos intensificou-se no início dos anos 90, propiciando novas configurações e opções de materiais suporte. A evolução da tecnologia nos últimos tempos deveu-se à utilização dos meios suportes plásticos em substituição aos meios de pedra. Diferentes meios suportes plásticos são ofertados pela indústria, cada qual com suas respectivas especificações (SANTOS et al., 2005).

GONÇALVES et al. (1997) avaliaram o desempenho de um reator UASB e um filtro biológico aerado submerso (meio granular composto por esferas de poliestireno), com volume de 46 e 6,3 L, respectivamente, tratando esgoto sanitário, durante 322 dias. Com TDH de 6 horas no reator UASB, as eficiências médias de remoção de SS, DBO e DQO do conjunto foram de 94%, 96% e 91%, respectivamente. O efluente final, correspondendo ao efluente do filtro, apresentou para SST, DBO e DQO valores médios de 10; 9 e 38 mg/L. Os autores afirmam que os resultados demonstram que os filtros aerados podem ser considerados uma alternativa viável para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB tratando esgotos domésticos, podendo ser operados a baixíssimos tempos de detenção hidráulica.

SEITENFUS et al. (2007) avaliaram a eficiência da tecnologia de dois biofiltros aerados submersos, em escala laboratorial, para o tratamento de efluentes gerados por

laboratórios de ensino, pesquisa e prestação de serviços de um núcleo biotecnológico. Operaram os BAS com meios suportes de plástico distintos (conduíte plástico – Reator 1 e tampas de polietileno – Reator 2). Ambos foram alimentados em batelada com TDH de 24 h, fluxo ascendente e aeração forçada. Os autores obtiveram valores médios de eficiência de remoção de DQO de 62 e 61% para os biofiltros 1 e 2, respectivamente, e eficiência média de remoção de 60% para P-total em ambos. Observaram por meio de exames de microscopia óptica a formação de biofilme denso, confirmado pela colonização diversificada de biomassa aeróbia.

Além do fornecimento industrial de materiais plásticos, têm-se como alternativa a utilização de materiais de baixo custo, fácil acesso e boa disposição final. Existem vários trabalhos relacionados a tratamento de águas residuárias com reatores nos quais o bambu é utilizado como material suporte. O bambu pode ser um material alternativo, porque tem alto índice de vazios, boa capacidade de retenção de biomassa, sua distribuição é vasta e o seu preço sem transporte é na média 13 vezes menor do que o do material sintético (TRITT et al. 1993). Grande parte dos trabalhos que utilizaram bambu como material suporte são com filtros anaeróbios.

LUZIA et al. (2005), utilizaram dois biofiltros aeróbios, em escala laboratorial, com bambu e pedra brita como materiais suporte, para o tratamento de lixiviado de aterro, com COV de 0,1 a 0,3 kg DBO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) e TDH de 28 h. Os autores observaram comportamento semelhante em termos de remoção de nitrogênio amoniacal nos biofiltros com bambu e pedra brita, com valores médios de 37%, demonstrando que a utilização de bambu como material suporte, frente a pedra brita, pode ser uma alternativa viável e de baixo custo.

MAGRI et al. (2007) avaliaram biofiltros aerados submersos preenchidos com tampas de polietileno (“PET”) e cascas de ostras, como material suporte, no pós-tratamento de tanques sépticos para o tratamento de esgoto doméstico. Com aplicação de COV de 0,8 kgDQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), obtiveram eficiências de remoção de DQO de 62 e 94% no biofiltro preenchido com tampas de polietileno e no biofiltro preenchido com cascas de ostras, respectivamente. Os autores afirmaram que, além da eficiência de remoção de DQO mais elevada, o biofiltro preenchido com casca de ostra foi mais eficiente na

aderência de microrganismos, com menor desprendimento de biofilme, e estabilidade em todas as transformações bioquímicas e grande estabilidade de pH e alcalinidade.

BUELNA et al. (2008) investigaram a utilização de pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura em biofiltro aerado submerso. O material suporte utilizado foi uma mistura de turfa (30%) e lascas de madeira (70%), a fim de garantir a estabilidade estrutural máxima do biofiltro, evitando entupimento e minimizando problemas de compactação. Apesar de altas variações nas concentrações de SST do afluente, de 10000 a 20000 mg L⁻¹, NTK de 2000 a 3800 mg L⁻¹ e P-total de 500 a 900 mg L⁻¹, o sistema de tratamento anaeróbio seguido de pós-tratamento com biofiltro aerado submerso foi capaz de manter um desempenho médio com remoção acima de 97% para a SST, de 84% para o NTK, de 87% para o P-total e de até 95% para 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 foi eficiente e simples para tratar águas residuárias de suinocultura.

2.3.2 Processos de remoção de nitrogênio e fósforo no tratamento de águas residuárias

Devido à alta concentração de nutrientes presentes em águas residuárias de efluentes agroindustriais, pesquisas e estudos têm sido estabelecidos a fim de investigarem processos biológicos de remoção de formas nitrogenadas e de fósforo (DAUMER et al., 2007).

Altos níveis de N-amoniaco são gerados no processo de digestão anaeróbia de águas residuárias de suinocultura. Portanto, o pós-tratamento é necessário para que o efluente se enquadre nos padrões de lançamento (WAKI et al., 2008; BERNET e BELINE, 2009; BORTONE, 2009).

O método mais comum e eficiente utilizado para remover nitrogênio de águas residuárias da suinocultura é o processo biológico de nitrificação e desnitrificação, amplamente utilizado em processos de aeração intermitente (CHENG e LIU, 2001; MOTA et al., 2005; JIN-YOUNG et al., 2007). Em biofilmes, o processo de nitrificação é

menos dependente da temperatura do que em sistemas de lodos ativados (BODIK et al., 2003).

Nos reatores aeróbios as bactérias autotróficas são capazes de utilizar o nitrogênio de forma não assimilativa como fonte de energia, onde somente pequenas quantidades de biomassa são produzidas. Diferentemente das bactérias heterotróficas, as autotróficas são incapazes de utilizar o carbono presente na matéria orgânica. Elas utilizam o dióxido de carbono, os bicarbonatos ou carbonatos como fonte de carbono para síntese de material celular, o oxigênio comoceptor final de elétrons, e obtém energia para o metabolismo pela oxidação de compostos inorgânicos reduzidos, sendo classificadas como quimioautotróficas (GRAY, 2004).

A nitrificação requer o consumo de oxigênio livre, com liberação de H^+ , consumindo a alcalinidade do meio e, possivelmente, reduzindo o pH (VON SPERLING, 1996). A nitritação, primeira etapa da nitrificação, é realizada, dentre outros gêneros, por bactérias do gênero *Nitrosomonas*, enquanto a nitratação, segunda etapa da nitrificação, é realizada, dentre outros gêneros, por bactérias dos gêneros *Nitrobacter* (METCALF e EDDY, 2003).

A cinética da nitrificação é influenciada por diversos fatores ambientais, como: relação C/N, temperatura, pH, alcalinidade, concentração de oxigênio dissolvido. 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; altas temperaturas tornam o processo dinâmico, onde há alto consumo de oxigênio e de alcalinidade necessários a nitrificação; em baixas temperaturas, as 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. As *Nitrosomonas* são inibidas pelo excesso de amônia e as *Nitrobacter* por nitrito e amônia (HAGOPIAN e RIDLEY, 1998).

Segundo GARZÓN-ZÚNIGA et al. (2005), a utilização de biofiltros aerados submersos, em grande escala, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura

mostra-se como uma tecnologia eficiente na remoção de matéria orgânica, com valores de remoção de eficiência entre 95 e 99%, porém não permite uma eliminação eficaz de NTK na forma de N_2 .

WEI et al. (2010) avaliaram a aplicação de um biofiltro aerado submerso, em escala laboratorial, preenchido com plásticos como material suporte, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com valores de DQO e $N-NH_3$ no afluente entre 973 e 2728 $mg\ L^{-1}$ e 70,5 e 243 $mg\ L^{-1}$, respectivamente. O aumento da temperatura, na faixa de 17 a 33 °C, foi benéfico para acelerar o período de partida do biofiltro. Obtiveram altas eficiências de remoção de $N-NH_3$, com valores acima de 84,0%, na faixa de 25 a 30 °C. Na faixa de pH entre 7,1 e 8,0, observaram que os valores de eficiência de remoção de DQO e $N-NH_3$ mantiveram-se altos, entre 85,7 e 86,8% e entre 86,9% e 89,5%, respectivamente. Com a aplicação e aumento da taxa de recirculação, os valores de eficiência de remoção de DQO e $N-NH_3$ aumentaram. Com o biofiltro aerado submerso houve bom desempenho no período de partida e ao longo da operação do sistema, com o efluente atingindo padrões de lançamento ou para reuso agrícola.

Em condições anóxicas, os nitratos podem ser utilizados por microrganismos heterotróficos como aceptores de elétrons, em substituição ao oxigênio. Este processo é conhecido como desnitrificação, sendo considerado um caso particular de redução desassimilativa. Esta reação se refere a qualquer processo em que o nitrato sofre redução sem ser assimilado pela célula. Segundo GARBOSSA et al. (2005), os sistemas aeróbio/anóxico apresentam maior viabilidade técnica-econômica, quando comparados aos sistemas tradicionais, para serem utilizados como alternativas para remoção de nitrogênio amoniacal promovendo nitrificação e desnitrificação.

A desnitrificação é realizada por muitas bactérias heterotróficas anaeróbias ou facultativas, como as dos gêneros *Achromobacter*, *Bacillus*, *Lactobacillus*, *Micrococcus* e *Pseudomonas*. A alcalinidade produzida durante a conversão do nitrato a gás nitrogênio resulta em um aumento do pH. O pH ótimo situa-se entre 7 e 8, podendo variar para as diferentes populações bacterianas. De acordo com RÔLO (2003), apesar da necessidade de condições anóxicas para a ocorrência da desnitrificação, a presença de oxigênio em um reator aeróbio utilizando biofilme não inibe o processo por completo.

Isto pode ser explicado pelo fato de que estas duas condições coexistem no mesmo biofilme, sendo a desnitrificação uma função de grande importância das regiões anóxicas do biofilme. Durante a desnitrificação é produzida alcalinidade em concentrações de $3,57 \text{ g CaCO}_3 (\text{g N-NO}_3^-)^{-1}$ (FERREIRA, 2000).

GILBERT et al. (2008) avaliaram o potencial microbiológico da atividade desnitrificante por meio de técnicas moleculares, em diferentes profundidades de um filtro biológico percolador, preenchido com uma mistura de turfa, madeira e calcário como material suporte. As atividades potenciais de desnitrificação dependeram essencialmente das condições operacionais e as bactérias desnitrificantes prevaleceram próximas da superfície do filtro, quando comparadas às camadas mais profundas.

Segundo PAGACOVA et al. (2010), a condição primordial de utilização de um reator anóxico de fluxo ascendente com manta de lodo (*upflow sludge blanket* - USB) para desnitrificação é a manutenção de uma biomassa granulada com boas características de sedimentação. Com concentrações de nitrato na faixa de 20 mg a 2000 mg L^{-1} houve sucesso na desnitrificação em reatores USB anóxico, com biomassa granular anóxica. As altas concentrações de nitrato promoveram maior crescimento dos grânulos (FRANCO et al., 2006; RUIZ et al., 2006).

Ao investigarem o reator USB como alternativa de pós-tratamento, na verificação da capacidade de formação de lodo granular anóxico, por meio de dois inóculos distintos, lodo anaeróbio e lodo proveniente de um sistema de lodos ativados, PAGACOVÁ et al. (2010) utilizaram metanol como fonte de carbono orgânico, com relação DQO:N-NO₃ igual a 6 e observaram que, com o aumento gradual da COV, de 19 a $22 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, a biomassa anóxica, formada a partir do inóculo de lodo anaeróbio, mostrou-se com boas características de formação granular, desnitrificação e sedimentabilidade, em comparação com a biomassa anóxica formada a partir do inóculo de lodos ativados.

De acordo com DAUMER et al. (2007), dependendo das condições impostas ao sistema de tratamento, a acumulação ou liberação do fósforo pela biomassa pode ser otimizada por meio de processos de melhoria na eficiência de remoção, como alternância de fases anaeróbia, aeróbia e anóxica, levando à liberação de fósforo pela

biomassa e acumulação do ortofosfato como polifosfato. Durante a fase anaeróbia, microrganismos acumuladores de fósforo (*phosphorus-accumulating organisms* – PAO) armazenam carbono na forma de polihidroxialcanoato (PHA), principalmente o polihidroxibutirato (PHB), e liberam o fósforo. Durante as fases anóxicas ou aeróbias, o carbono é consumido a fim de restabelecer a concentração interna celular de fósforo pela captação do fosfato (MINO et al., 1998). O fator mais importante na fase aeróbia é que as bactérias armazenam mais fosfato do que liberaram na fase anaeróbia (METCALF e EDDY, 2003).

REBAH et al. (2010) investigaram 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⁻¹ de OD, a 35 °C. Com COV de 2 a 4 kg DQO (m³ d)⁻¹, TDH de 36 h, concentrações no afluente de 2595 a 5968 mg L⁻¹ e de 510 a 1866 mg L⁻¹ para DQO e NTK, respectivamente. Em ambos sistemas houve excelente desempenho para remoção de DQO, com eficiências médias superiores a 90%; e de 60 e 77% para NTK, no biofiltro com argila e no biofiltro com plástico, respectivamente. A remoção de nitrogênio foi relacionada pelos autores a fatores como nitrificação/desnitrificação e assimilação pela biomassa. No biofiltro aeróbio com plástico como material suporte ocorreram menores concentrações de nitrato e maiores de nitrito, quando comparado ao biofiltro com argila. Os autores atribuíram a diminuição de nitrato a um possível aumento na desnitrificação, ou à inibição da *Nitrobacter* sp. pelo N-NH₃. As maiores concentrações de nitrito confirmaram a inibição por N-NH₃. A remoção de fósforo foi aceitável para ambos sistemas, com rendimentos médios de 50% e de 70%, para o biofiltro com argila e para o biofiltro com plástico, respectivamente.

A revisão da literatura aponta para novas configurações de reatores com grande potencial de remoção de nitrogênio, carbono e fósforo com redução de custos, seja pela redução de volume ou pela redução na adição de alcalinidade, fonte de carbono ou oxigênio. Deve-se ressaltar ainda outros processos inovadores de remoção biológica de nitrogênio, como os denominados por 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*). Estes processos apresentam rotas alternativas para a transformação de nitrogênio amoniacal em nitrogênio gasoso.

Muitas tentativas tem sido realizadas a fim de avaliar processos de tratamento para águas residuárias de suinocultura, com sistemas tecnicamente robustos, operacionalmente simples e economicamente viáveis. O potencial de distintas configurações deve ser testado para que, à medida que se obtenham resultados, os padrões de lançamento de efluentes mais restritivos possam ser atendidos a custos menores.

III. MATERIAL E MÉTODOS

3.1 Local do experimento

O estudo experimental foi desenvolvido nas instalações de reatores anaeróbios e aeróbios, e Laboratórios da área de Digestão Anaeróbia 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), com precipitação média anual de 1.405 mm e temperatura média anual de 23,2 °C. 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 são coletadas, digitalizadas em formato padronizado, realizada a consistência e controle de qualidade. Em seguida são obtidas médias diárias, mensais e anuais (UNESP, 2009).

3.2 Instalações experimentais

O sistema de tratamento foi constituído por um tanque de armazenamento do afluente equipada com misturador, uma bomba helicoidal, um reator anaeróbio compartimentado com duas câmaras (C_1 e C_2 - ABR), um filtro aerado submerso (FAS) e um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico em escala-piloto, instalados em série. A configuração desse sistema de tratamento, conforme demonstrado nas Figuras 2, 3 e 4, foi adaptada de FERNANDES e OLIVEIRA, 2006 e de ABREU NETO e OLIVEIRA, 2009, os quais realizaram estudos anteriores na área experimental em questão.

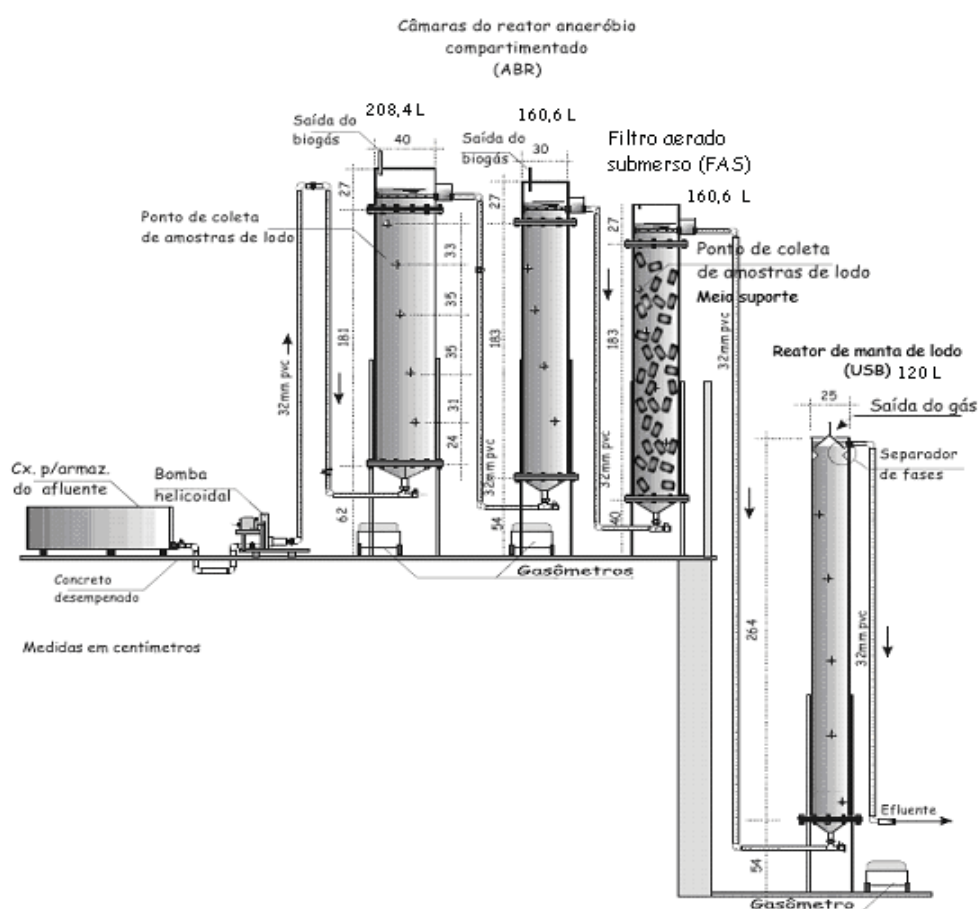


FIGURA 2. Representação esquemática do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico composto pelo reator anaeróbio compartimentado (ABR), filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, em série (medidas em centímetros). Fonte: Adaptado de FERNANDES e OLIVEIRA (2006).

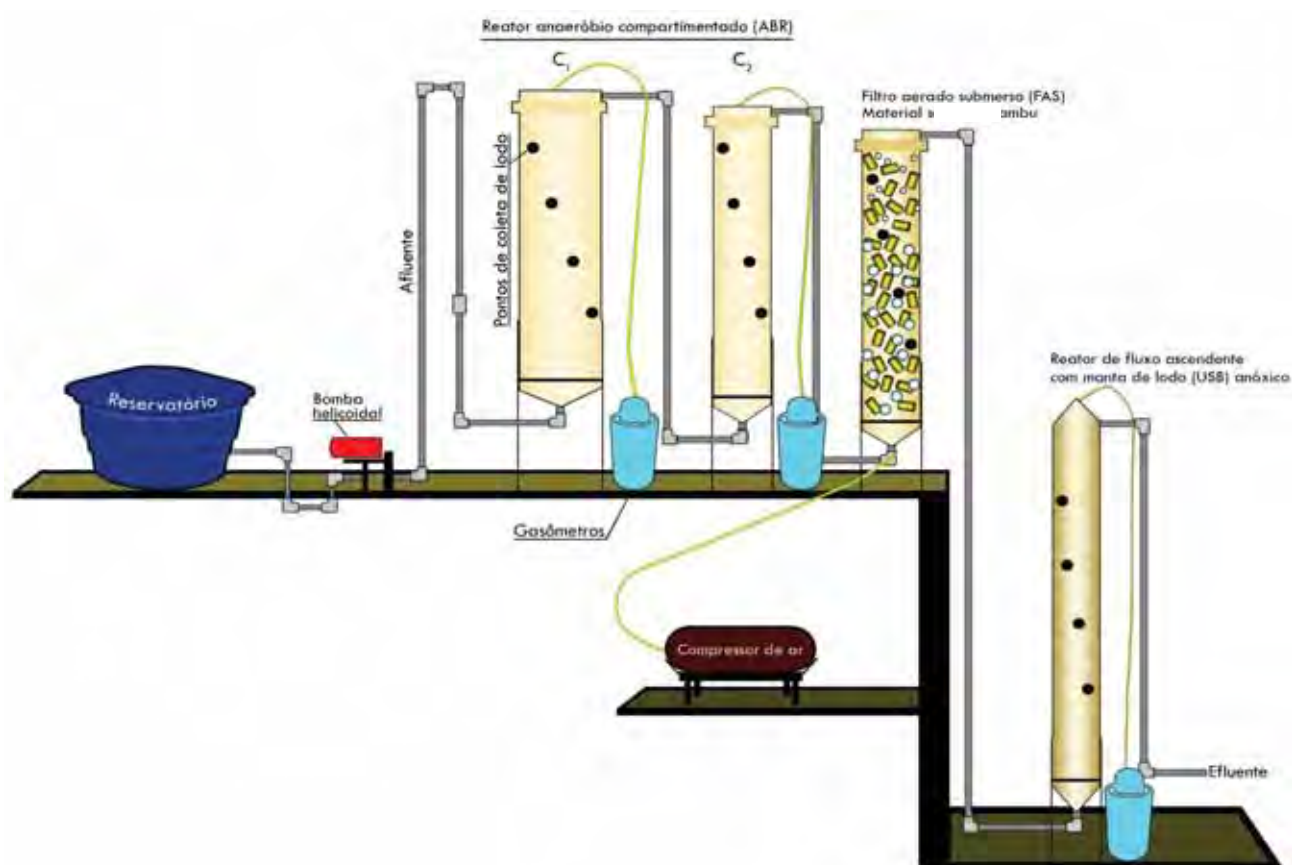


FIGURA 3. Representação ilustrativa do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico composto pelo reator anaeróbio compartimentado (ABR), filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, em série. Fonte: Adaptado de FERNANDES e OLIVEIRA (2006).

Uma bomba dosadora helicoidal foi utilizada para a alimentação do reator ABR, o qual compreende duas câmaras, montadas com tubos de PVC, com altura de 1800 mm, e volume total de 369 L. A câmara 1 (C_1) com diâmetro nominal de 400 mm e o volume total de 208,4 L. A câmara 2 (C_2) apresenta diâmetro de 300 mm e o volume total de 160,6 L. As câmaras apresentam um 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 biogás produzido, conduzido por mangueira de borracha com lona ao respectivo conjunto de medição de gás formado por selo hidráulico e gasômetro). A monitorização da produção foi realizada com gasômetros contruídos de fibra de vidro, conforme descrito por FERNANDES e OLIVEIRA (2006). O fundo cônico e a cúpula de cada câmara foram unidos ao corpo de cada câmara por flange, garantindo a praticidade da montagem e manutenção, bem como, a vedação do sistema.



FIGURA 4. Instalações experimentais composta pelo reator anaeróbico compartimentado (ABR), filtro aerado submerso (FAS) e reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico, em série. (1) depósito do afluente; (2) bomba helicoidal; (3) reator anaeróbico compartimentado-ABR; (4) filtro aerado submerso-FAS; (5) reator de fluxo ascendente com manta de lodo-USB anóxico. Fonte: Adaptado de FERNANDES (2004).

No corpo de cada câmara, foram instalados 5 pontos para coleta de amostras do lodo, constituídos por registros de esfera de 32 mm de diâmetro, distribuídos

proporcionalmente tanto na altura disponível (1800 mm) quanto no perímetro (1256 mm para a câmara 1 e 942 mm para a câmara 2).

Externamente, na cúpula das câmaras, foram fixadas caixas coletoras (uma em cada câmara) do efluente, conduzido, por gravidade, à outra câmara por tubo de PVC de 32 mm (com ponto de coleta de amostras), sendo o abastecimento de cada câmara feito pelo respectivo fundo cônico e o ramal possui ponto de coleta de amostras com registro de esfera de 32 mm. Internamente, as câmaras possuem tubos coletores, de PVC de 20 mm, instalados diametralmente, trespassados por furos de 12 mm, que servem para captação e condução do efluente para as caixas coletoras instaladas do lado externo.

O filtro aerado submerso (FAS), com volume total de 160,6 L, foi construído com um tubo de PVC, com diâmetro de 300 mm. Apresenta fundo cônico com conexão para a entrada do afluente e para a entrada do ar. Para aeração do FAS foi utilizado compressor de ar e uma cápsula porosa de membrana fina, a qual foi fixada no fundo do reator para aeração de 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 (anéis de bambu ou anéis de eletroduto corrugado), conforme demonstrado na Figura 5.

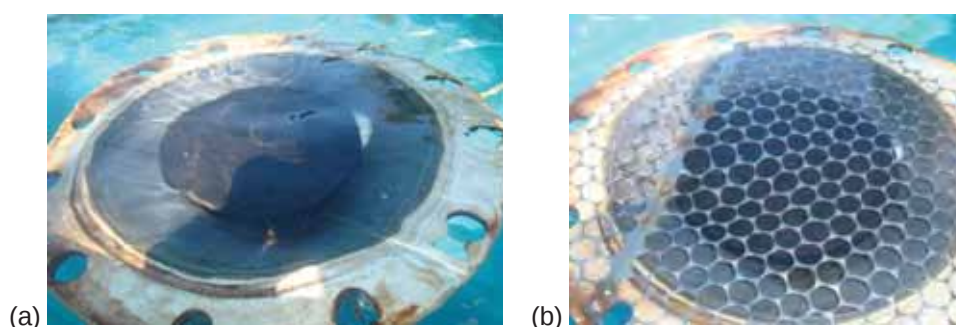


FIGURA 5. Fundo cônico do filtro aerado submerso (FAS) com cápsula porosa de membrana fina para difusão do ar (a) e chapa de aço inox perfurada para apoio do material suporte (b).

Para coleta de amostras da biomassa intersticial e não aderida presente no biofiltro, foram instalados 5 pontos de coleta, constituídos por registros com o mesmo padrão da câmara 2 do reator ABR, com 32 mm de diâmetro, distribuídos

proporcionalmente tanto na altura disponível (1800 mm) quanto no perímetro (942 mm). A distribuição teve por base uma espiral imaginária envolvendo o corpo do reator, permitindo que os pontos de amostragem fossem instalados de forma a não coincidirem. Externamente, na cúpula do FAS, foi fixada uma caixa coletora para o efluente, o qual era conduzido, por gravidade, ao reator USB anóxico.

No filtro aerado submerso foram utilizados como meio suporte, anéis de bambu e anéis plásticos de eletroduto corrugado, nos primeiros 269 dias de operação do sistema de tratamento e nos 157 dias posteriores de operação (Figuras 6 e 7), respectivamente.



FIGURA 6. Anéis de bambu utilizados como meio suporte no FAS (medidas em cm)

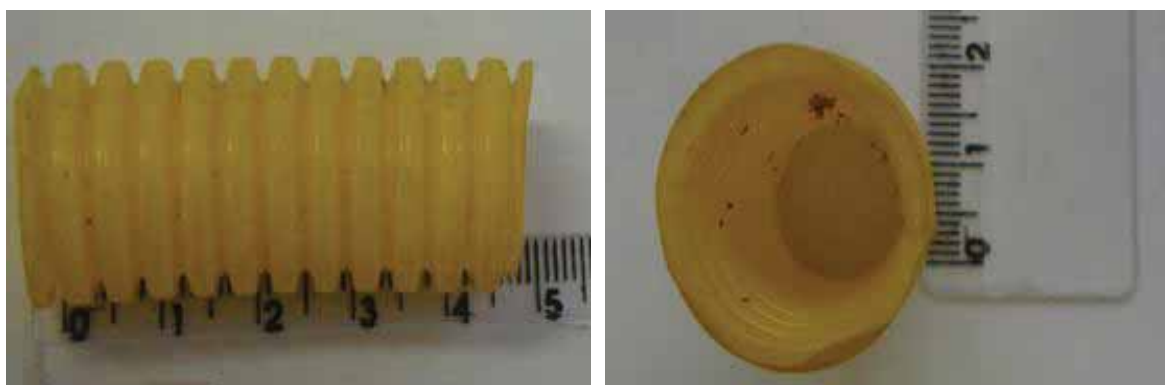


FIGURA 7. Anéis de eletroduto corrugado utilizados como meio suporte no FAS (medida em cm)

Na Tabela 2 estão apresentados o comprimento médio, diâmetro interno e externo, área superficial específica e índices de vazios dos anéis de bambu e dos anéis de plástico de eletroduto corrugado, conforme estimados e descritos por DUDA, 2010 e VICTORIA, 2006.

TABELA 2. Características dos meios suportes utilizados no FAS – anéis de bambu e anéis plásticos de eletroduto corrugado.

Características	Anéis de bambu	Anéis plásticos de eletroduto corrugado
Comprimento médio (mm)	46	43
Diâmetro externo médio (mm)	25	20
Diâmetro interno médio (mm)	20	19
Área superficial específica (m ² /m ³)	92,5	135
Índice de vazios (%)	75	87

Para a complementação do sistema de pós-tratamento foi instalado um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB) anóxico. O reator USB anóxico possuía um volume total de 120 L e foi construído com tubo de PVC com diâmetro de 250 mm, e altura do corpo de 2640 mm. Na parte superior foi construído um separador de fases, sólido, líquido e gás. Este separador era formado por um anel fixado à parede interna do reator que possuía a finalidade de formar o defletor, que desviava o gás que se desloca rente ou próximo à parede do reator, para dentro do cone fixado logo acima, o qual constitui a câmara de gás. Na extremidade do cone ficava a saída do gás, ligada ao respectivo selo hidráulico e gasômetro para monitoramento da produção de biogás. No corpo do USB, foram instalados 5 pontos para tomada de amostras do lodo, constituídos por registros de esfera de 32 mm de diâmetro, distribuídos proporcionalmente tanto na altura disponível (2640 mm) quanto no perímetro (785 mm). A distribuição acima, teve por base uma espiral imaginária envolvendo o corpo do reator, permitindo que os pontos de amostragem, fossem instalados de forma a não coincidirem, solução encontrada para evitar a possibilidade de obter amostras de “caminho preferencial” eventualmente formado no interior do reator.

3.3 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.

3.4 Descrição da operação e acompanhamento do sistema de tratamento

A operação do sistema de tratamento anaeróbio, composto pelo reator ABR, foi dividida em quatro ensaios. A operação do pós-tratamento foi subdividida em fases dentro de cada ensaio, sendo três fases para o ensaio 1, e duas fases para cada um dos ensaios 2, 3 e 4, resultando em 9 fases, conforme ilustrado na Figura 8.

Nos ensaios 1 e 3 e nos ensaios 2 e 4, os TDHs aplicados no reator ABR foram de 24 e 12 h, respectivamente, com COVs aplicadas de 51,1; 78,7; 35,9 e 93,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

O filtro aerado submerso (FAS) foi preenchido com anéis de bambu nas fases 1, 2, 3, 4 e 5, e com anéis de plástico de eletroduto corrugado nas fases 6, 7, 8 e 9. O TDH aplicado no FAS foi de 7,9 h nas fases 1, 2, 3, 6 e 7 e de 9,1 h nas fases 4, 5, 8 e 9, respectivamente. Para o cálculo do TDH do FAS foram utilizados os volumes úteis do reator, de 120,4 e de 139,7 L, para o preenchimento com anéis de bambu e eletroduto corrugado, respectivamente. A aeração no FAS foi contínua nas fases 1, 5, 6 e 9, intermitente, com 12 h d⁻¹ de aeração, na fase 2, e intermitente, com 1 h de aeração seguida de 1 h na ausência de aeração, nas fases 3, 4, 7 e 8.

O sistema de tratamento foi monitorado por 426 dias. Os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram realizados de 13/09/2009 a 02/04/2010 (com interrupção de 17/12/2009 a 19/01/2010); de 06/04/2010 a 08/07/2010; de 13/07/2010 a 05/10/2010 e de 07/10/2010 a 21/12/2010, respectivamente. Não foi possível realizar o primeiro ensaio continuamente em virtude de dificuldades como, disponibilidade do afluente, eventuais problemas na bomba helicoidal e no compressor de ar.

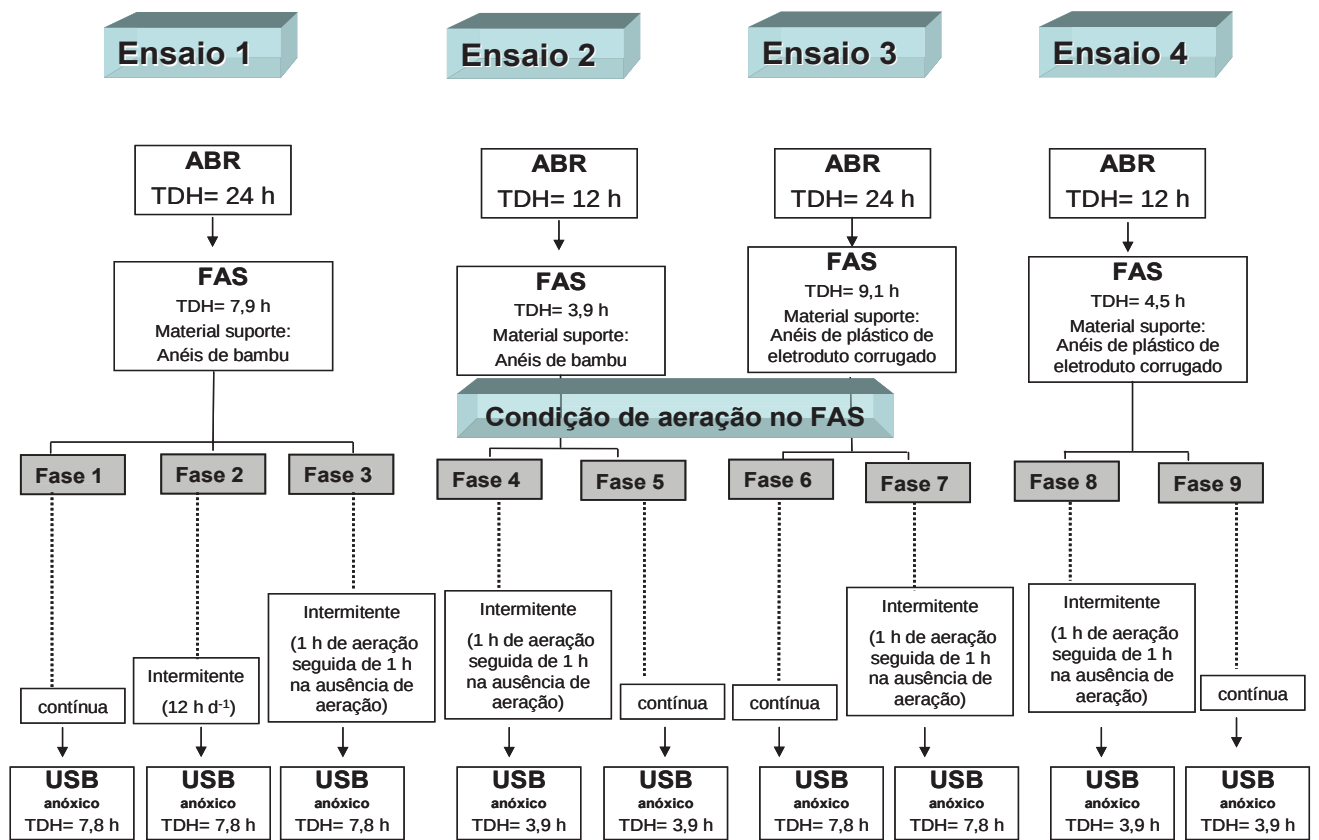


FIGURA 8. Fluxograma das condições operacionais do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, composto por reator ABR, filtro aerado submerso (FAS) e reator USB anóxico.

Na Tabela 3 estão apresentadas as condições operacionais do experimento com o sistema de tratamento anaeróbio, divididas em quatro ensaios, com os tempos de detenção hidráulica (TDH) e cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas.

TABELA 3. Condições operacionais aplicadas ao sistema de tratamento anaeróbio, para águas residuárias de suinocultura, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	TDH (h)		Tempo de operação (dias)	COV g DQO (L d) ⁻¹	
	ABR			C ₁	C ₂
	C ₁	C ₂			
1	13,6	10,5	172	51,1	8,6
2	6,8	5,2	97	78,7	20,1
3	13,6	10,5	84	35,9	12,1
4	6,8	5,2	73	93,0	27,4

TDH - tempo de detenção hidráulica; COV - carga orgânica volumétrica; DQO - demanda química de oxigênio; C₁ e C₂ - câmaras do reator anaeróbio compartimentado - ABR

Na Tabela 4 estão apresentadas as condições operacionais para o sistema de tratamento combinado anaeróbio, aeróbio e anóxico.

TABELA 4. Condições operacionais aplicadas ao sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico para águas residuárias de suinocultura, durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Ensaio	TDH (h)				Fases	Tempo de operação (dias)	COV		Condição de aeração do FAS
	ABR		FAS	USB			FAS	USB	
	C ₁	C ₂							
1	13,6	10,5	7,9	7,8	1	86	6,6	2,7	contínua
					2	34	9,2	5,1	intermitente de 12 h
					3	52	8,0	5,8	intermitente de 1 h
2	6,8	5,2	3,9	3,9	4	48	13,8	17,5	intermitente de 1 h
					5	49	17,9	13,1	contínua
3	13,6	10,5	9,1	7,8	6	42	9,0	3,5	contínua
					7	42	7,7	2,3	intermitente de 1 h
4	6,8	5,2	4,5	3,9	8	41	17,0	8,7	intermitente de 1 h
					9	32	20,5	11,1	contínua

TDH - tempo de detenção hidráulica; COV - carga orgânica volumétrica g DQO (L d)⁻¹; DQO - demanda química de oxigênio; C₁ e C₂ - câmaras do reator anaeróbio compartimentado - ABR; FAS: filtro aerado submerso

3.5 Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos nos afluentes, efluentes, lodo e biogás: amostragem, frequência e metodologias.

Na Tabela 5 estão relacionados os exames físicos, químicos e microbiológicos executados nas amostras do afluente e efluentes, no lodo e biogás durante os ensaios, bem como as frequências de amostragem e as fontes das metodologias.

TABELA 5. Exames e determinações realizados nos afluentes, efluentes biogás e lodo do reator ABR, FAS e USB, durante o experimento.

Exames e determinações	Frequência	Referências bibliográficas
Afluente e efluentes (ABR, FAS e USB)		
Temperatura	Diária	APHA, AWWA, WPCF (2005)
pH	duas por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Alcalinidade (AP, AI, AT)	duas por semana	APHA, AWWA, WPCF (1998), JENKINS et al. (1983)
Ácidos voláteis totais	duas por semana	DILALLO e ALBERTSON (1961)
Sólidos suspensos (SST e SSV)	duas por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Demanda química de oxigênio (DQO_{total} , $DQO_{diss.}$, DQO_{ss})	duas por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) (método colorimétrico) e OLIVEIRA (1997)
Nitrogênio total e N-orgânico	semanal	APHA, AWWA, WPCF (2005) (semi-microKjedahl)
Nitrogênio amoniacal	duas por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) (semi-microKjedahl)
Fósforo total	semanal	APHA, AWWA, WPCF (2005) (método colorimétrico; metavanadato e molibdato de amônio).
Potássio, cálcio, magnésio, sódio, cobre, ferro, manganês e zinco	semanal	APHA, AWWA, WPCF (2005) (digestão em bloco com ácido nítrico e perclórico e leitura em espectrofotômetro de absorção atômica)
Coliformes totais, termotolerantes	duas por fase	APHA, AWWA, WPCF (2005) (tubos múltiplos)
Efluentes (FAS e USB)		
NO_2^- e NO_3^-	duas por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Oxigênio dissolvido	três por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) (sonda)
Biogás (ABR e USB)		
Produção	Diária	OLIVEIRA (1997) (gasômetros) *
Composição	semanal	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Lodo (ABR, FAS e USB)		
Sólidos (ST e SV)	semanal	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Microscopia de luz	uma por ensaio	FIGUEIREDO e DOMINGUES (1997)
Atividade específica da microbiota	Início da operação	CHERNICHARO (1997); OLIVEIRA (1997); SANTANA (2004); DUDA (2009)**
Inóculo		
ABR	Início e final da operação	
Bactérias nitrificantes, desnitrificantes e heterotróficas	Final das fases 1 a 9	SARATHCHANDRA, 1978; SCHMIDT E BELSER, 1982; APHA, AWWA, WPCF (2005)**
FAS e USB		

* conforme método descrito no Anexo A; ** conforme método descrito no Anexo B

3.5.1 Amostragem

Foram coletadas amostras do afluente e efluente na tubulação de entrada do reator compartimentado (ABR) e da saída de cada uma das câmaras, na tubulação de saída do filtro aerado submerso (FAS) e do reator USB anóxico. As amostras foram compostas por sub-amostras coletadas no período das 8:00 às 14:00 h. O volume coletado para cada sub-amostra foi de 300 ml.

Para as fases com aeração intermitente, fases 2, 3, 4, 7 e 8, foram coletadas amostras do efluente do FAS e do USB anóxico nos períodos com e sem aeração, cuja simbologia adotada foi (') para designar as amostras coletadas durante o período de aeração e (") para as amostras coletadas durante o período de ausência de aeração.

Semanalmente, foram retiradas amostras de lodo do reator ABR, do FAS e do USB anóxico nos pontos de amostragem descritos na Figura 2. O volume coletado foi em torno de 500 mL em cada ponto de amostragem. Para as análises microbiológicas as amostras foram coletadas no fundo cônico e no lodo intersticial nos pontos de amostragem do FAS.

3.5.2 Temperatura

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.

3.5.3 Análise Estatística

Foi realizada análise estatística dos valores obtidos por meio dos testes F e de Tukey (5%) para comparação de médias, considerando-se delineamento inteiramente casualizado, com quatro tratamentos para o sistema anaeróbio (ensaio 1, 2, 3 e 4), com

repetições de 96, 60, 54 e 46 para as análises realizadas diariamente; 48, 28, 24 e 20 para as análises realizadas duas vezes por semana; 27, 15, 13 e 12 para as análises realizadas semanalmente.

Para o sistema de pós-tratamento foram utilizados 9 tratamentos e repetições de 34, 24, 38, 32, 31, 32, 24, 27 e 21 para as análises realizadas diariamente; 22, 9, 17, 14, 14, 13, 11, 11 e 9 para as análises realizadas duas vezes por semana; 11, 8, 9, 6, 7, 7, 5, 6 e 5 para as análises realizadas semanalmente.

As repetições foram provenientes de todas as amostragens no tempo, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico.

3.5.4 Procedimento de partida do sistema

Para a partida do sistema, ensaio 1, foi utilizado lodo proveniente de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura e adicionado em quantidade suficiente para ocupar 30% do volume de cada câmara do reator anaeróbio compartimentado e do reator USB anóxico. No início do ensaio 3, foi mantido o lodo ocupando 30% do volume de cada reator, descartando-se o excedente. Nos ensaios 2 e 4 não houve adição nem descarte de lodo.

Para a partida do filtro aerado submerso (FAS), o inóculo foi lodo proveniente de filtro percolador seguido de decantador utilizado no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura, o qual foi adicionado em quantidade suficiente para ocupar 30% do volume do FAS. No ensaio 3 houve a troca do material suporte, substituindo-se os anéis de bambu por anéis de plástico de eletroduto corrugado. Neste ensaio, o inóculo utilizado foi proveniente do lodo intersticial e do biofilme formado no filtro aerado submerso durante os ensaios 1 e 2, em quantidade suficiente para ocupar 30% do volume do FAS.

IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Temperatura

Na Tabela 6 estão apresentados os valores das temperaturas médias do ar, observadas durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, nos ensaios 1, 2, 3 e 4 do experimento. Na Figura 9 estão apresentados os valores das temperaturas do ar máximas, médias e mínimas observadas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

TABELA 6. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média do ar observadas durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro	Ensaio				Cv (%)	Teste F
	1	2	3	4		
Temperatura (°C)	25,4 a	21,5 b	20,4 b	25,6 a	7	37,5**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Os maiores valores médios das temperaturas do ar, de 25,4 e 25,6°C, foram observadas nos ensaios 1 e 4, realizados durante os meses de agosto de 2009 a abril de 2010 e durante os meses de outubro a dezembro de 2010, respectivamente. Nos ensaios 2 e 3, realizados entre os meses de abril a julho de 2010 e de julho a outubro de 2010, respectivamente, foram observadas as menores temperaturas médias do ar, de 21,5 e de 20,4 °C, respectivamente.

Com a subdivisão dos ensaios em fases, para o sistema de pós-tratamento, composto pelo filtro aerado submerso e reator USB anóxico, verificou-se que a temperatura média do ar na fase 3, de 26,1 °C, não diferiu ($p > 0,05$) da temperatura das fases 1, 4, 8 e 9, e foi maior ($p < 0,05$) do que nas fases 5, 6 e 7, quando foram observados os menores valores, de 20,5; 19,0 e de 21,9 °C (Tabela 7).

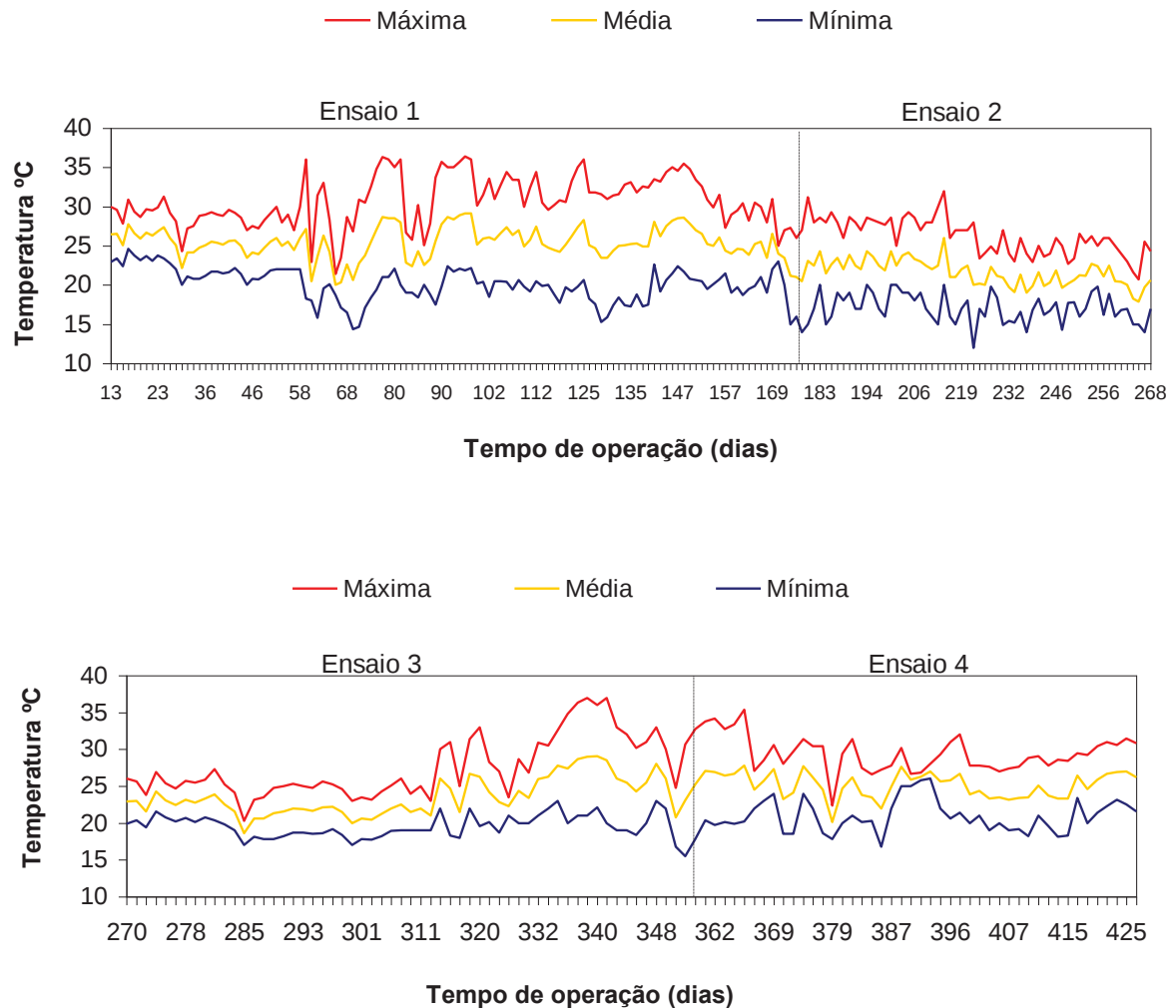


FIGURA 9. Temperaturas máxima, média e mínima do ar, observadas na Estação Agroclimatológica durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

FERNANDES e OLIVEIRA (2006) avaliaram o desempenho de um sistema anaeróbio em dois estágios (ABR+UASB), para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. Os autores alcançaram altos valores de eficiência de remoção de DQO_{total} e SST de 87 e 86%, respectivamente, com temperatura média de 18,2°C e TDH aplicado de 56 h. Mesmo com o diminuição do TDH para 28 h, as remoções aumentaram para 95 e 96%, respectivamente, para DQO_{total} e SST devido, segundo os autores, ao aumento da temperatura média para 21,6°C. De forma similar, neste estudo, com a aplicação do TDH de 24 h, com temperatura média de 20,5 °C, foi

possível obter altos valores de eficiência de remoção de 98% para DQO_{total} e SST, conforme será demonstrado em itens posteriores (Item 4.2, Tabela 11).

TABELA 7. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média do ar observadas durante a operação do pós-tratamento nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetro	Fases								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Temperatura (°C)	25,3 ab	24,5 b	26,1 a	22,6 abc	20,5 c	19,0 c	21,9 c	25,9 ab	25,1 ab
Cv(%)	7								
Teste F	20,2**								

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Estudos tem demonstrado que valores de temperatura entre 30 e 40 °C conferem uma taxa máxima de crescimento bacteriano, a qual decresce 11% por °C para digestores operados a temperaturas abaixo de 30°C (CHERNICHARO, 2007).

Por meio do monitoramento das temperaturas médias do ar, do afluente e efluentes durante os ensaios e fases, observou-se que os reatores foram operados, predominantemente, na faixa mesófila, de 20 a 30 °C, sendo estas, faixas adequadas para o processo anaeróbio de degradação orgânica, porém abaixo da faixa de temperatura ótima, conforme citado por CHERNICHARO (2007).

Foram medidas diariamente as temperaturas do afluente, efluentes (C₁, C₂, FAS e USB anóxico) e do ar adjacente aos reatores, às 10 e 15 h, como objetivo de obter uma relação entre as mesmas. As médias das temperaturas obtidas às 10 e as 15 h, estão apresentadas nas Tabelas 8 e 9. Observou-se que a temperatura do ar adjacente aos reatores (ambiente) foi próxima às observadas no afluente e efluente dos reatores anaeróbios e do pós-tratamento (Tabelas 8 e 9 e Figuras 10 e 11) , e que, apresentaram a mesma tendência das temperaturas médias do ar, observadas na Estação Climatológica (Figuras 10 e 11) Isto ocorreu em virtude da pequena espessura (10 mm) e diâmetro (250 a 400 mm) dos tubos de PVC, com os quais foi construído o sistema de tratamento.

TABELA 8. Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), da temperatura do ar adjacente (ambiente) ao reator ABR e o coeficiente de variação (CV) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro				
Temperatura (°C)	Afluente C_1	Efluente C_1	Efluente C_2	Ambiente
Ensaio 1	28,8 a	28,5 ab	28,4 ab	28,2 b
Ensaio 2	24,5 b	25,2 c	25,0 c	25,5 c
Ensaio 3	29,0 a	27,1 b	27,2 b	27,7 b
Ensaio 4	29,3 a	29,5 a	27,6 a	29,4 a
Cv (%)	30	10	11	9
Teste F	10,2**	21,8**	17,1**	20,0**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

A temperatura do sistema de tratamento foi influenciada diretamente pela temperatura do ar adjacente e foram, predominantemente, superiores a 25 °C durante o dia.

TABELA 9. Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes (C_2 , FAS e USB anóxico), da temperatura do ar adjacente (ambiente) aos reatores e o coeficiente de variação (CV) durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetro				
Temperatura (°C)	Efluente C_2	Efluente FAS	Efluente USB _{anóxico}	Ambiente
Fase 1	27,0 b	26,9 cd	26,3 b	27,2 b
Fase 2	28,4 ab	28,6 ab	28,2 a	28,1 ab
Fase 3	30,5 a	30,3 a	29,5 a	29,4 a
Fase 4	26,8 b	26,1 cd	25,3 b	26,1 bc
Fase 5	23,4 c	23,9 d	21,1 c	24,9 c
Fase 6	26,2 b	25,8 c	25,4 b	27,5 ab
Fase 7	28,6 ab	30,1 a	28,8 a	28,0 ab
Fase 8	30,4 a	30,2 a	29,5 a	29,4 a
Fase 9	28,4 ab	27,1 b	27,3 ab	29,4 a
Cv (%)	10	9	10	9
Teste F	17,1**	15,2**	29,3**	10,1**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

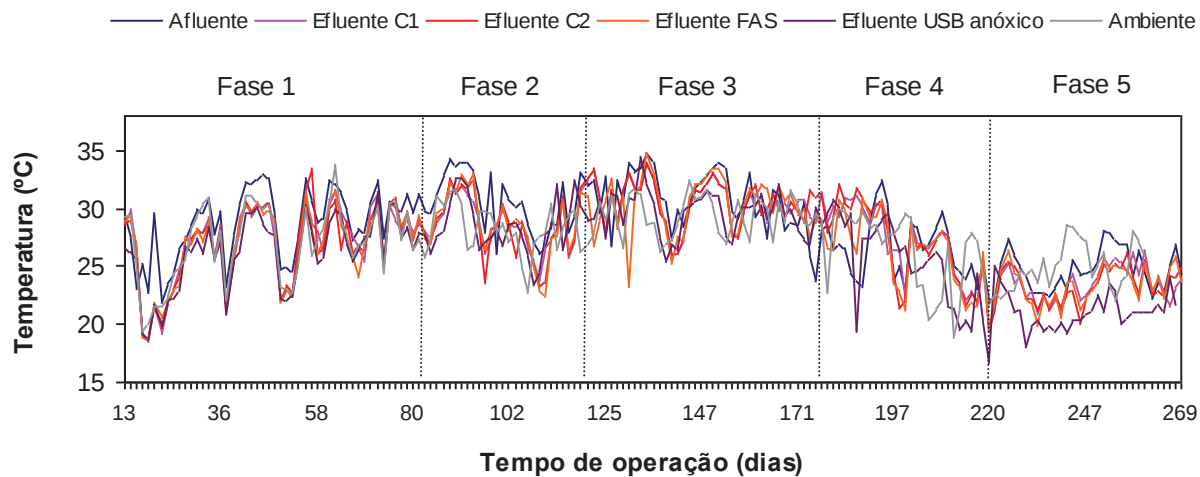


FIGURA 10. Temperaturas dos efluentes das câmaras C_1 e C_2 do reator ABR, efluente do filtro aerado submerso (FAS), reator USB anóxico e temperatura ambiente durante as fases 1, 2, 3, 4 e 5.

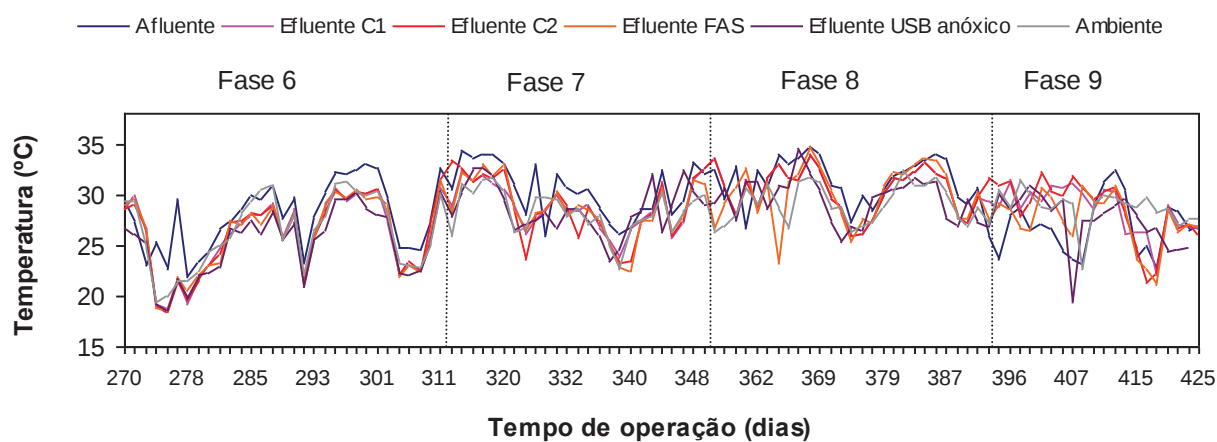


FIGURA 11. Temperaturas dos efluentes das câmaras C_1 e C_2 do reator ABR, efluente do filtro aerado submerso (FAS) e reator USB anóxico durante as fases 6, 7, 8 e 9.

4.2 Demanda química de oxigênio

Na Tabela 10 estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas nas câmaras 1 e 2 do reator ABR, da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), demanda química de oxigênio da fração dissolvida (DQO_{diss}) e demanda química de oxigênio da fração dos sólidos suspensos (DQO_{ss}), do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção no reator ABR, nas câmaras 1 e 2 (C_1 e C_2), obtidos durante a operação do sistema de tratamento nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios da DQO_{total} do afluente foram de 28936, 22276, 20324 e 26313 $mg\ L^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$), com os menores valores no ensaio 3, os quais não diferiram ($p > 0,05$) dos ensaios 2 e 4. As alterações na composição do afluente podem ocorrer em virtude de variações na idade e manejo dos animais nas instalações de confinamento de suínos na fase de terminação.

Nos efluentes das câmaras 1 e 2 do reator ABR, os valores médios da DQO_{total} foram de 3493, 4062, 4918 e 5543 $mg\ L^{-1}$ e de 2517, 3202, 3198 e 3474 $mg\ L^{-1}$, respectivamente. O valor da DQO_{total} no efluente da câmara 1, no primeiro ensaio foi significativamente menor ($p < 0,05$) que o observado no quarto ensaio. Na câmara 2, os valores de DQO_{total} no efluente foram significativamente maiores ($p < 0,01$) no segundo e quarto ensaio.

Os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas nas câmaras 1 e 2 (C_1 e C_2) do reator ABR foram de 51,0; 78,7; 35,9 e 93,0 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$ e de 8,6; 20,1; 12,1 e 27,4 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$, respectivamente. As maiores COV foram aplicadas na C_1 , nos ensaios 2 e 4. Na câmara 2, as menores COV foram aplicadas nos ensaios 1 e 3, os quais não diferiram significativamente ($p > 0,05$), com a aplicação dos maiores TDH, de 10,5 h.

ZHU et al. (2008) afirmaram que o reator ABR é uma alternativa promissora para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de DQO, e que a compartimentalização do reator reforça a capacidade de adaptação às variações de choque orgânico, demonstrando estabilidade e favorecendo a atividade microbiana. Por meio dos resultados obtidos neste estudo, observou-se que a primeira câmara foi

operada com COV muito altas e bem maiores do que a da segunda câmara, e que os efluentes foram semelhantes, confirmando a característica do reator ABR de manter o desempenho frente à variações de carga orgânica sem alterar substancialmente o desempenho global do reator.

TABELA 10. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), dissolvida (DQO_{diss}) e devido à fração de sólidos suspensos (DQO_{ss}) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbico com o reatores ABR (C_1 e C_2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio								Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4	1	2	3	4		
TDH (h)	C_1	13,6	6,8	13,6	6,8	-	-	-	-	-	-
	C_2	10,5	5,2	10,5	5,2	-	-	-	-	-	-
COV ($g DQO_{total} (L d)^{-1}$)	C_1	51,0	b	78,7	a	35,9	b	93,0	a	43	23,1**
	C_2	8,6	c	20,1	b	12,1	c	27,4	a	41	49,5**
DQO_{total} ($mg L^{-1}$)	Afluente	28936	a	22276	ab	20324	b	26313	ab	42	4,3**
	C_1	3493	c	4062	bc	4918	ab	5543	a	37	9,3**
	C_2	2517	b	3202	a	3198	ab	3474	a	36	4,9**
DQO_{diss} ($mg L^{-1}$)	Afluente	5247	a	4092	ab	3488	b	4031	ab	48	4,2**
	C_1	311	b	427	ab	556	a	455	ab	36	6,4**
	C_2	260	b	299	ab	341	ab	384	a	47	3,9**
DQO_{ss} ($mg L^{-1}$)	Afluente	24793	a	18470	ab	16836	b	22281	ab	50	3,7*
	C_1	3181	c	3635	bc	4362	ab	5088	a	40	8,3**
	C_2	2256	b	2903	a	2866	ab	3140	a	38	4,7**
E(%)											
DQO_{total}	C_1	85	a	79	b	73	b	77	b	18	10,5**
	C_2	25	ab	18	b	32	a	34	a	69	3,7**
	ABR	89	a	83	b	82	b	86	b	8	6,1**
DQO_{diss}	C_1	85	a	85	a	69	b	85	a	21	5,0**
	C_2	16	b	24	ab	33	a	26	ab	83	4,5**
	ABR	88		84		85		88		19	0,5ns
DQO_{ss}	C_1	81	a	75	ab	72	b	75	ab	17	2,3*
	C_2	27		16		30		23		84	1,0ns
	ABR	86	a	79	b	81	ab	84	ab	13	2,7*

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Os valores médios de eficiências de remoção de DQO_{total} nas câmaras no reator ABR variaram de 82 a 89%, com a maior parte da remoção observada na câmara 1, de

73 a 85%, com o 1º ensaio significativamente maior do que os demais ($p < 0,01$). Em algumas amostragens não ocorreram remoções nas câmaras, em virtude, principalmente, de arrastes de sólidos suspensos da manta de lodo.

SHE et al. (2006) operaram dois reatores ABR, com 4 câmaras, alimentados com sacarose, e observaram que com a aplicação de TDH de 20 h e variação da COV de 2,15 para 6,29 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), as remoções de DQO mantiveram-se estáveis, variando de 91 a 93%, sendo que a maior parte da matéria orgânica foi removida nas primeiras duas câmaras. O mesmo pode ser observado neste estudo, onde foi possível obter altos valores de eficiência de remoção de matéria orgânica, e ainda verificar o papel fundamental da primeira câmara para que o reator ABR atingisse valores médios de até 89% de eficiência de remoção.

ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) afirmaram que o aumento da temperatura e do TDH, no tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator ABR, composto por 3 câmaras, seguido de reator UASB, otimizam a atividade dos microrganismos anaeróbios e o contato com o substrato, influenciando nas eficiências de remoção no reator ABR. Os autores observaram valor médio de 70% de eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ para o reator ABR, com TDH de 24 h, COV de 34,2 g $\text{DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ na câmara 1, e temperatura média do ar de 24,2 °C. Neste estudo, com temperatura média do ar maior, de 25,3 °C, TDH também de 24 h e COV de 51,0 g $\text{DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ na primeira câmara, foi possível obter 89% de eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$, confirmando a estabilidade do reator frente às condições operacionais.

Os valores médios de eficiência de remoção de DQO_{diss} para a primeira e segunda câmaras variaram de 69 a 85% e de 16 a 33% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, resultando em valores médios de eficiência de remoção de 84 a 88% para o reator ABR, os quais não diferiram significativamente ($p > 0,05$).

Para a DQO_{ss} do afluente, os valores médios foram de 24793, 18470, 16836 e 22281 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) acompanhando a $\text{DQO}_{\text{total}}$. Os valores de DQO_{ss} do afluente corresponderam a 85, 83, 83 e 84% da $\text{DQO}_{\text{total}}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, indicando a predominância de sólidos suspensos orgânicos, nas águas residuárias de suinocultura, confirmando a necessidade do tratamento anaeróbio em dois estágios (C_1 e C_2), com o

primeira câmara operando com menores velocidades ascencionais, para facilitar a retenção da DQO_{ss} , visando a hidrólise ou a estabilização.

Nos efluentes das câmaras 1 e 2 do reator ABR, os valores médios de DQO_{ss} tiveram valores médios de 3181, 3635, 4362 e 5088 $mg\ L^{-1}$ e de 2256, 2903, 2866 e 3140 $mg\ L^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Na Tabela 11 estão apresentados os valores médios da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), demanda química de oxigênio da fração dissolvida ($DQO_{dissolvida}$) e demanda química de oxigênio da fração dos sólidos suspensos (DQO_{ss}), do afluente e efluentes, e das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas e eficiências de remoção do filtro aerado submerso (FAS), do USB anóxico e do sistema de tratamento combinado (ABR+FAS+USBanóxico) obtidos durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Os valores médios da DQO_{total} do efluente do FAS variaram de 807 a 2749 $mg\ L^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4 e 5, nas quais os anéis de bambu foram utilizados como material suporte e de 643 a 1670 $mg\ L^{-1}$ nas fases 6, 7, 8 e 9, com os anéis de plástico de eletroduto corrugado utilizados como material suporte. Houve diferença significativa ($p < 0,01$) entre as fases, com os menores ($p < 0,05$) valores entre 741 a 1383 $mg\ L^{-1}$.

Os valores médios de COV, aplicados no FAS, variaram de 6,6 a 17,9 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4 e 5. Nas fases 4 e 5 diferiram significativamente ($p < 0,01$) das demais fases, com os maiores valores ($p > 0,05$) de 13,8 e 17,9 $DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$, respectivamente.

Os valores médios de eficiência de remoção de DQO_{total} no FAS diferiram significativamente ($p < 0,01$). Com as amostras coletadas durante o período de aeração (') e na ausência de aeração ("), foi possível constatar que houve desprendimento de biofilme dos anéis de bambu do FAS durante a aeração, em virtude dos maiores valores de DQO_{total} , nas fases 2 e 3 (2' e 3'), quando comparados às amostras coletadas durante o período de ausência de aeração (2" e 3"). Situação semelhante foi observada na fase 4 (4' e 4"), com baixos ou até mesmo ausência de valores de eficiência de remoção de matéria orgânica.

TABELA 11. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV em g DQO_{total} (L d)⁻¹) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), dissolvida (DQO_{diss}) e devido a fração de sólidos suspensos (DQO_{ss}), 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, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetros		Fases															Cv %	Teste F
		1	2'	2''	3'	3''	4'	4''	5	6	7'	7''	8'	8''	9			
COV	FAS	6,6 b	9,2 b	9,2 b	8,0 b	8,0 b	13,8 a	13,8 a	17,9 a	9,0 b	7,7 b	7,7 b	17,0 a	17,0 a	20,5 a	39	21,0**	
	USB _{an}	2,7 d	7,4 cd	2,8 d	7,4 cd	4,2 d	18,3 a	16,8 ab	13,1 ab	3,5 d	2,4 d	2,1 d	9,8 b	7,5 cd	11,1 b	61	25,2**	
DQO _{total} (mg L ⁻¹)	ABR	2188 b	3057ab	3057ab	2656ab	2656ab	2798ab	2798ab	3606 a	3429 a	2926ab	2926ab	3179ab	3179ab	3835 a	35	3,5**	
	FAS	807 d	2475ab	903 cd	2422ab	1383cd	2749a	2519 a	1973ab	1058cd	741 d	643 d	1467bc	1130 c	1670bc	48	12,5**	
	USB _{an}	263 d	410 c	405 c	1074 a	768 ab	356 b	240 d	283 d	302 d	221 d	233 d	772 ab	657 b	658 b	64	10,6**	
E (%)	FAS	60 ab	22 d	70 ab	11 d	49 b	-	15 d	39 c	67 ab	73 ab	77 a	49 bc	63 ab	55 bc	37	23,2**	
	USB _{an}	62 ab	79 ab	53 bc	56 bc	44 c	78 ab	83 a	85 a	70 b	66 bc	59 bc	46 bc	38 c	59 bc	32	6,5**	
	Sistema	99 a	99 a	99 a	94 c	95 b	97 ab	98 ab	98 ab	98 ab	99 a	99 a	96 bc	97 b	97 b	2	6,4**	
DQO _{diss} (mg L ⁻¹)	ABR	215 b	283ab	283ab	306ab	306ab	238 b	238 b	361ab	323ab	362ab	362ab	449 a	449 a	304ab	45	3,6**	
	FAS	217ab	292ab	239ab	296ab	248ab	213ab	190 b	182 b	316 a	262ab	216ab	278ab	202ab	177 b	36	3,1**	
	USB _{an}	151bc	162bc	157 bc	196 b	182bc	136 bc	125 bc	132 bc	110 c	106 c	111bc	309 a	205 b	158 bc	42	7,2**	
E (%)	FAS	-	-	15 bc	-	12 bc	10 c	16 c	42 ab	-	25 b	36 ab	29 ab	47 a	34 ab	93	7,3**	
	USB _{an}	27 bc	40 ab	29 bc	34 bc	30 bc	33 bc	26 c	24 c	63 a	46 ab	41 ab	-	-	15 c	68	5,9**	
	Sistema	87 b	98 a	98 a	92 ab	93 ab	94 ab	94 ab	96 ab	93 ab	97 a	97 a	87 b	91 ab	96 a	7	3,5**	
DQO _{ss} (mg L ⁻¹)	ABR	1973 b	2773ab	2773ab	2350ab	2350ab	2561ab	2561ab	3245 a	3106 a	2582ab	2582ab	2775ab	2775ab	3587 a	37	3,4**	
	FAS	592 c	2183ab	664 c	2126ab	1134 b	2535 a	2330 a	1792bc	743 c	478 d	427 d	1188bc	928 c	1494 b	55	13,5**	
	USB _{an}	112 c	247 bc	248 bc	824 a	644 ab	220 c	115 c	151 c	192 c	115 c	122 c	463 b	452 b	501 b	96	8,0**	
E (%)	FAS	68 ab	25 c	76 b	12 c	53 bc	-	14 c	38 bc	74 b	80 ab	83 a	47 bc	53 bc	38 bc	44	18,5**	
	USB _{an}	76 a	83 a	60 b	58 b	51 b	82 a	81 a	84 a	72 a	74 a	76 a	56 b	50 b	60 b	37	3,0**	
	Sistema	99 a	99 a	99 a	94 b	95 b	98 ab	99 a	99 a	99 a	99 a	99 a	97 b	97 b	97 b	2	5,2**	

COV: g DQO_{total} (L d)⁻¹; Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade);
(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; (") amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

Porém, 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 DQO_{total} .

Os valores médios da DQO_{total} do efluente do USB anóxico variaram de 240 a 1074 $mg\ L^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4 e 5, e de 221 a 772 $mg\ L^{-1}$ nas fases 6, 7, 8 e 9. Houve diferença significativa ($p < 0,01$) entre as fases, com os menores ($p < 0,05$) valores variando de 221 a 302 $mg\ L^{-1}$. Foram obtidas eficiências médias de remoção de DQO_{total} predominantemente acima de 60%, com valores de até 83 e 85% de remoção observados ao final das fases 4 e 5, respectivamente, os quais não diferiram entre si ($p > 0,05$).

MAGRI et al. (2007) utilizaram tampas de polietileno e cascas de ostras como materiais suportes de um biofiltro aerado submerso para o pós-tratamento de águas residuárias domésticas. Com aplicação de COV de 0,8 $kgDQO\ (m^3\ d)^{-1}$, obtiveram eficiências de remoção de DQO de 62 e 94% nos biofiltros preenchidos com tampas de polietileno e com cascas de ostras, respectivamente. Além da eficiência de remoção de DQO mais elevada, o biofiltro preenchido com casca de ostra apresentou-se mais eficiente na aderência de microrganismos, indicando menor desprendimento de biofilme. Neste estudo, os resultados obtidos no FAS preenchido com anéis de plástico de eletroduto corrugado demonstraram que tal configuração facilitou a retenção das biopartículas, e que o desprendimento de biofilme (ou perda de sólidos) foi menor do que o observado no FAS quando preenchido com anéis de bambu como material suporte.

No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, as eficiências de remoção de DQO_{total} variaram na média de 94 a 99%, contribuindo para a estabilidade do sistema de tratamento, com baixo coeficiente de variação, de 2,3%.

No efluente do FAS os valores médios da DQO_{diss} variaram de 182 a 296 $mg\ L^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4 e 5 e de 177 a 316 $mg\ L^{-1}$ nas fases 6, 7, 8 e 9. Houve diferença significativa ($p < 0,01$) entre as fases, com os menores ($p > 0,05$) valores variando de 177 a 190 $mg\ L^{-1}$.

Os valores médios de DQO_{diss} do efluente do USB anóxico estiveram entre 125 a 196 $mg\ L^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4 e 5 e entre 106 a 309 $mg\ L^{-1}$ nas fases 6, 7, 8 e 9. Em todas as fases, observou-se a presença de uma fração solúvel da DQO resistente à degradação biológica, a qual persistiu no efluente como DQO dissolvida. Os menores valores foram quase sempre em torno de 200 $mg\ L^{-1}$, independente do período de tempo em que o efluente foi exposto a aeração.

As eficiências de remoção de DQO_{diss} no FAS seguiram o mesmo padrão das eficiências de remoção da DQO_{total} , sendo encontrados maiores valores de remoção com a utilização de anéis de plástico de eletroduto corrugado como material suporte, atingindo valores médios de 25 a 47% nas fases 7, 8 e 9, respectivamente, e diferiram significativamente entre si ($p < 0,01$).

No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico as eficiências de remoção de DQO_{diss} diferiram significativamente ($p < 0,01$) com os valores médios variando de 87 a 98%. Os valores médios de eficiência de remoção obtidos nas fases 2 (2' e 2''), 7 (7' e 7'') e 9, de 96 a 98%, não diferiram entre si ($p > 0,05$) e foram maiores ($p < 0,05$) do que os das fases 1 e 8', de 87%.

No efluente do FAS, os valores médios de DQO_{ss} variaram de 592 a 2535 $mg\ L^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4 e 5 e de 478 a 1494 $mg\ L^{-1}$ nas fases 6, 7, 8 e 9, e diferiram significativamente entre si ($p < 0,01$). Os valores médios da fase 7, de 478 e 427 $mg\ L^{-1}$ (7' e 7''), não diferiram entre si ($p > 0,05$), e foram menores que o da fase 4, de 2535 e 2330 $mg\ L^{-1}$ (4' e 4'').

Os valores médios de DQO_{ss} no reator USB variaram de 112 a 824 $mg\ L^{-1}$ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9 e diferiram significativamente entre si ($p < 0,01$).

As eficiências médias de remoção de DQO_{ss} no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico variaram de 50 a 84% e de 94 a 99%, respectivamente, e com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

Observou-se que, no sistema de tratamento combinado, nas nove fases de operação, ocorreram remoções médias entre 94 e 99% para a DQO_{total} , de 87 e 98% para a DQO_{diss} e de 94 e 99% para a DQO_{ss} . Embora com diferença significativa ($p < 0,01$) entre as fases, foi possível observar que, para as condições operacionais impostas ao reator ABR, seguido de filtro aerado submerso e USB anóxico, o sistema

de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico manteve-se estável e com eficiências médias altas durante todo o experimento.

BODIK et al. (2003) trabalhando com reator ABR seguido de pós-tratamento aeróbio para o tratamento de águas residuárias domésticas, com TDH de 15 h para a etapa anaeróbia e de 4 h para a etapa aeróbia, obtiveram eficiências de remoção similares às observadas neste trabalho, de até 83% para DQO_{total} .

SILVA e NOUR (2005) avaliaram um reator ABR seguido de etapa aeróbia para o tratamento de águas residuárias domésticas com diversos tempos de detenção hidráulica (TDH), e observaram o melhor valor de eficiência de remoção de DQO_{total} de 73,7%, com o TDH de 8 horas (4 horas para a fase anaeróbia e 4 horas para a fase aeróbia). Neste estudo, com água residuária mais complexa e com maior concentração de matéria orgânica, foi possível obter eficiências mais altas, indicando que os TDH mais altos favoreceram a remoção de DQO.

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^{-1} . O aumento da temperatura foi um benefício para acelerar o período de partida do biofiltro na faixa de 17 a 33 °C. Neste estudo, tratando águas residuárias com valores médios de DQO_{total} similares no FAS, proveniente do reator ABR, 2929 mg L^{-1} , foi possível obter até 77% de eficiência de remoção no filtro, preenchido com anéis de plástico de eletroduto corrugado, com TDH de 7,8 h, com temperatura média de 28 °C.

As variações dos valores de DQO_{total} , DQO_{diss} e DQO_{ss} do afluente e dos efluentes das câmaras 1 e 2 do reator ABR, do FAS e do reator USB anóxico e as eficiências de remoção no reator ABR e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, estão apresentadas nas Figuras 12 a 23.

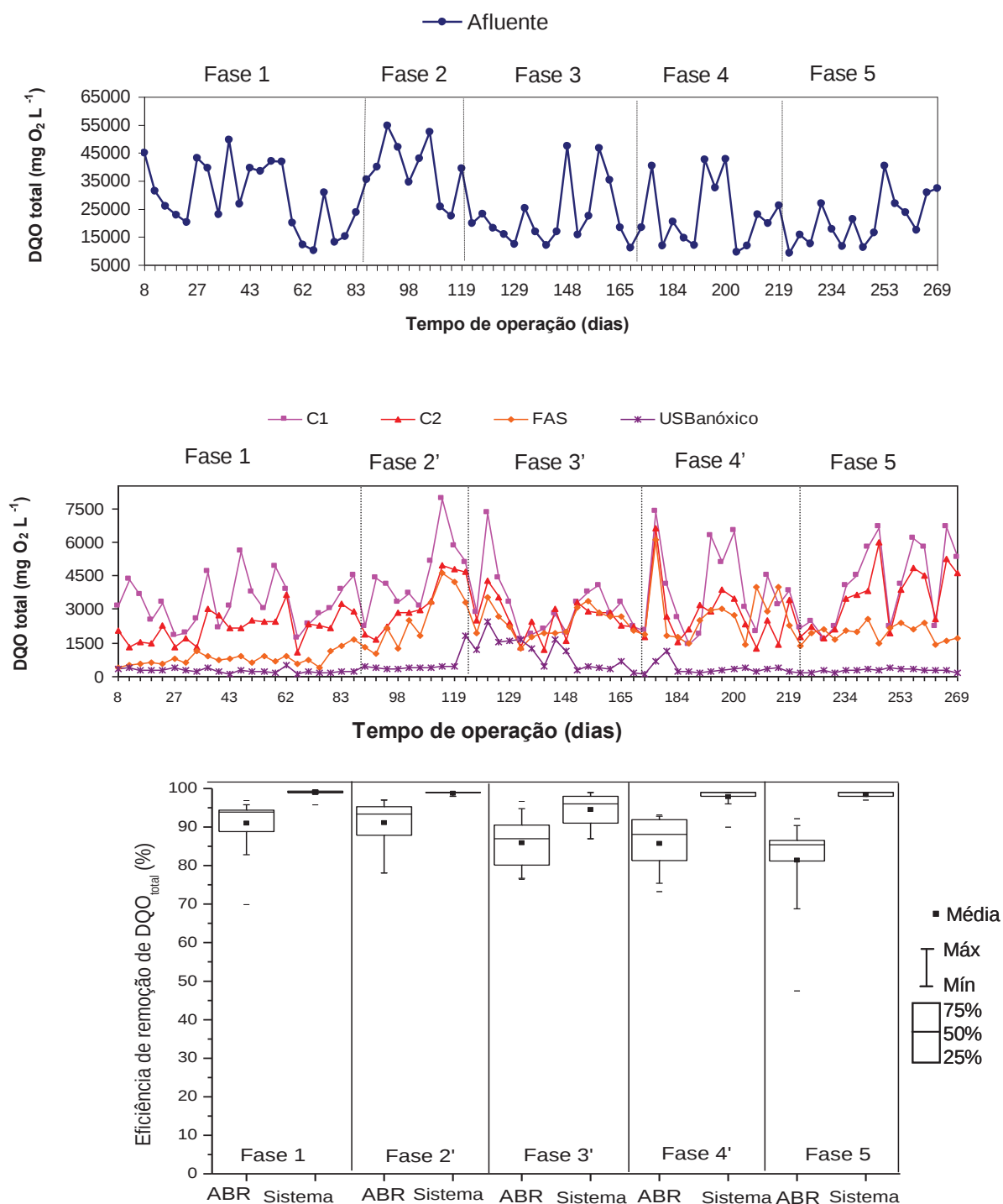


FIGURA 12. Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

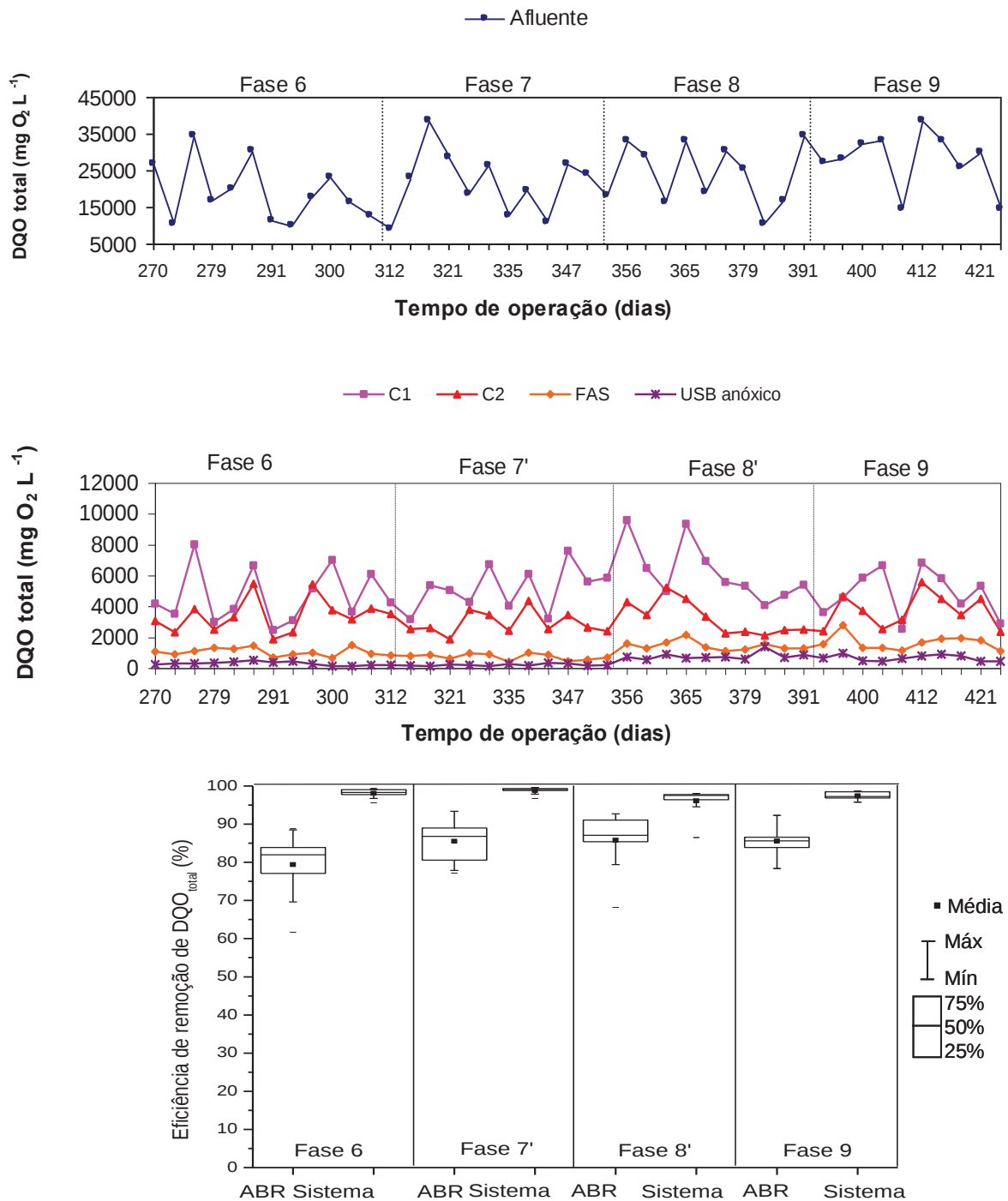


FIGURA 13. Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

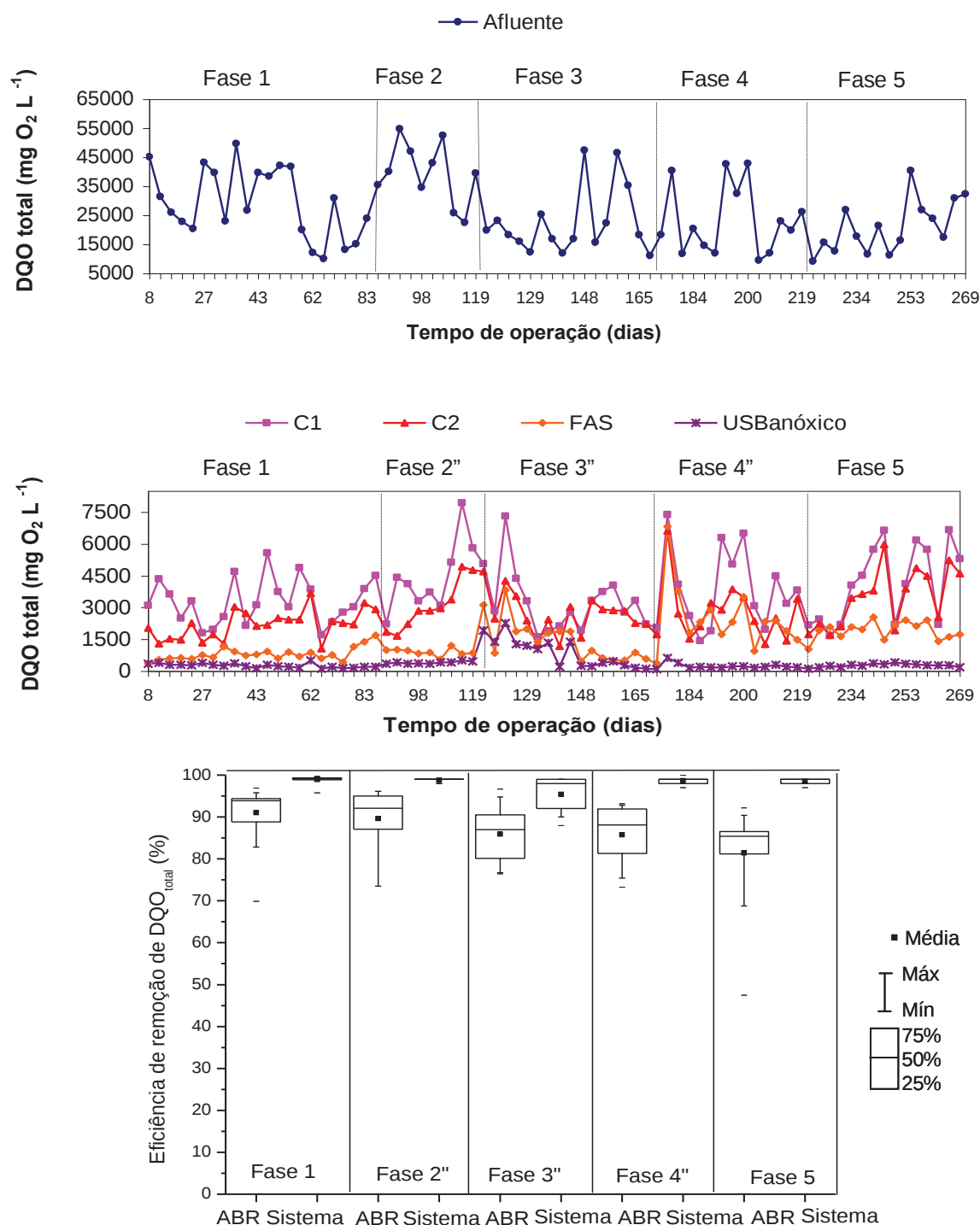


FIGURA 14. Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.

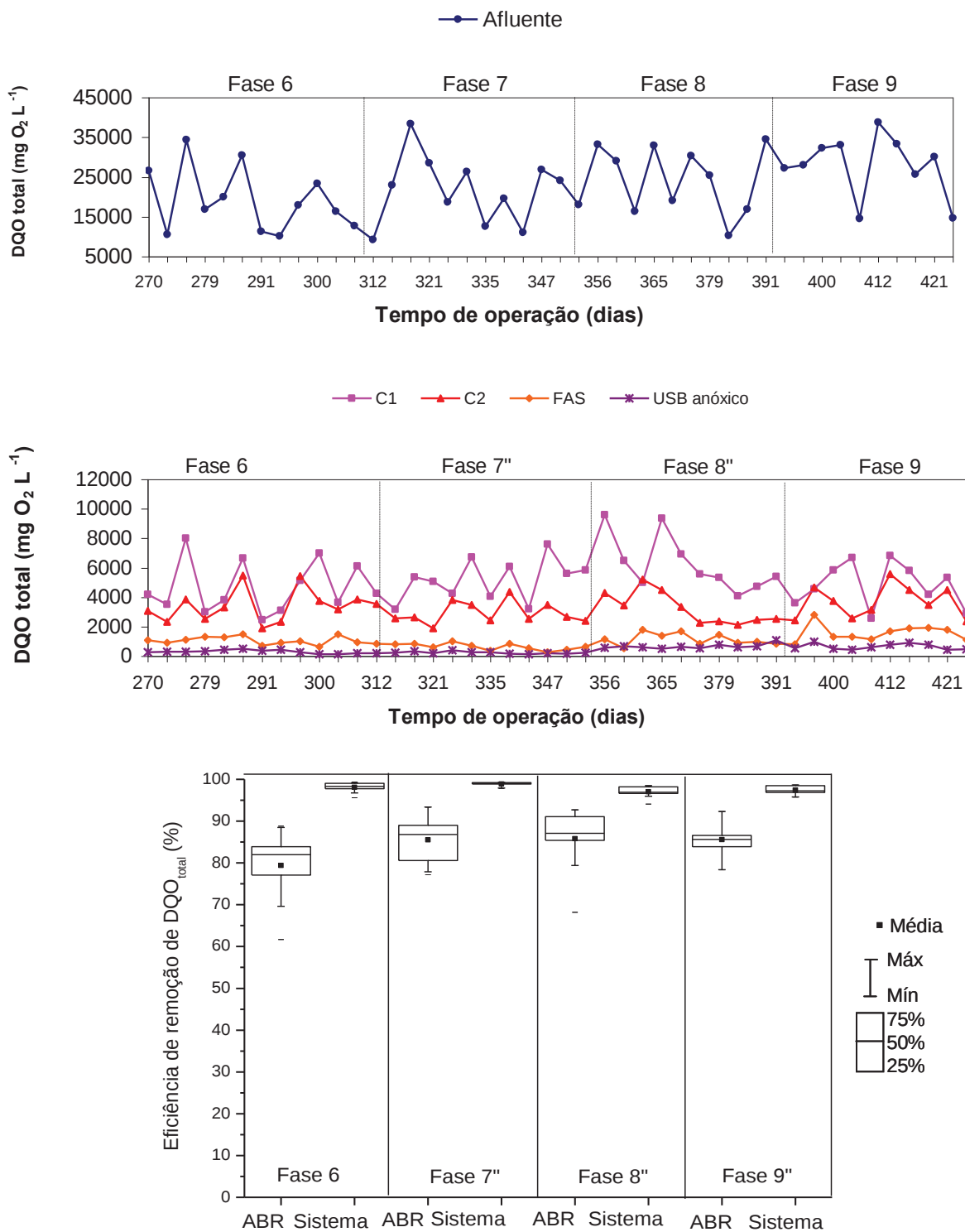


FIGURA 15. Valores de DQO_{total} no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.

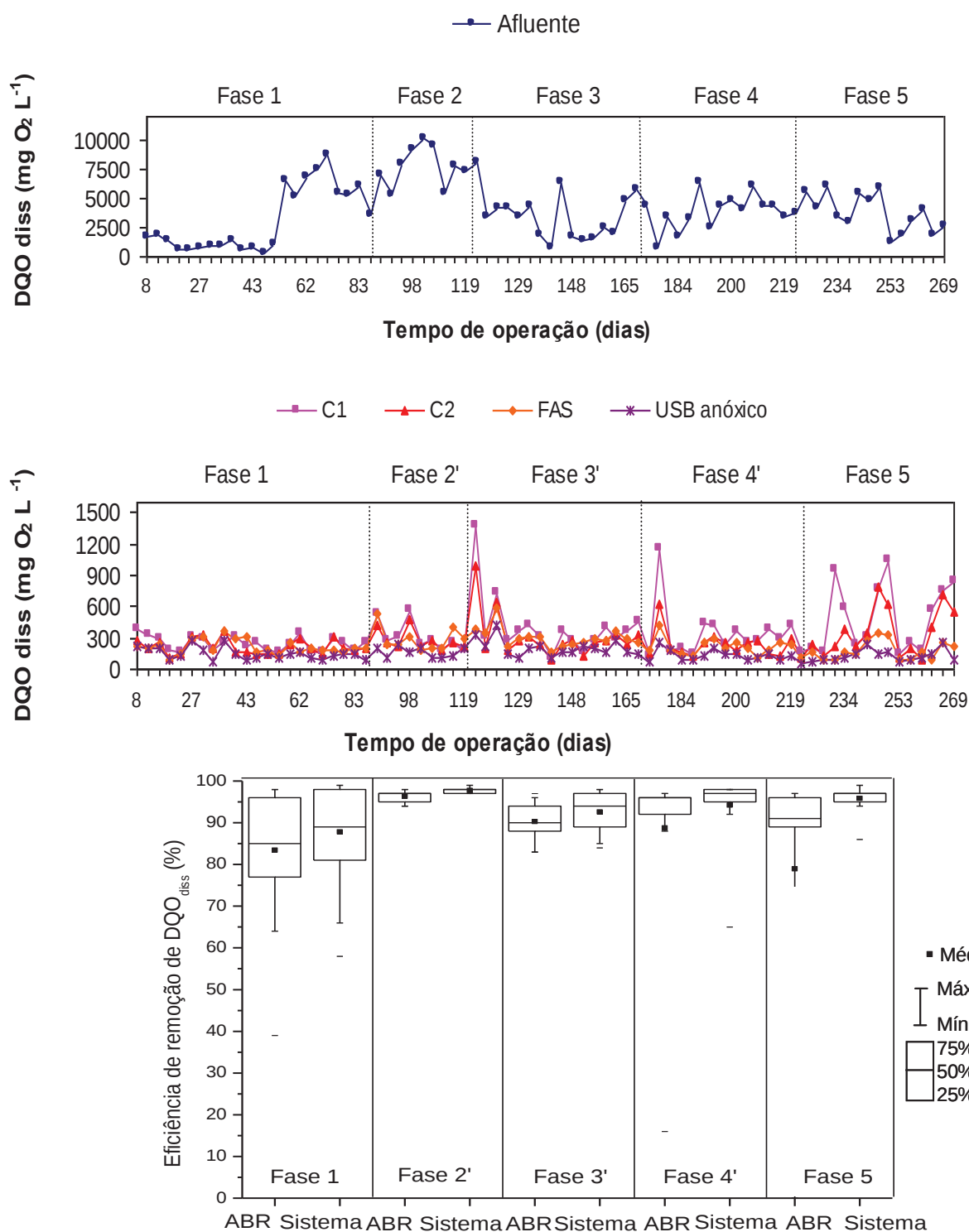


FIGURA 16. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

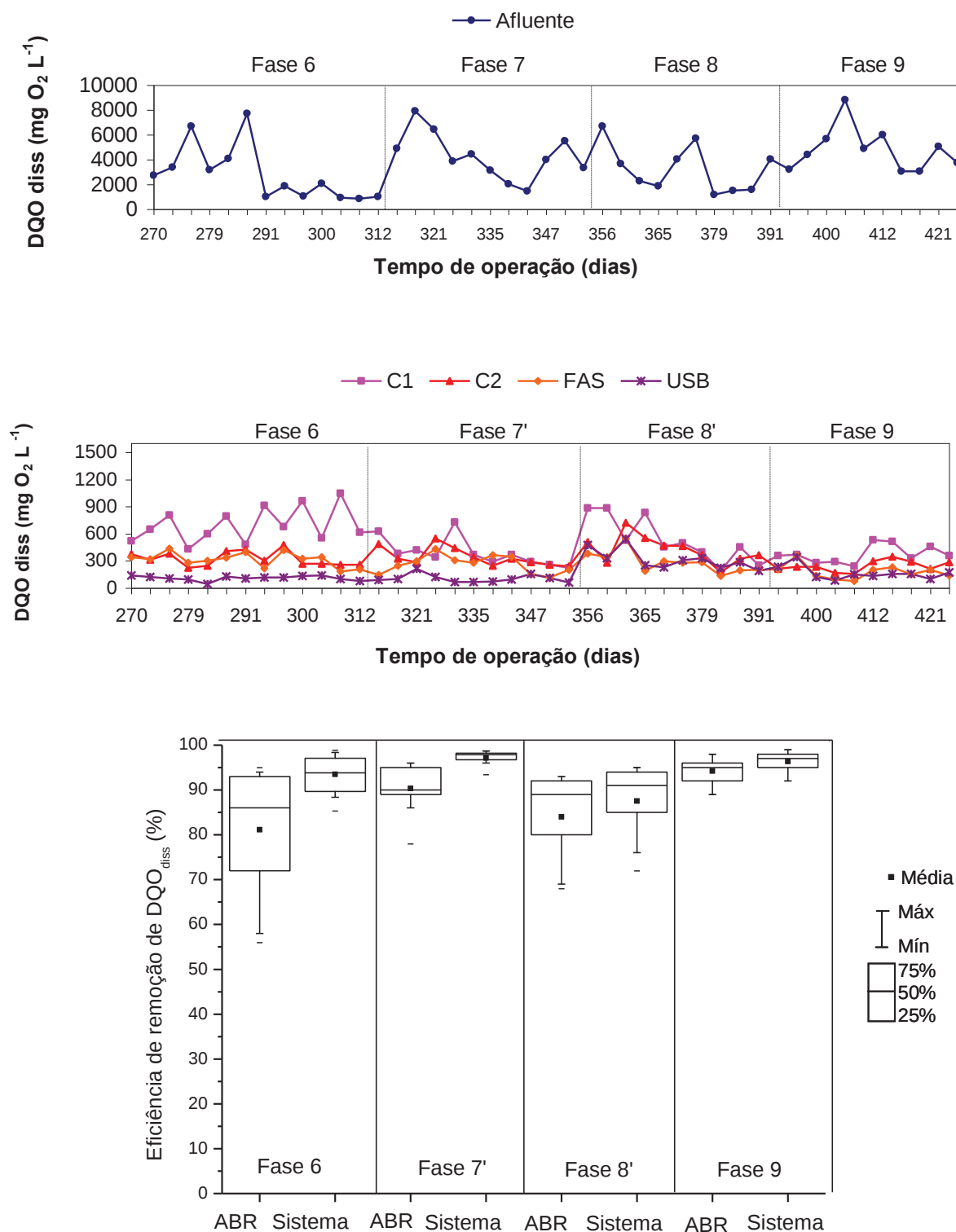


FIGURA 17. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

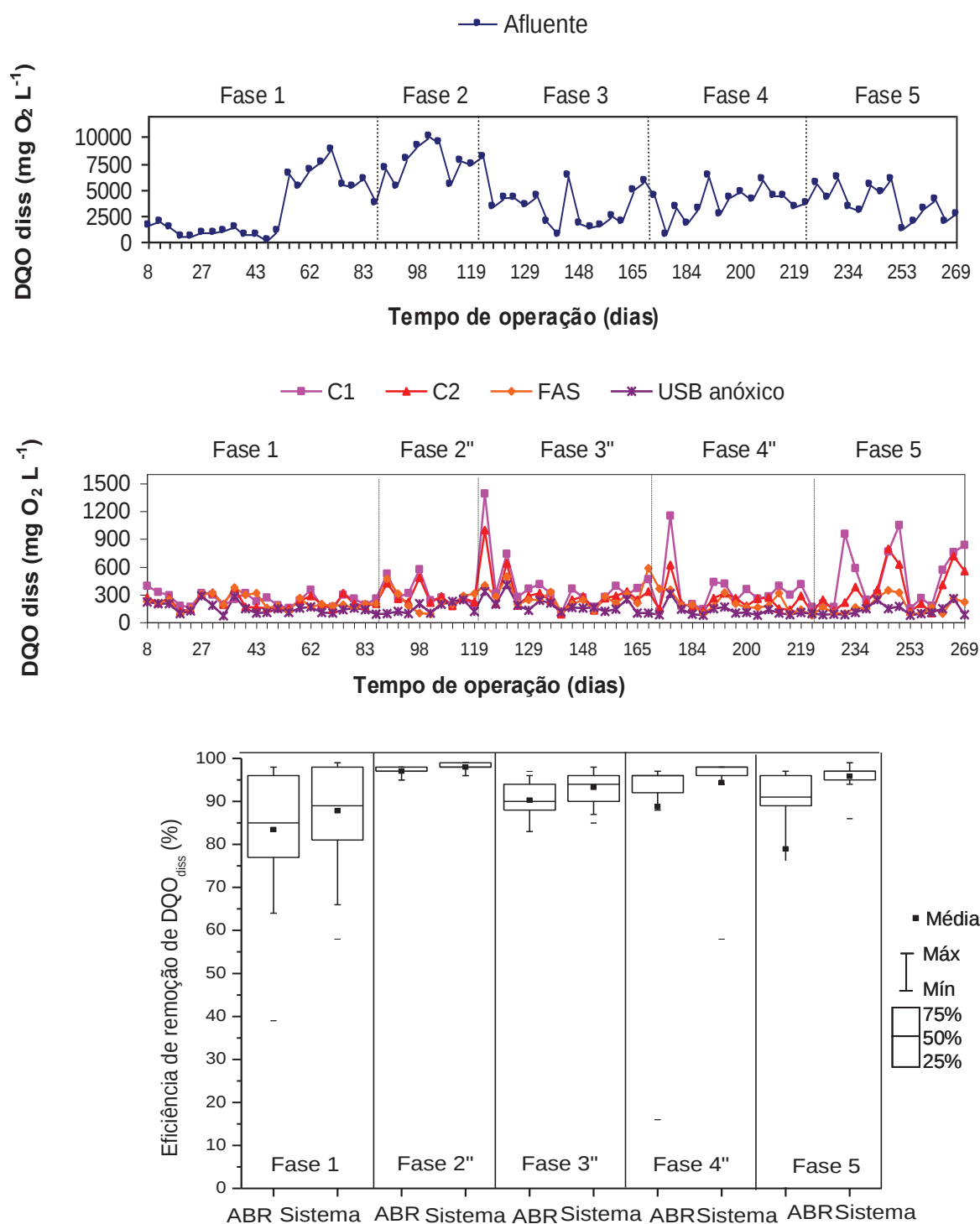


FIGURA 18. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.

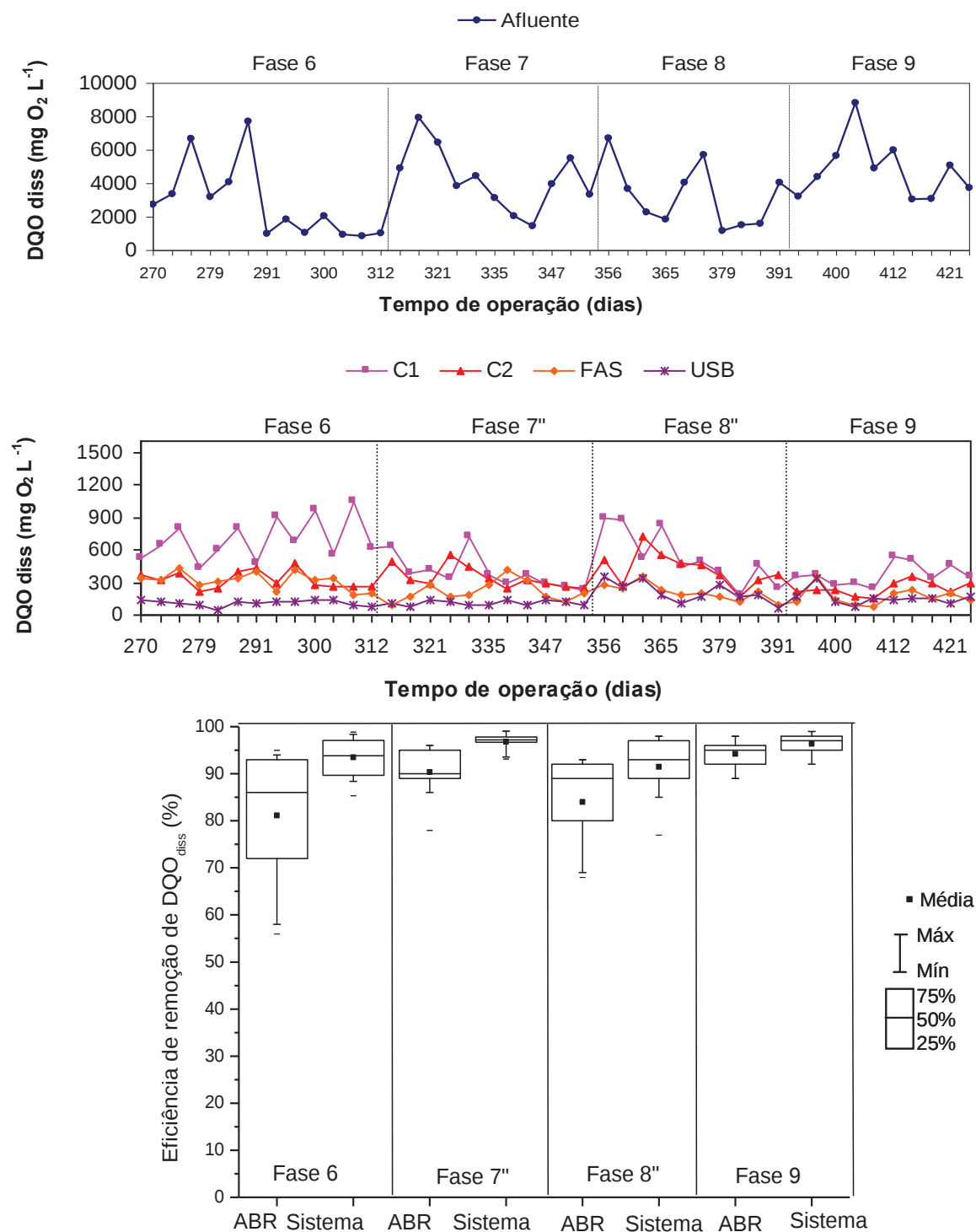


FIGURA 19. Valores de DQO_{diss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7^{''}, 8^{''} e 9.

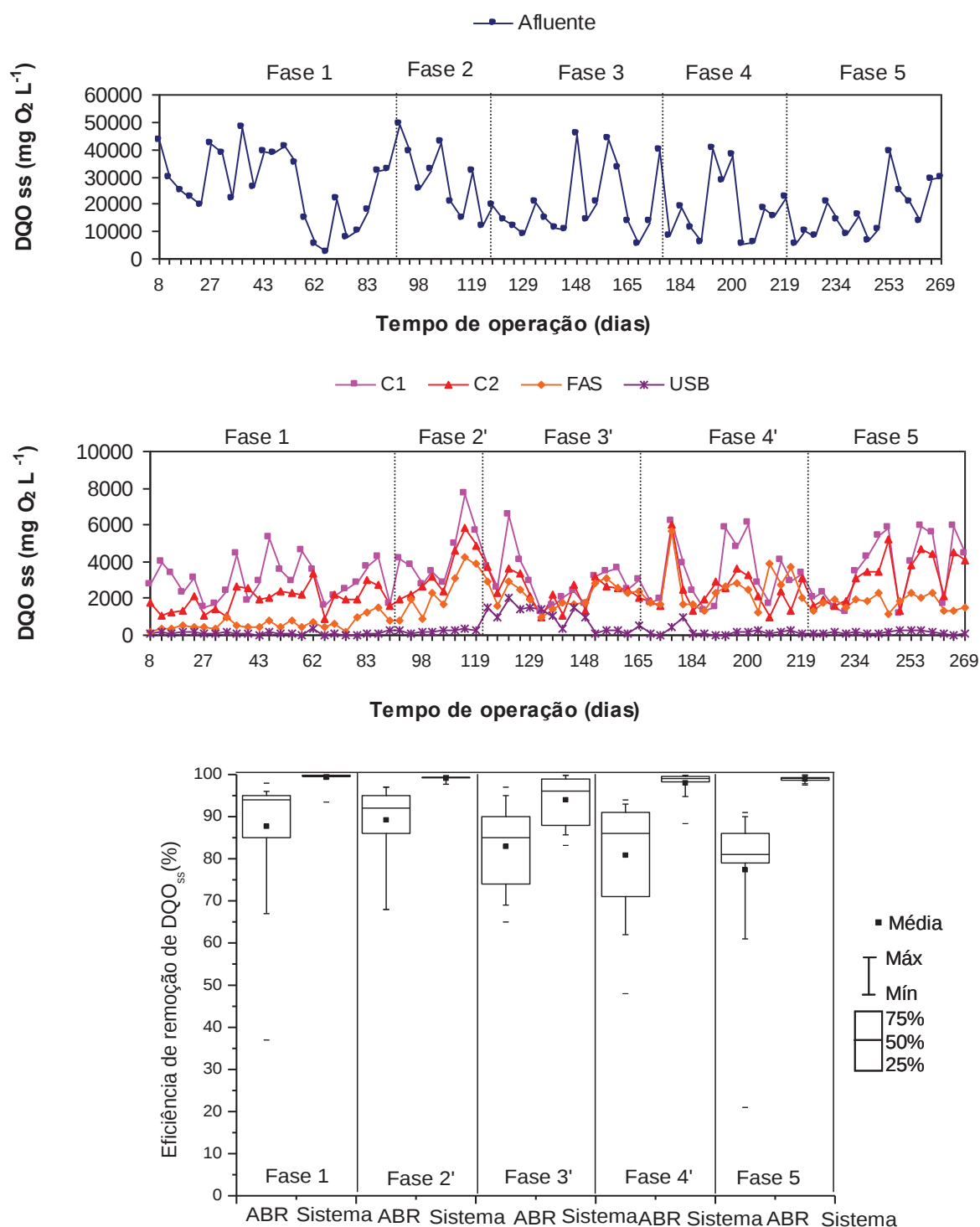


FIGURA 20. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

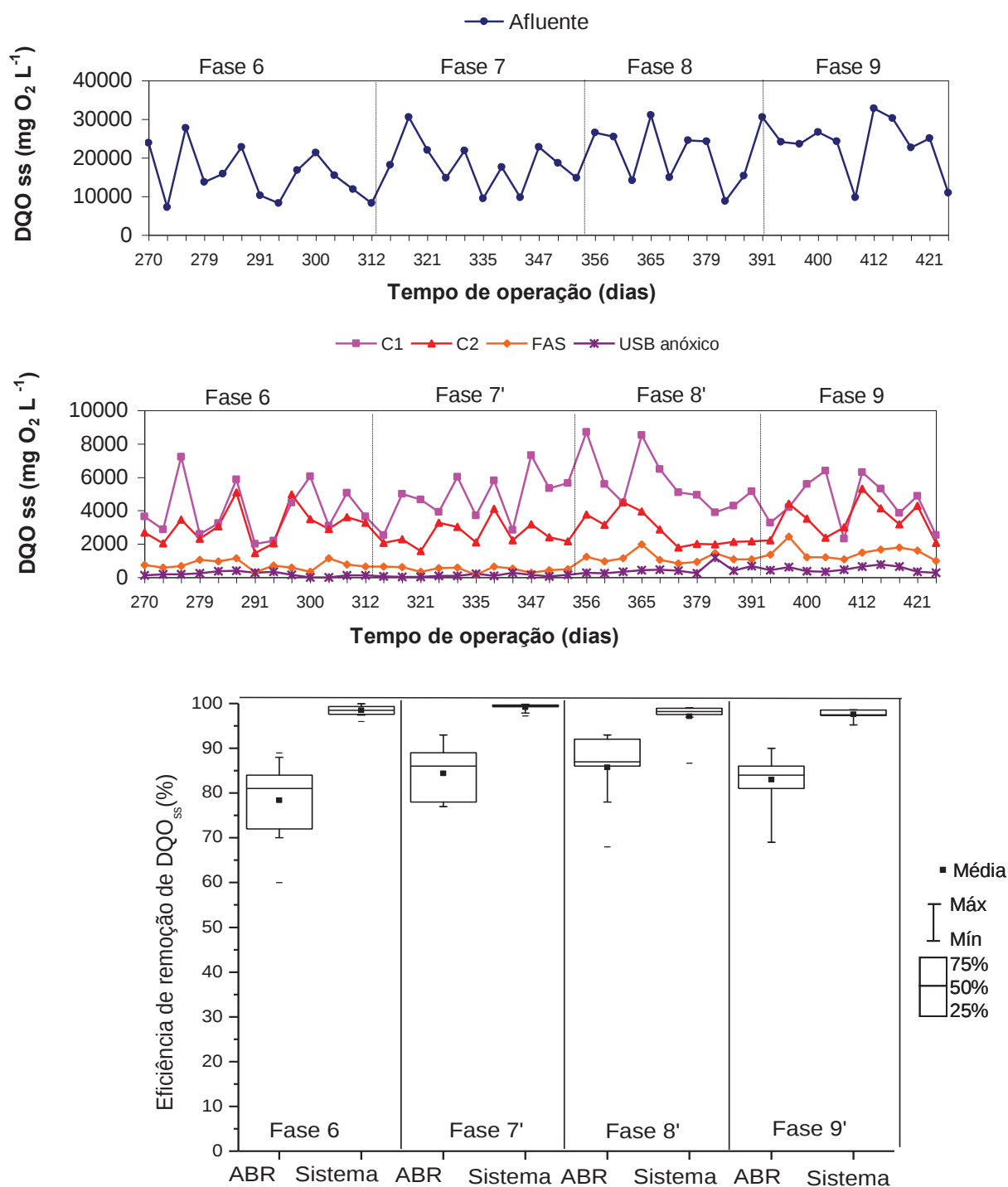


FIGURA 21. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

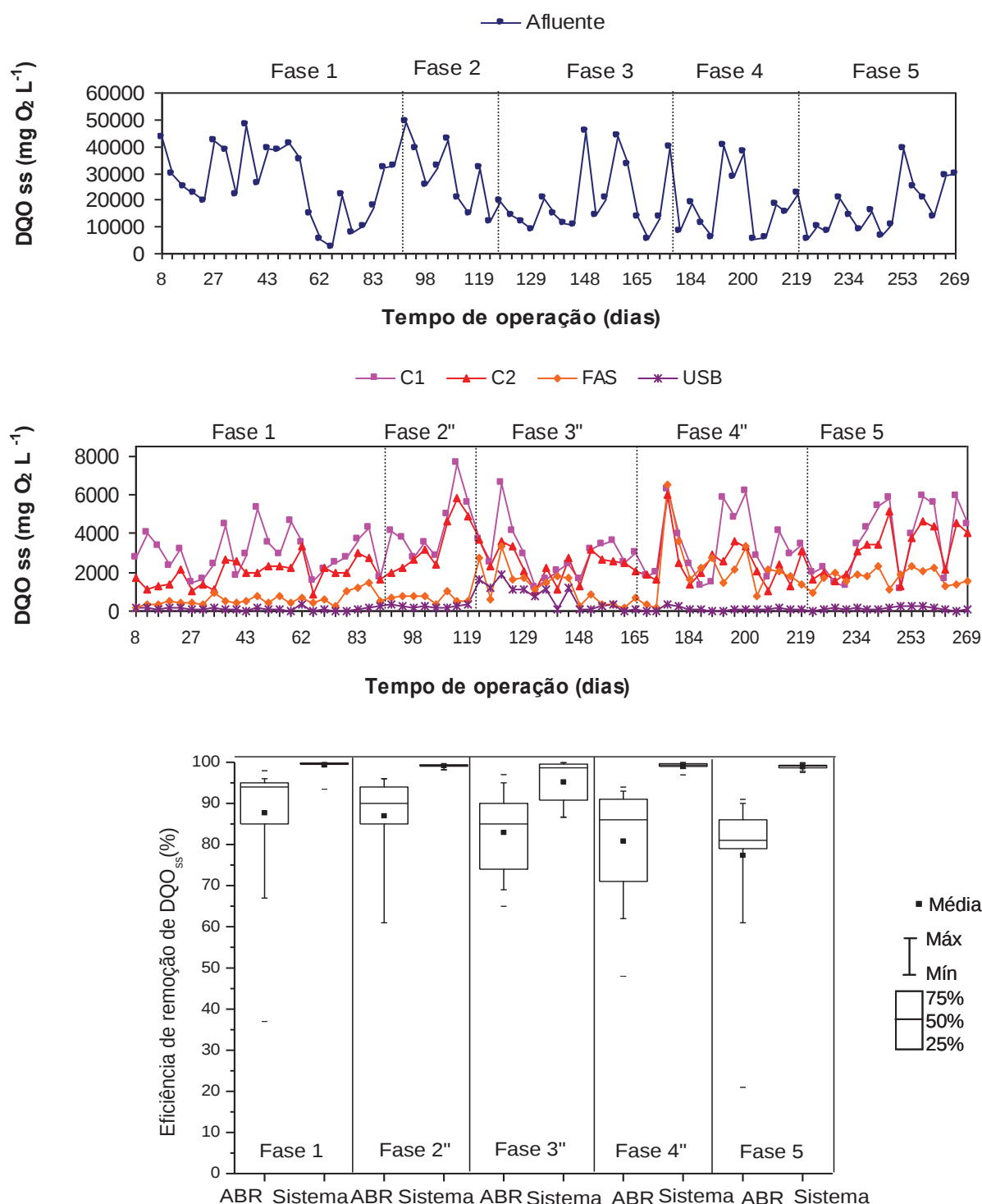


FIGURA 22. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.

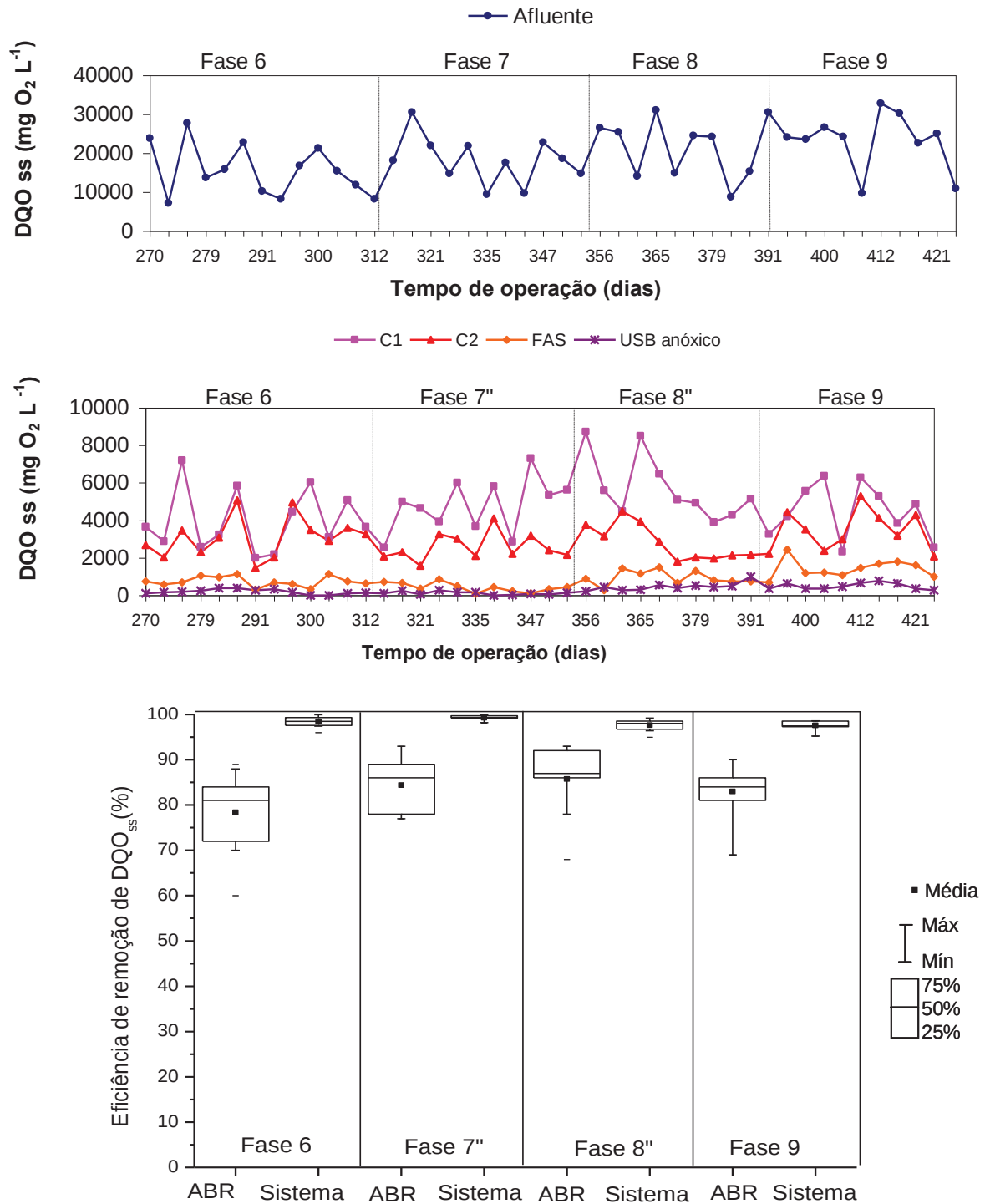


FIGURA 23. Valores de DQO_{ss} no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7'', 8'' e 9.

É possível observar que a maior parte da remoção de matéria orgânica ocorreu no reator ABR, notadamente na primeira câmara. A utilização do filtro aerado submerso foi fundamental para bons resultados de ocorrência de nitrificação, remoção de coliformes totais e termotolerantes, os quais serão demonstrados nos próximos itens. 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, na estabilização do lodo, atenuando as condições eventuais de choque orgânico.

Portanto, durante os ensaios 1 e 2, no reator ABR operado com valores de COV de 51,0 a 78,7 g DQO_{total} (L d)⁻¹, foram obtidas eficiências médias de remoção de DQO_{total} predominantemente acima de 80%; no FAS, com COV de 6,6 a 17,9 g DQO_{total} (L d)⁻¹, variaram de 11 a 70%; e no reator USB anóxico, com COV aplicadas de 2,7 a 18,3 g DQO_{total} (L d)⁻¹, de 44 a 85%.

Durante os ensaios 3 e 4, no reator ABR, operado com valores de COV de 35,9 a 93,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹ (Tabela 3), foram obtidas eficiências médias de remoção de DQO_{total} predominantemente acima de 70%; no FAS, com COV de 7,7 a 20,5 g DQO_{total} (L d)⁻¹, variaram de 55 a 77%; e no reator USB anóxico, com COV aplicadas de 2,1 a 11,1 g DQO_{total} (L d)⁻¹, de 38 a 70%.

Assim, é possível tratar águas residuárias de suinocultura com DQO_{total} média de 20324 a 28936 mg L⁻¹, obtendo eficiências de remoção de DQO_{total} de até 99%, resultando em DQO efluente de até 221 mg L⁻¹, no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, composto por reator ABR, filtro aerado submerso e USB anóxico.

4.3 Sólidos suspensos totais e voláteis

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

Os valores médios das concentrações de SST e SSV no afluente foram de 17047, 10708, 11134 e 13821 mg L⁻¹ e de 11872, 8394, 8200 e 10711 mg L⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os valores de SST diferiram significativamente ($p < 0,01$), com os menores ($p < 0,05$) valores nos ensaios 2 e 3, de 10708 e 11134 mg L⁻¹ de SST e os maiores ($p < 0,05$) nos ensaios 1 e 4, com valores de 17047 e 13821 mg L⁻¹,

respectivamente. Os valores médios de SSV não diferiram significativamente no afluente, e corresponderam a 70, 78, 74 e 77% dos valores médios de SST, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Estes resultados confirmaram que as águas residuárias de suinocultura tiveram composição predominante de material orgânico nos sólidos suspensos, e que as águas residuárias utilizadas foram similares aos dejetos brutos de suínos manejados em instalações comerciais com lâmina d'água, nas quais variam de 10 a 30 g L⁻¹ de SST.

TABELA 12. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1 e 2 reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio								Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4	1	2	3	4		
TDH (h)	C ₁	13,6	6,8	13,6	6,8	-	-	-	-	-	-
	C ₂	10,5	5,2	10,5	5,2	-	-	-	-	-	-
COV (g DQO _{total} (L d) ⁻¹)	C ₁	51,0	b	78,7	a	35,9	b	93,0	a	43	23,1**
	C ₂	8,6	c	20,1	b	12,1	c	27,4	a	41	49,5**
SST (mg L ⁻¹)	Afluente	17047	a	10708	b	11134	b	13821	ab	52	5,7**
	C ₁	1994	c	3653	ab	2424	bc	4192	a	65	8,9**
	C ₂	909	c	2081	ab	1731	b	2663	a	66	14,5**
SSV (mg L ⁻¹)	Afluente	11872		8394		8200		10711		58	2,1ns
	C ₁	1436	c	2832	ab	1988	bc	3551	a	73	9,5**
	C ₂	687	c	1580	ab	1377	b	2264	a	75	13,6**
E(%)											
	C ₁	82	a	63	c	77	ab	67	bc	24	7,3**
SST	C ₂	52	a	36	ab	29	b	29	b	66	5,7**
	ABR	93	a	77	b	81	b	75	b	15	14,1**
SSV	C ₁	80	a	60	b	74	ab	63	b	27	5,7**
	C ₂	51	a	30	ab	31	b	28	b	72	4,6**
	ABR	92	a	78	b	79	b	73	b	17	11,2**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); * p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Os valores médios das concentrações de SST e SSV no efluente da câmara 1 do reator ABR variaram de 1994 a 4192 mg L⁻¹ e de 1436 a 3551 mg L⁻¹, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente (p<0,01). Nos ensaios 2 e 4, com a aplicação de TDH de 12 h, os valores foram significativamente (p<0,01) maiores

do que os ensaios 1 e 3, com aplicação de TDH de 24 h. Os SSV nos efluentes da câmara 1 corresponderam de 72 a 84% dos SST.

As eficiências médias de remoção de SST e SSV na câmara 1 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de 82, 63, 77 e 67% e de 80, 60, 74 e 63%, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$).

Segundo OLIVEIRA e FORESTI (2004) o aumento do TDH e temperaturas mais altas permitem maior solubilização da matéria orgânica suspensa. Neste estudo, as maiores eficiências de remoção de SST e SSV foram observadas na câmara 1, e ocorreram nos ensaios 1 e 3, com aplicação de TDH de 24 h, e temperaturas médias dos efluentes de 28,5 e 27,1 °C, respectivamente.

Os valores médios de SST e SSV nos efluentes da câmara 2 do reator ABR variaram de 904 a 2663 mg L⁻¹ e de 687 a 2264 mg L⁻¹, para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$).

No tratamento de águas residuárias de suinocultura, DUDA e OLIVEIRA (2009 a e b) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada sequencial e obtiveram, com TDH de 36 h, e COV de 11,7 g DQO_{total} (L d)⁻¹, valor médio de 75% de eficiência de remoção de SST; ABREU NETO e OLIVEIRA (2009), em reator ABR seguido de UASB, com aplicação de TDH de 24 h, e COV de 13,4 g DQO_{total} (L d)⁻¹ obtiveram 83% de eficiência de remoção de SST no reator ABR; e SANTOS (2009) com a utilização de quatro reatores anaeróbios horizontais, em série, obteve 86% de eficiência de remoção no primeiro reator, com a aplicação de COV de 52,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹. Neste estudo, no reator ABR, observou-se eficiências de remoção de SST e SSV entre 77 e 93% e 73 e 92%, respectivamente, evidenciando que foi possível a obtenção de eficiências de remoção similares e superiores às já encontradas em reator RSBA_n, ABR e RALF, aplicando-se COV mais alta.

Na Tabela 13 estão apresentados os valores médios das concentrações de sólidos suspensos totais (SST), de sólidos suspensos voláteis (SSV) e das eficiências de remoção do FAS, do USB anóxico e do sistema de tratamento combinado obtidos durante as fases 1 a 9 e nas Figuras de 24 a 31 estão apresentadas as variações das concentrações e as eficiências de remoção no reator ABR e no sistema de tratamento.

TABELA 13. Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção, obtidos durante a operação do 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, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetros		Fases															Cv %	Teste F
		1	2'	2''	3'	3''	4'	4''	5	6	7'	7''	8'	8''	9			
COV	FAS	6,6 b	9,2 b	9,2 b	8,0 b	8,0 b	13,8 a	13,8 a	17,9 a	9,0 b	7,7 b	7,7 b	17,0 a	17,0 a	20,5 a	39	21,0**	
	USB _{an}	2,7 d	7,4 cd	2,8 d	7,4 cd	4,2 d	18,3 a	16,8 ab	13,1 ab	3,5 d	2,4 d	2,1 d	9,8 b	7,5 cd	11,1 b	61	25,2**	
SST (mg L ⁻¹)	ABR	471 c	594 c	594 c	1644bc	1644bc	1793ab	1793ab	2372 b	1566bc	1926bc	1926bc	3088 a	3088 a	2143 b	62	8,8**	
	FAS	332 bc	711 bc	764 bc	2432 a	1011bc	1109 b	623 bc	1184 b	938 bc	346 bc	426 bc	858 bc	714 bc	710 bc	69	11,0**	
	USB _{an}	75 c	275 bc	313 ab	657 a	279 bc	233 bc	176 c	213 c	222 c	280 c	276 bc	395 b	288 bc	222 bc	90	4,7**	
E (%)	FAS	34 b	-	-	-	32 b	34 b	63 ab	47 ab	35 b	79 a	76 a	64 ab	73 a	53 ab	54	11,2**	
	USB _{an}	69 a	54 ab	50 ab	71 a	76 a	72 a	55 ab	71 a	74 a	31 b	32 b	50 ab	48 ab	65 ab	44	3,8**	
	Sistema	99 a	99 a	98 a	94 b	98 a	96 ab	97 ab	98 a	97 a	98 a	98 a	96 ab	97 ab	98 a	3	3,6**	
SSV (mg L ⁻¹)	ABR	307 c	405 c	405 c	1328bc	1328bc	1439bc	1439bc	1720ab	1182bc	1608 b	1608 b	2680 a	2680 a	1756ab	70	8,2**	
	FAS	217 c	555 bc	531 bc	2150 a	831 b	901 b	412 bc	903 b	740 bc	274 c	354 c	730 b	531 bc	552 bc	74	12,4**	
	USB _{an}	49 c	226 b	237 b	547 a	208 bc	180 bc	134 bc	161 bc	172 bc	205 b	193 b	314 ab	227 b	171 bc	90	5,7**	
E (%)	FAS	34 c	-	-	-	28 c	33 c	66 b	45 ab	31 c	79 a	74 a	64 ab	63 ab	53 ab	63	8,9**	
	USB _{an}	71 ab	53 ab	48 ab	72 b	75 a	65 ab	44 ab	75 a	75 ab	34 b	39 ab	52 ab	47 ab	62 ab	48	3,1**	
	Sistema	99 a	98 a	98 a	93 b	97 a	96 ab	97 a	98 a	97 a	97 a	97 a	98 a	96 ab	98 a	3	3,7**	

COV: g DQO_{total} (L d)⁻¹; Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade);

(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; (") amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

Com a inclusão do sistema de pós-tratamento, composto pelo filtro aerado submerso (FAS) e USB anóxico, as concentrações médias de SST e SSV foram reduzidas, para valores médios entre 75 a 657 mg L⁻¹ no efluente do USB anóxico, com variações em resposta às modificações de aeração e do desprendimento de biofilme provenientes do FAS, conforme descrito na Tabela 13.

As eficiências médias de remoção de SST e de SSV no FAS diferiram significativamente ($p < 0,01$), sendo observado padrão semelhante aos valores médios de eficiência de remoção de DQO_{total}, com maiores valores médios de eficiência de remoção nas fases com a utilização de anéis de plástico de eletroduto corrugado, variando de 35 a 79%. Com as amostras coletadas durante o período de aeração (') e na ausência de aeração ("), foi possível constatar que houve desprendimento de biofilme do FAS, preenchido com anéis de bambu como material suporte, durante a aeração em virtude dos maiores valores de SST no efluente do FAS nas fases 2 e 3.

No reator USB anóxico, os valores médios de eficiência de remoção de SST e SSV do sistema de pós-tratamento variaram de 31 a 76% e de 34 a 75%, respectivamente, atenuando as condições eventuais de choque orgânico e desprendimento do biofilme proveniente do FAS.

Assim, o pós-tratamento, composto por filtro aerado submerso e USB anóxico, permitiram melhorar significativamente a qualidade do efluente, alcançando valores médios de eficiência de remoção de 94 a 99% e de 93 a 99% para SST e para SSV, respectivamente, com menores variações, apresentando 2,8 e 3,1 de coeficiente de variação, respectivamente.

BUELNA et al. (2008) investigaram a utilização de pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura em biofiltro aerado submerso. O material suporte utilizado foi 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⁻¹, 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 mostrou-se uma tecnologia eficiente e simples para tratar águas residuárias de suinocultura.

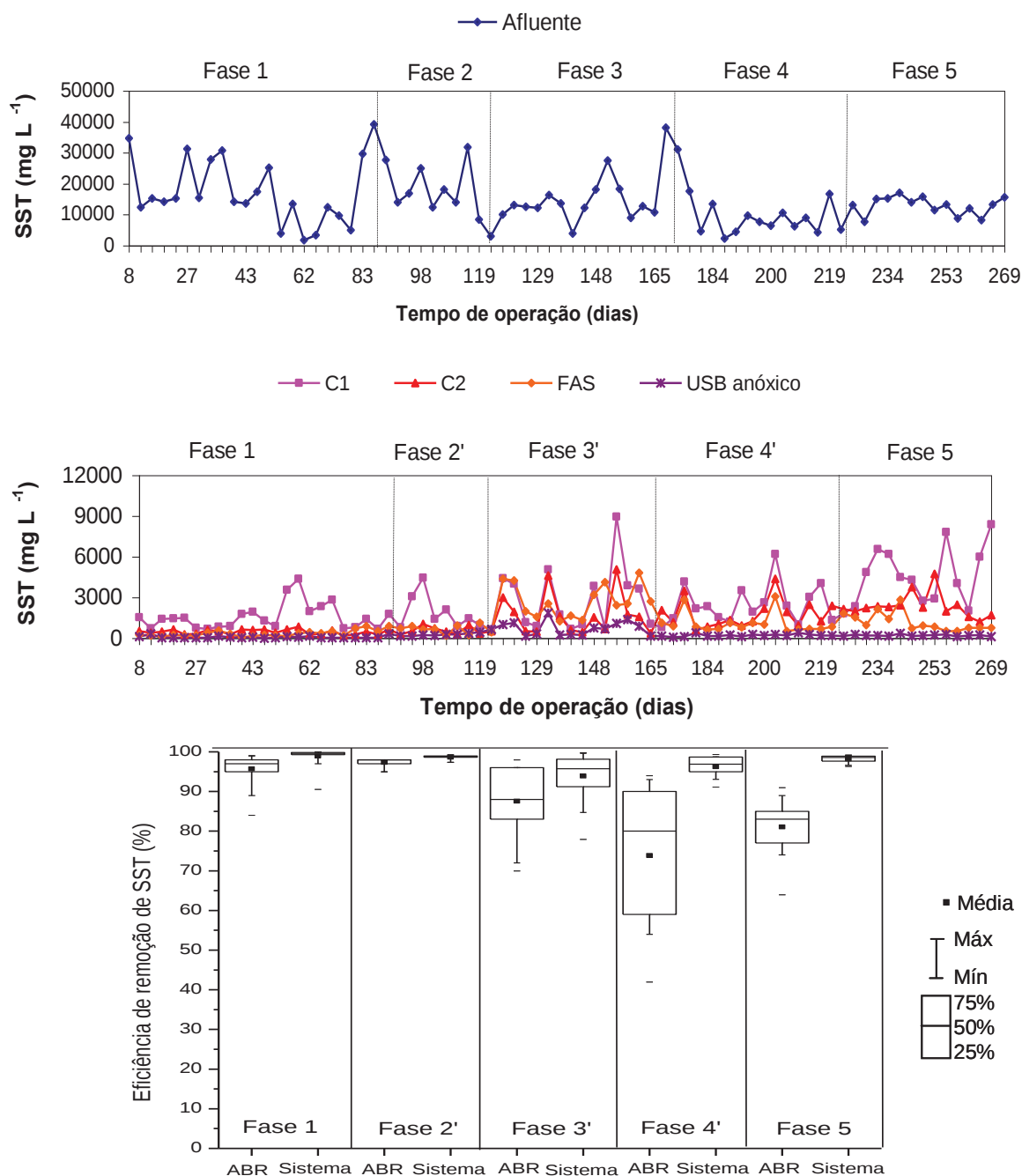


FIGURA 24. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

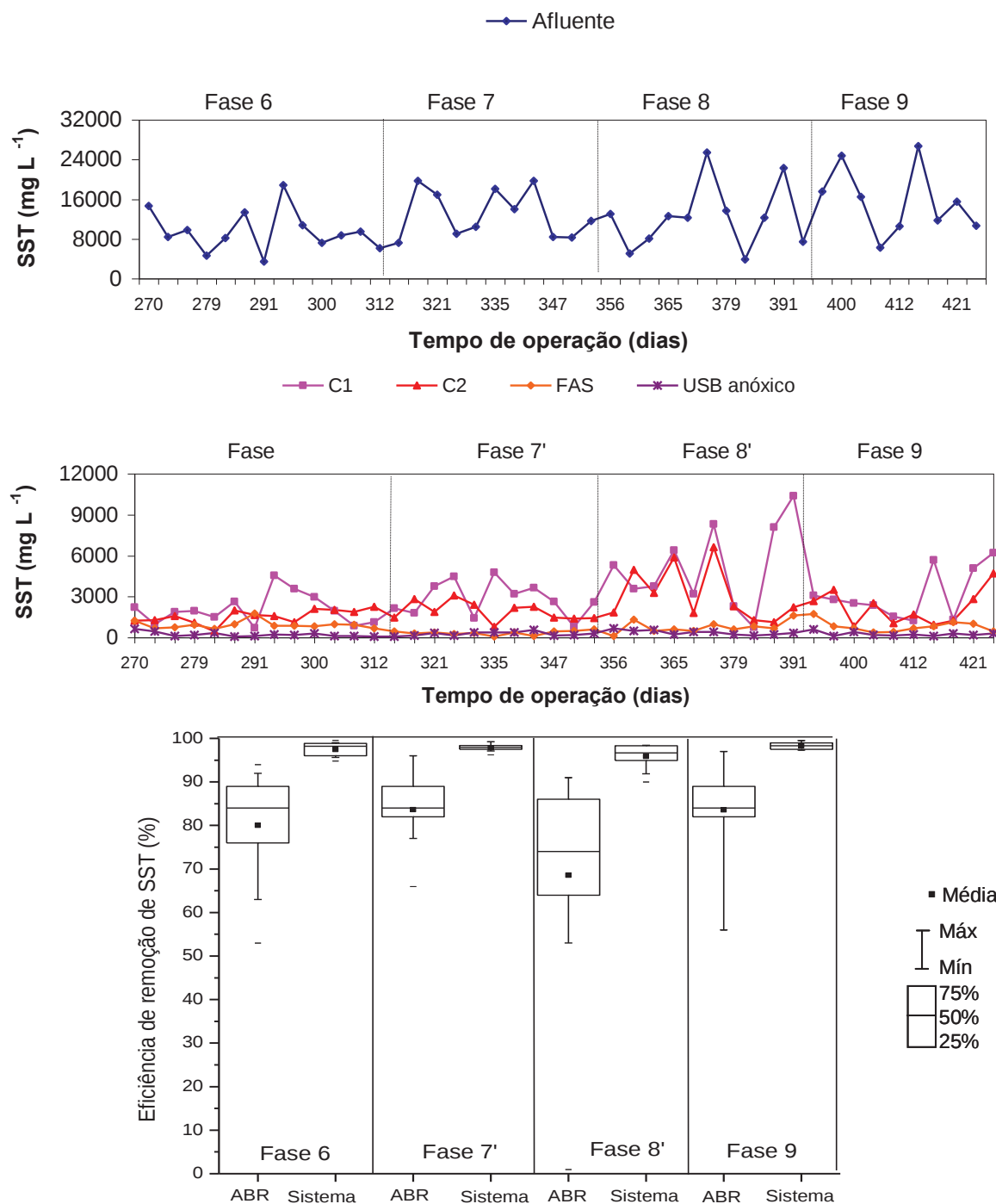


FIGURA 25. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

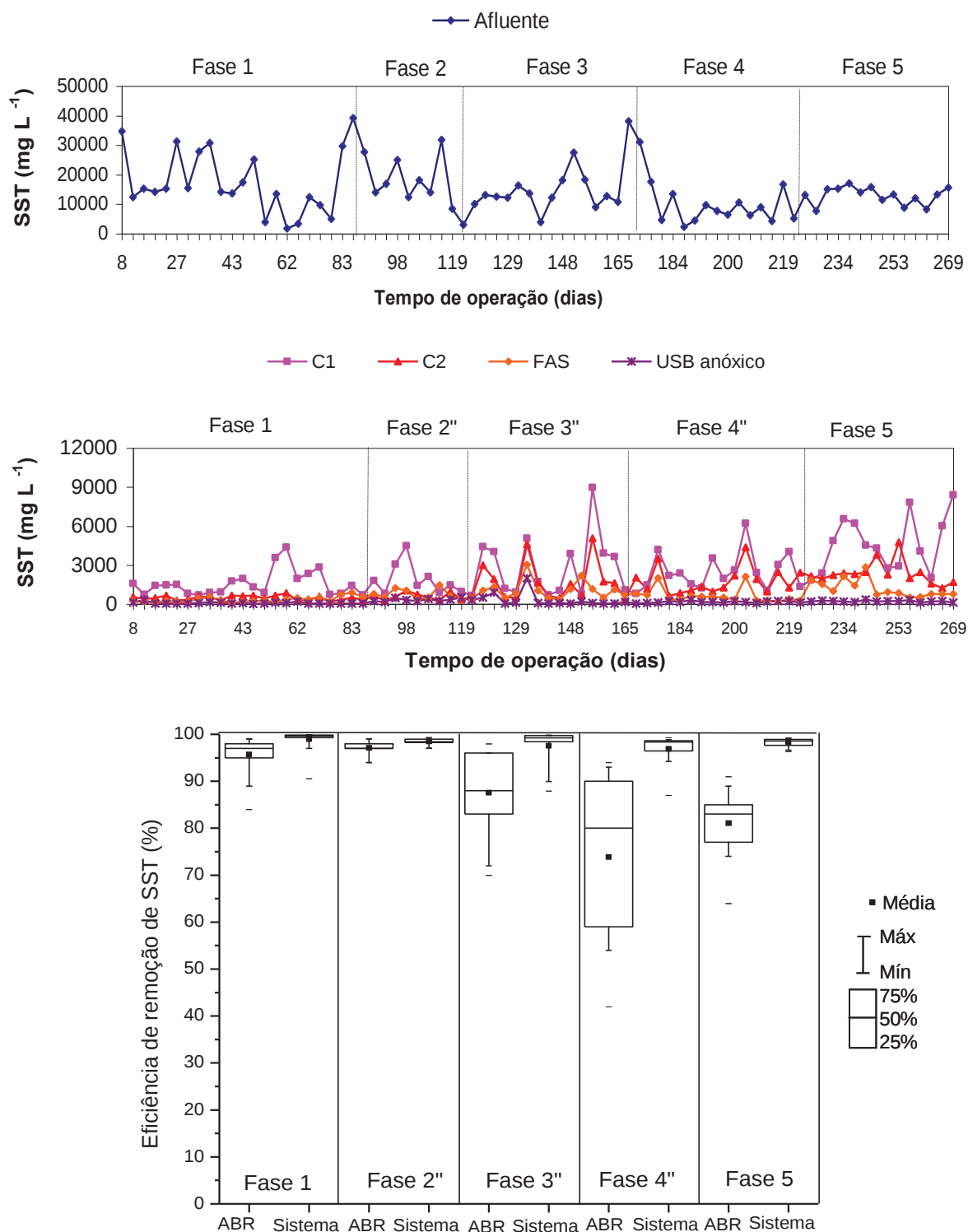


FIGURA 26. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.

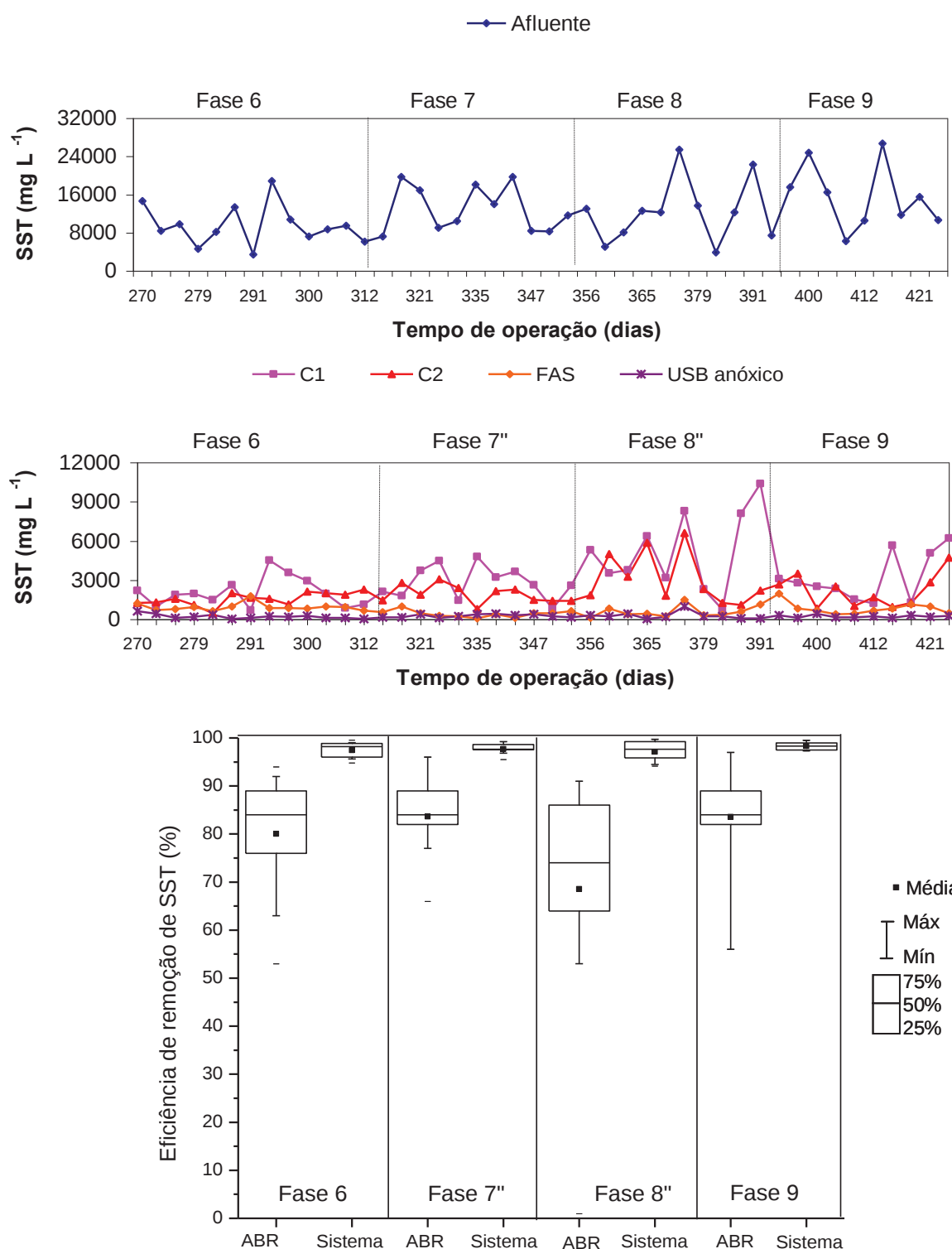


FIGURA 27. Valores de SST no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7'', 8'' e 9.

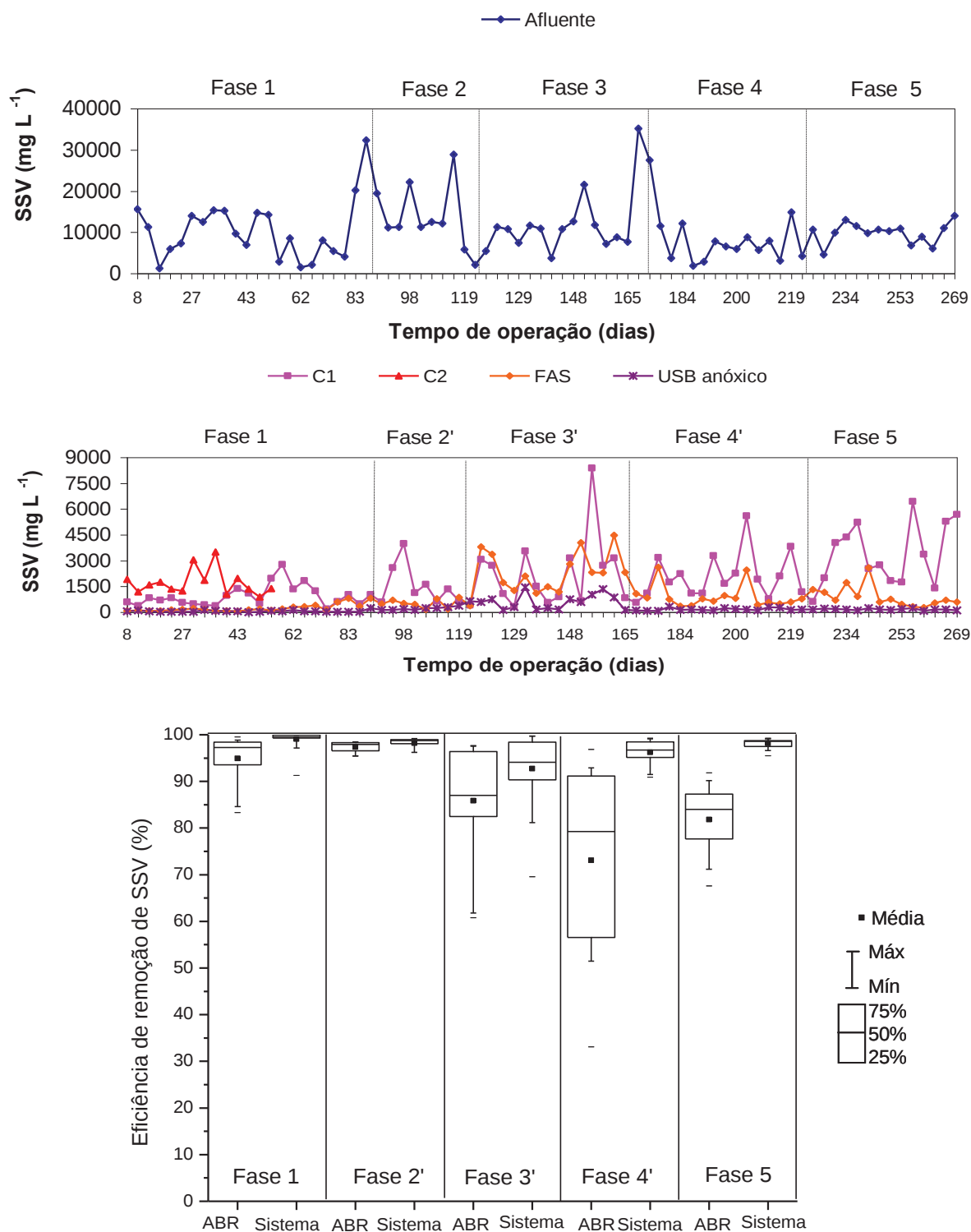


FIGURA 28. Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

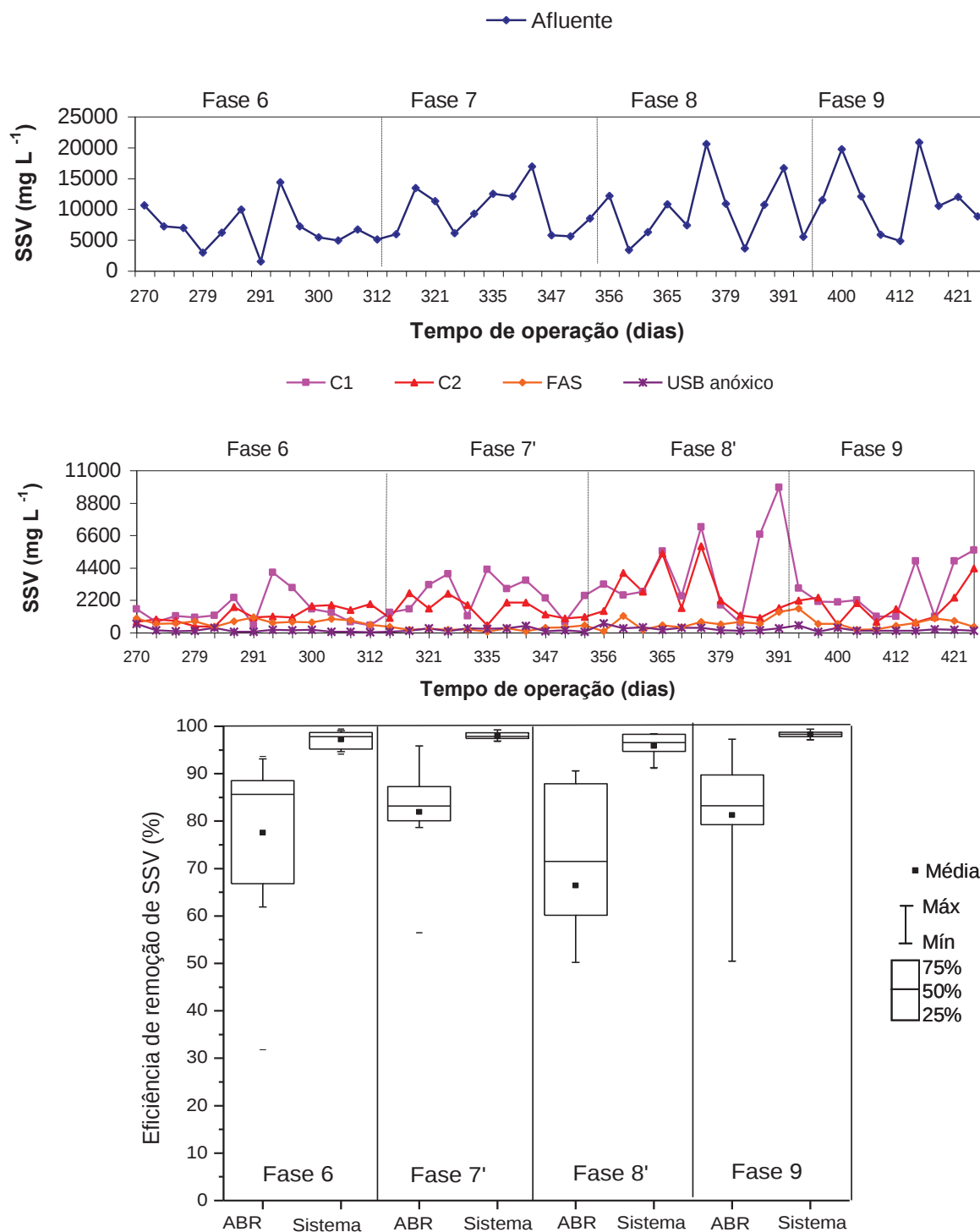


FIGURA 29. Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

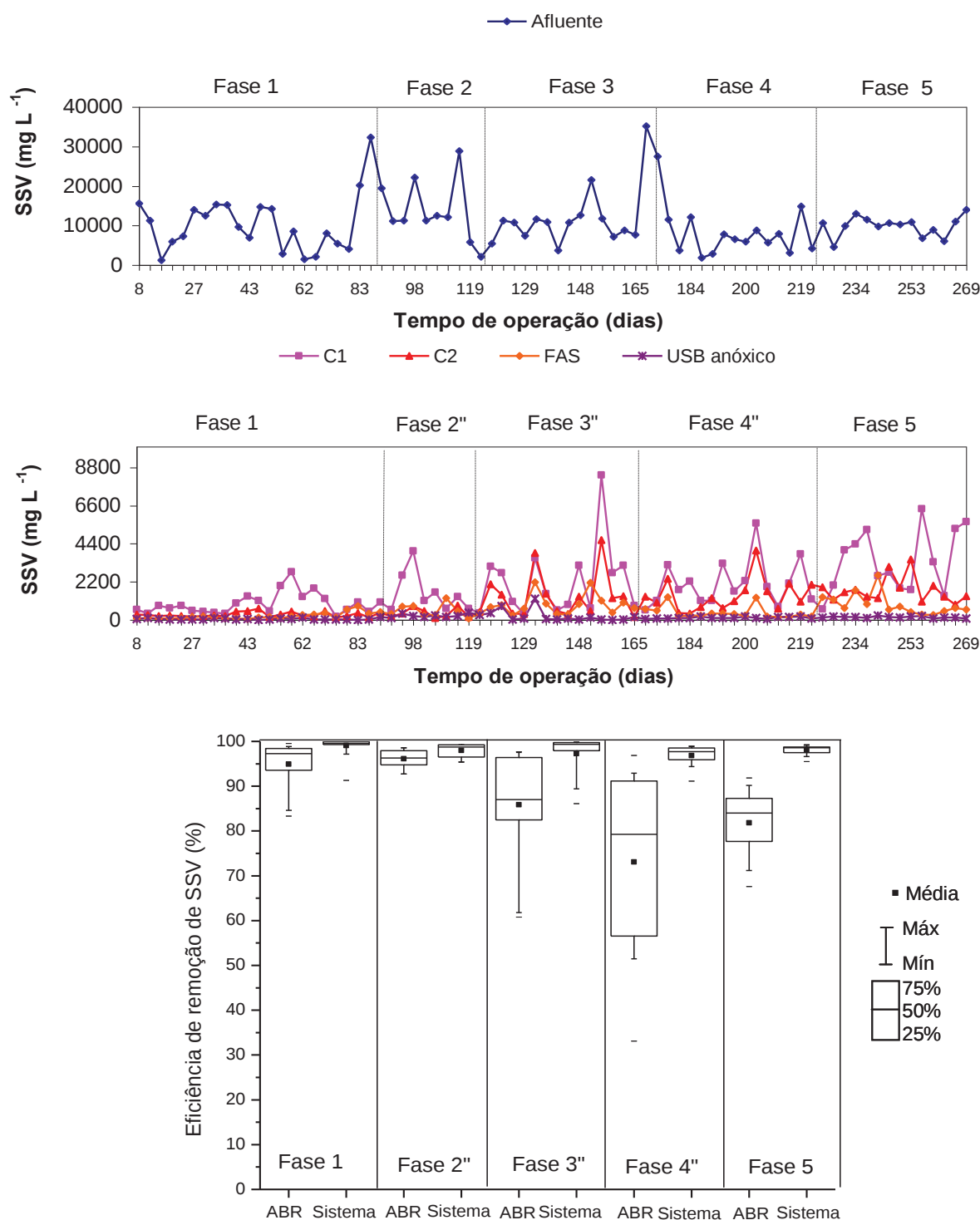


FIGURA 30. Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o reator ABR e para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.

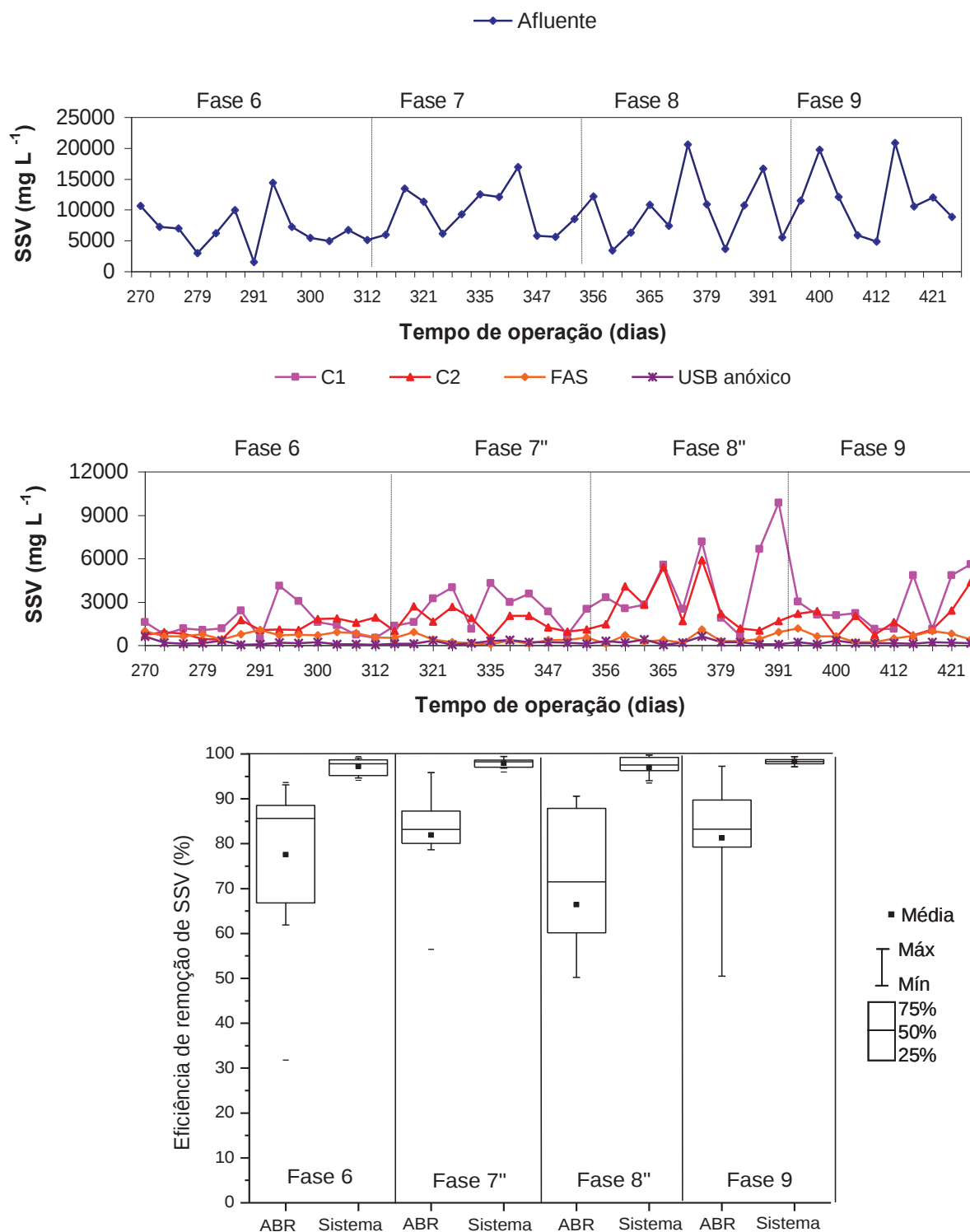


FIGURA 31. Valores de SSV no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, e das eficiências de remoção para o ABR e para o sistema de tratamento anaeróbico, aeróbico, obtidos nas fases 6, 7'', 8'' e 9.

Os resultados de remoção de SST e de SSV neste estudo foram similares e indicam que com o sistema de tratamento anaeróbio, composto por reator ABR, seguido de pós-tratamento, com filtro aerado submerso (FAS) e reator USB anóxico, foi possível obter valores médios de eficiências de remoção de sólidos, predominantemente, acima de 97%, confirmando a possibilidade da utilização desta configuração no tratamento de águas residuárias de suinocultura com altas concentrações de sólidos suspensos.

4.4 Produção e composição de biogás

Na Tabela 14 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH_4) e de nitrogênio (N_2) no biogás e das produções volumétrica e específica de CH_4 obtidos nas câmaras 1 e 2 do reator ABR e do reator USB anóxico, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 do experimento. Na Figura 32 estão ilustrados os valores diários da produção volumétrica de CH_4 nas câmaras 1 e 2 do reator ABR e do reator USB anóxico, e na Figura 33 os valores médios da porcentagem de N_2 no biogás do reator USB anóxico durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

As porcentagens de CH_4 no biogás foram de 76,4; 80,0; 77,8 e 81,6% e de 78,8; 83,0; 81,4 e 83,8% nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) com os menores valores ($p > 0,05$) nos ensaios 1 e 3.

As produções volumétricas de metano na câmara 1 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de 0,067; 0,125; 0,068 e 0,291 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$, respectivamente. Na câmara 2, os valores médios foram de 0,016; 0,166; 0,243 e 0,345 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios ($p < 0,01$), sendo os maiores valores encontrados no ensaio 4.

Segundo GROVER et al. (1999), a diminuição do TDH e aumento da COV resultam no aumento gradual da produção de biogás, em virtude da maior disponibilidade de substrato para ser convertido a biogás. Tal situação foi observada nos reatores ABR e USB anóxico nos ensaios 2 e 4, com maiores COV e menores TDH.

Em relação às produções volumétricas de metano obtidas em outros reatores anaeróbios (UASB, ASBR e ABR) tratando águas residuárias de suinocultura (SANTANA e OLIVEIRA, 2005; DUDA e OLIVEIRA, 2009a; DUDA e OLIVEIRA, 2009b; ABREU NETO e OLIVEIRA), os valores obtidos neste estudo foram inferiores para condições similares ou até mesmo menores COV e tiveram altos valores de coeficiente de variação. Tal situação pode ser atribuída à ausência de um dispositivo de separação de fases (biogás, lodo e efluente) no reator ABR e aos gasômetros utilizados, os quais impunham pressão acima da adequada para a coleta do biogás na cúpula do reator. Em virtude dessas dificuldades acredita-se que as produções medidas foram sub-avaliadas.

TABELA 14. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) e nitrogênio (N₂) 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 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio								Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4						
COV (g DQO _{total} (L d) ⁻¹)	C ₁	51,0	b	78,7	a	35,9	b	93,0	a	43	23,1**
	C ₂	8,6	c	20,1	b	12,1	c	27,4	a	41	49,5**
	USB _{an}	4,9	c	16,0	a	2,7	c	9,4	bc	39	25,9**
CH ₄ (%)	C ₁	76,4	c	80,0	ab	77,8	bc	81,6	a	7	11,1**
	C ₂	78,8	b	83,0	a	81,4	a	83,8	a	5	18,6**
	USB _{an}	48,9	a	38,6	b	44,1	ab	22,8	c	50	17,8**
N ₂ (%)	USB _{an}	27,2	b	51,5	ab	48,6	ab	67,2	a	33	68,1**
Produção volumétrica de metano (m ³ CH ₄ (m ³ reator d) ⁻¹)	C ₁	0,067	c	0,125	b	0,068	c	0,291	a	96	43,6**
	C ₂	0,116	c	0,167	c	0,243	b	0,345	a	78	26,0**
	ABR	0,160	c	0,139	c	0,270	b	0,451	a	84	29,9**
	USB _{an}	0,074	a	0,098	a	0,021	b	0,020	b	134	13,9**
Produção Específica de CH ₄ (m ³ CH ₄ (kg DQO _{total} adicionada) ⁻¹)	C ₁	0,002	b	0,001	b	0,004	a	0,003	ab	108	6,4**
	C ₂	0,002	c	0,002	c	0,029	b	0,037	a	107	88,1**
	ABR	0,005bc		0,003	c	0,013	a	0,008	b	94	24,4**
	USB _{an}	0,016	a	0,006	b	0,008	b	0,002	b	159	10,1**
Produção Específica de CH ₄ (m ³ CH ₄ (kg DQO _{total} removida) ⁻¹)	C ₁	0,002	b	0,001	b	0,005	a	0,002	b	133	9,7**
	C ₂	0,002	c	0,002	c	0,131	a	0,071	b	211	30,8**
	ABR	0,006bc		0,003	c	0,016	a	0,009	b	98	25,7**
	USB _{an}	0,024	a	0,005	b	0,016	ab	0,003	b	194	8,8**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); * p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

Consequentemente, os valores médios de produção específica de metano foram baixos, de 0,002; 0,001; 0,004 e 0,003 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{adicionada}})^{-1}$ para a câmara 1 e de 0,002; 0,002; 0,029 e 0,037 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{adicionada}})^{-1}$ para a câmara 2 durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Para a câmara 1 e 2, na qual obtiveram-se os valores de 0,002; 0,001; 0,005 e 0,002 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$ e de 0,002; 0,002; 0,131 e 0,071 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, houve diferença significativa com os maiores valores ocorrendo no ensaio 3 ($p < 0,05$). Para o reator ABR, o maior valor médio encontrado de produção específica foi de 0,016 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{kg DQO}_{\text{removida}})^{-1}$.

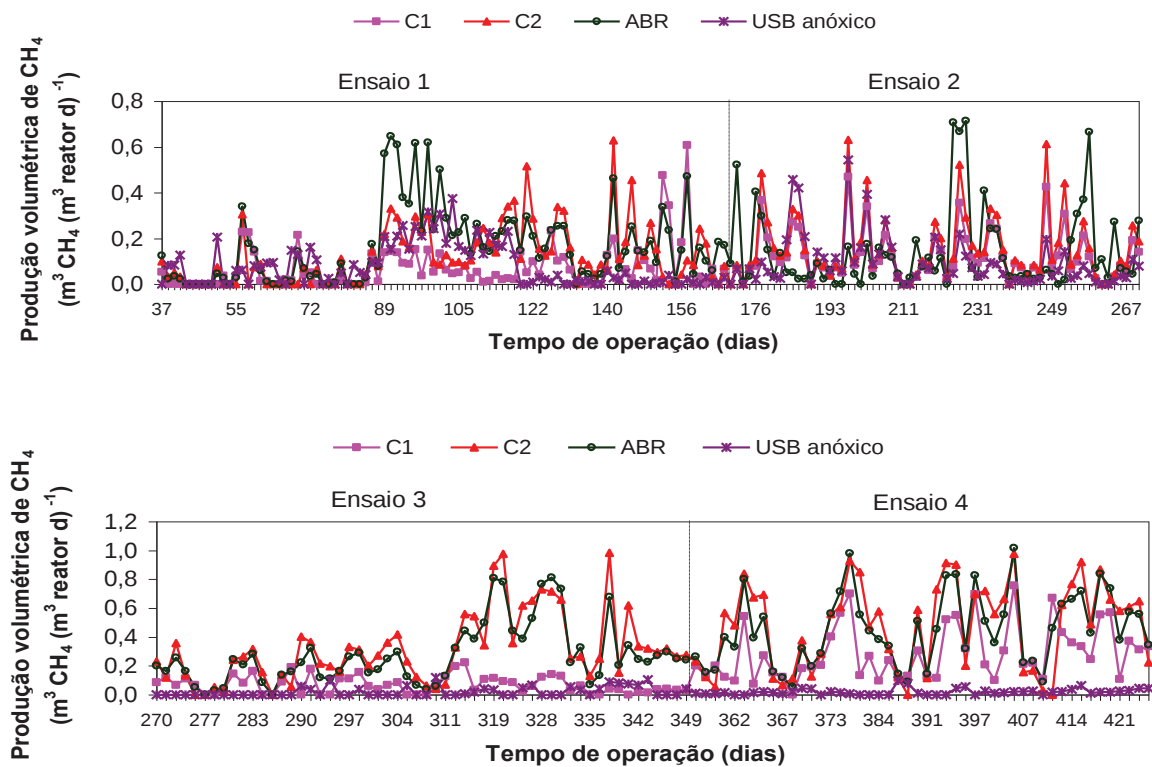


FIGURA 32. Produção volumétrica de metano no reator ABR (C₁ e C₂) e no reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

BODKHE (2009) estudou uma modificação do reator ABR (MABR), composto por 9 câmaras, em escala laboratorial, para o tratamento de águas residuárias domésticas, a fim de estabelecer relações entre a configuração do reator e parâmetros operacionais.

O reator foi operado ao longo de 375 dias, com a aplicação de 11 diferentes TDH, variando de 6 dias a 3 h. Com a aplicação do TDH de 6 h, obteve valores médios de eficiências de remoção para sólidos suspensos e DQO de 86 e 84%, respectivamente, e $0,34 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{kg DQOr})^{-1}$ para a produção específica de metano. Porém, o autor afirmou que durante a maior parte do experimento, obteve valores de rendimento de biogás específicos considerado inferiores ao valor teórico de $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{kg DQOr})^{-1}$ (METCALF E EDDY, 2003) e que estes valores mais baixos podem ter ocorrido devido a possível dissolução do biogás no efluente, a remoção de DQO pelas bactérias redutoras de sulfato e ainda possíveis produções de biogás sub-estimadas. Neste estudo, com valores médios de eficiência de remoção similares, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, pode-se atribuir os baixos valores de produção de metano, aos motivos expostos anteriormente, com consequente aumento da diluição do metano no efluente.

As porcentagens de CH_4 no biogás do reator USB anóxico foram de 48,9; 38,6; 44,1 e 22,8% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) com os maiores valores observados nas fases 1 e 3, com a aplicação das maiores COV.

Observou-se até 74% de nitrogênio no biogás produzido no reator USB anóxico, na fase 5, conforme demonstrado na Figura 33. Os valores médios de nitrito e de nitrato no efluente do reator USB anóxico diminuíram em comparação aos valores médios no efluente do filtro aerado submerso (FAS), evidenciando o processo de desnitrificação, conforme será demonstrado no Item 4.7.1.

Segundo GARBOSSA et al. (2005), a combinação de sistemas com fases aeróbias e anóxicas apresentam maior viabilidade técnica-econômica, quando comparados aos sistemas tradicionais, para serem utilizados como alternativas para remoção de nitrogênio amoniacal promovendo nitrificação e desnitrificação. Situação que ocorreu nesta configuração de sistema de tratamento, composta por um reator ABR, seguido de filtro aerado submerso e reator USB anóxico, para águas residuárias de suinocultura, no qual a porcentagem de N_2 no biogás do USB anóxico variou de 10,3 a 74,7% entre os ensaios 1 e 2; e de 41,4 a 69,0% entre os ensaios 3 e 4, respectivamente.

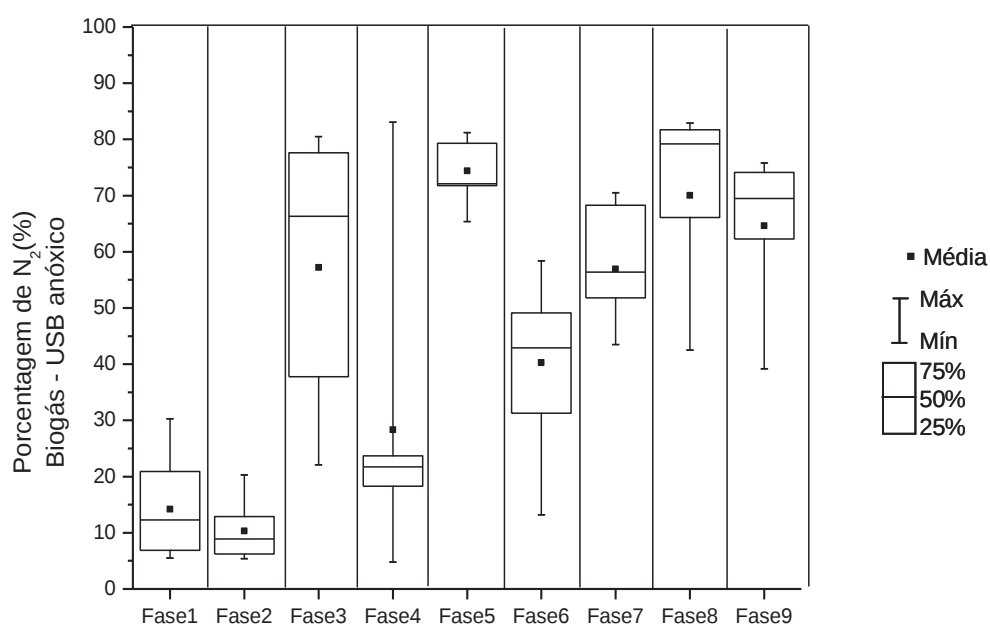


FIGURA 33. Porcentagem de nitrogênio (N_2) no biogás do reator USB anóxico durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

4.5 pH, alcalinidade e ácido voláteis totais

Os valores médios do pH, das alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), dos ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI:AP no afluente e nos efluentes das câmaras 1 e 2 do reator ABR durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 15.

Os valores médios pH no afluente foram de 6,8; 6,6; 6,8 e 6,9 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$). Os valores médios de pH variaram de 7,0 a 7,2 e de 7,0 a 7,3 nos efluentes das câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os valores de pH no efluente da câmara 1 e 2, do ABR, aumentaram em relação ao afluente, em todas os ensaios de operação do sistema de tratamento, indicando as boas condições tampão existentes.

O valor e a estabilidade do pH em sistemas anaeróbios são comentados por VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) como de extrema importância. Segundo CHERNICHARO (2007), a faixa ótima de pH para o desenvolvimento das arqueias metanogênicas é de 6,6 a 7,4; embora possa ocorrer estabilidade na formação de metano numa faixa de pH de 6,0 a 8,0. Valores de pH menores que 6,3 ou maiores que

7,8 resultam em uma rápida diminuição na velocidade de metanogênese. A alcalinidade presente deve ser suficiente para manter o pH nestes valores. Foram observados valores na faixa recomendada nos efluentes das câmaras do reator ABR.

TABELA 15. 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 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio								Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4	5	6	7	8		
pH	Afluente	6,8	6,6	6,8	6,6					6	2,7ns
	C ₁	7,2	7,1	7,1	7,0					4	2,5ns
	C ₂	7,3 a	7,2 a	7,0 b	7,1 b					3	7,5**
AT (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	Afluente	727 a	578 ab	702 a	630 a					37	4,4**
	C ₁	908 ab	818 ab	1286 a	776 b					25	21,2**
	C ₂	1003 a	786 b	1049 a	1100 a					21	11,6**
AI (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	Afluente	290 b	275 b	419 a	373 ab					42	6,7**
	C ₁	305 b	278 b	599 a	326 b					52	16,3**
	C ₂	307 ab	225 b	352 a	351 a					43	5,1**
AP (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	Afluente	452 a	304 b	299 b	258 b					53	7,3**
	C ₁	676 a	541 b	688 a	449 b					32	8,6**
	C ₂	696 a	561 b	697 a	748 a					23	6,9**
AI/AP	C ₁	0,54 b	0,53 b	0,86 a	0,68 ab					86	5,3**
	C ₂	0,46	0,42	0,52	0,49					55	0,6ns
AVT (mg CH ₃ COOH L ⁻¹)	Afluente	402 b	237 c	443 b	598 a					41	21,4**
	C ₁	355 a	330 b	378 a	405 a					35	3,2*
	C ₂	297 a	344 a	388 a	211 b					37	3,6*

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

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

As alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) no afluente tiveram valores médios entre 578 a 727 mg L⁻¹, 258 a 452 mg L⁻¹ e de 275 a 452 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas (p<0,01).

Ao longo das câmaras 1 e 2, os valores médios de AP aumentaram de 676 para 696 mg L⁻¹; de 541 para 561 mg L⁻¹; de 688 para 697 mg L⁻¹ e de 449 para 748 mg L⁻¹

nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, evidenciando a capacidade de tamponamento por íons bicarbonato, o que garantiu o acréscimo e a estabilidade do pH nas câmaras do reator ABR. Os valores médios da AT e AI, no efluente da câmara 1 variaram de 776 a 1286 mg L⁻¹ e de 278 a 599 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios. Os valores médios da AT e AI, no efluente da câmara 2 variaram 786 a 1100 mg L⁻¹ e de 255 a 352 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios.

Os valores médios de AVT no afluente variaram de 237 a 589 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$), com o maior valor médio observado no ensaio 4, onde a COV aplicada foi de 93,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹, com o TDH de 12 h. A diminuição do TDH implica em aumento da COV, maior carga orgânica de material solúvel e suspenso, provocando aumento na atividade das bactérias hidrolíticas e acidogênicas com consequente aumento na concentração de AVT.

Ao longo das câmaras do reator ABR, o valor de AVT do afluente, nos ensaios 1, 3 e 4, diminuiu de 402 para 297 mg L⁻¹; de 443 para 388 mg L⁻¹ e de 598 para 211 mg L⁻¹. 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 na atividade das bactérias acidogênicas e metanogênicas. A concentração de ácidos graxos voláteis no efluente da câmara 1 e 2 estão dentro da faixa de valores de AVT recomendados por GERARDI (2003) para a estabilidade do processo anaeróbio, entre 50 a 500 mg L⁻¹.

Os valores da relação AI:AP decresceram da câmara 1 para a câmara 2 do reator ABR, variando de 0,53 a 0,86 e de 0,42 a 0,52 durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Na 2ª câmara os valores médios durante os quatro ensaios não apresentaram diferenças significativas ($p > 0,05$). De acordo com RIPLEY et al. (1986), valores da relação AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia. No entanto, segundo FORESTI (1999), é possível ocorrer estabilidade no processo com valores diferentes de 0,3; sendo necessária a

verificação para caso em particular, como demonstrado neste estudo, sem prejuízos ao desempenho do sistema.

Na Tabela 16 estão apresentados os valores do pH, das alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), da relação AI:AP e dos ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluente do filtro aerado submerso (FAS) e do USB anóxico, nas fases 1 a 9.

Os valores médios de pH variaram de 7,0 a 7,6 no efluente do ABR e de 6,6 a 7,9 na saída do FAS. A nitrificação é um processo que ocorre à custa do consumo da alcalinidade e do oxigênio dissolvido presente no sistema. Segundo METCALF e EDDY, (2003) caso a alcalinidade fornecida ao sistema não seja suficiente para manter o pH dentro do valor ótimo (entre 6,5 e 8) para o metabolismo das bactérias nitrificantes, a nitrificação será inibida. A alcalinidade necessária para oxidar 1 g de N-amoniaco a nitrito é de 7,07 g CaCO_3 . Os valores de pH no FAS mantiveram-se dentro da faixa ótima para que ocorresse a nitrificação. Ocorreram valores baixos de alcalinidade total no FAS, diminuindo até 192 mg L^{-1} durante a fase 3, indicando o consumo da alcalinidade para o processo de nitrificação. O decréscimo significativo dos valores médios da alcalinidade pode ser um indicativo da alta atividade nitrificante.

Os valores de pH no reator USB anóxico variaram de 7,1 a 8,0. A operação de reatores favoráveis a desnitrificação, como o reator USB anóxico, deve ser realizada com valores de pH entre 7 e 9, pois para valores de pH abaixo de 7 pode ocorrer produção acentuada de óxidos de nitrogênio altamente tóxicos (HENZE, 1997). O processo de desnitrificação produz alcalinidade. O ácido carbônico é convertido a bicarbonato como resultado da desnitrificação do nitrato a nitrogênio gasoso. Os valores de pH no USB anóxico mantiveram-se dentro da faixa ótima para que ocorresse a desnitrificação. Os valores de alcalinidade total no efluente do USB anóxico foram superiores aos observados no FAS, podendo ser um indicativo da alta atividade desnitrificante.

Segundo METCALF e EDDY (2003), o controle do pH ocorre por meio do balanço da alcalinidade, a qual é consumida durante a nitrificação; e o pH é parcialmente aumentado durante a desnitrificação no período anóxico, com o acréscimo de alcalinidade.

TABELA 16. 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), no USB anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetros		Fases														Cv %	Teste F
		1	2'	2''	3'	3''	4'	4''	5	6	7'	7''	8'	8''	9		
pH	ABR	7,2bc	7,0 c	7,0 a	7,6 a	7,6 a	7,3 b	7,3 b	7,2 bc	7,2 bc	7,1 bc	7,1 bc	7,0 c	7,0 c	7,2 bc	2	14,8**
	FAS	6,6 d	6,8 d	7,3 c	7,6 a	7,5 b	7,9 a	7,7 ab	7,8 a	7,7 ab	7,3 c	7,1 c	7,5 ab	7,3 b	7,6 a	5	13,4**
	USB _{an}	7,7 bc	7,1 c	7,3 c	8,0 a	7,9 a	7,7 ab	7,6 b	7,6 b	7,4 c	7,3 c	7,2 c	7,7 ab	7,2 c	7,6 bc	3	11,7**
AT (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	ABR	1084ab	1160ab	1160ab	814 c	814 c	727 c	727 c	846 c	1166 a	910 bc	910 bc	1071ab	1071ab	1135ab	17	12,0**
	FAS	186 c	521 b	826 a	196 c	192 c	321 bc	334 bc	293 c	352 bc	403 b	465 b	548 b	596 ab	379 bc	41	16,7**
	USB _{an}	360 c	632 ab	810 a	295 d	289 d	494 b	540 b	538 b	396 bc	272 d	301 d	387 cd	451 b	156 d	37	12,5**
AI (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	ABR	323 b	478 a	478 a	195 c	195 c	182 c	182 c	269 bc	444 a	243 bc	243 bc	267bc	267bc	454 a	32	15,4**
	FAS	45 d	215 b	348 a	66 d	52 cd	86 cd	69 c	87 cd	117 c	148 c	204 b	265ab	241ab	54 d	55	21,5**
	USB _{an}	100 c	223 a	228 a	86 c	59 d	123 bc	118 bc	162 bc	160 bc	65 d	86 d	71 d	72 d	48 d	59	8,2**
AP (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	ABR	761 a	681 ab	681ab	619ab	619ab	545 b	545 b	577 b	722ab	667ab	667ab	803 a	803 a	680ab	22	4,4**
	FAS	141 c	306 b	478 a	129 c	140 c	234 bc	265 bc	205 bc	235 bc	254 bc	261 bc	283 bc	355ab	325ab	51	7,2**
	USB _{an}	259 cd	408abc	581 a	209 d	230 d	370 bc	422ab	376 bc	235 cd	207 cd	214 cd	316 bc	380 b	107 d	45	8,7**
AI/AP	ABR	0,45 b	0,78 a	0,78 a	0,32 d	0,32 d	0,35 d	0,35 d	0,48 b	0,64 ab	0,38 cd	0,38cd	0,32 d	0,32 d	0,70 ab	47	6,7**
	FAS	0,68 b	0,72 a	0,72 a	0,76 a	0,50 bc	0,48 bc	0,27 c	0,54 bc	0,53 bc	0,66 ab	0,84 ab	1,03 a	0,72 a	0,17 d	70	2,9**
	USB _{an}	0,53 ab	0,62 ab	0,45 ab	0,48ab	0,31 b	0,36 ab	0,29 b	0,49 ab	0,80 a	0,40 ab	0,47 ab	0,22 b	0,18 b	0,64 ab	80	2,6**
AVT (mg CH ₃ COOH L ⁻¹)	ABR	300 bc	308 bc	308 bc	385ab	385ab	282bc	282bc	406ab	461 a	301 bc	301 bc	406ab	406ab	194 c	31	6,7**
	FAS	138 bc	194 b	333 a	120 bc	127 bc	85 c	89 c	108 bc	164 bc	118 bc	121 bc	123 bc	138 bc	106 bc	50	8,2**
	USB _{an}	169ab	203 ab	220ab	210ab	217ab	126bc	132 bc	96 c	263 a	105 bc	121 bc	201ab	199ab	129 bc	49	4,7**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)
(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; (") amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

Nas Figuras de 34 a 45 estão apresentados os valores de pH, AP, AT e AVT no reator ABR (C1 e C2), no FAS e no USB anóxico durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

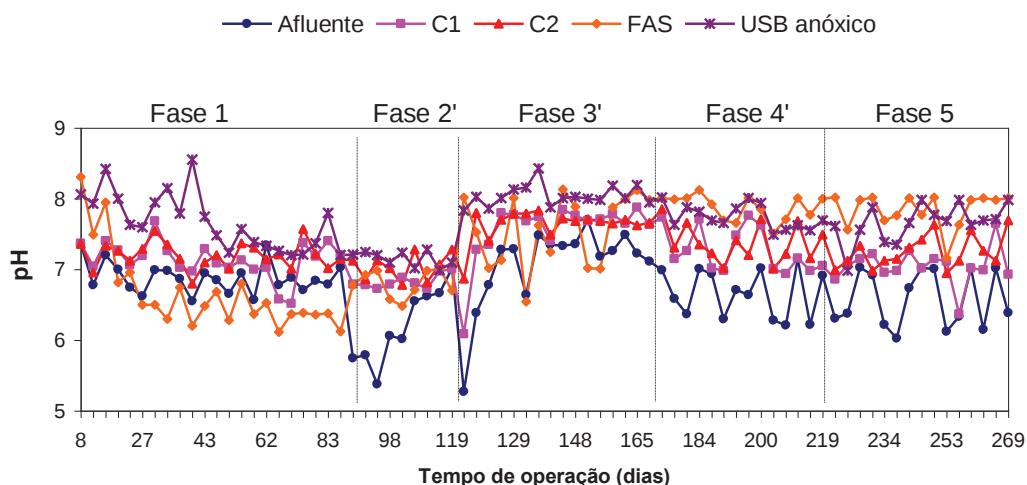


FIGURA 34. Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

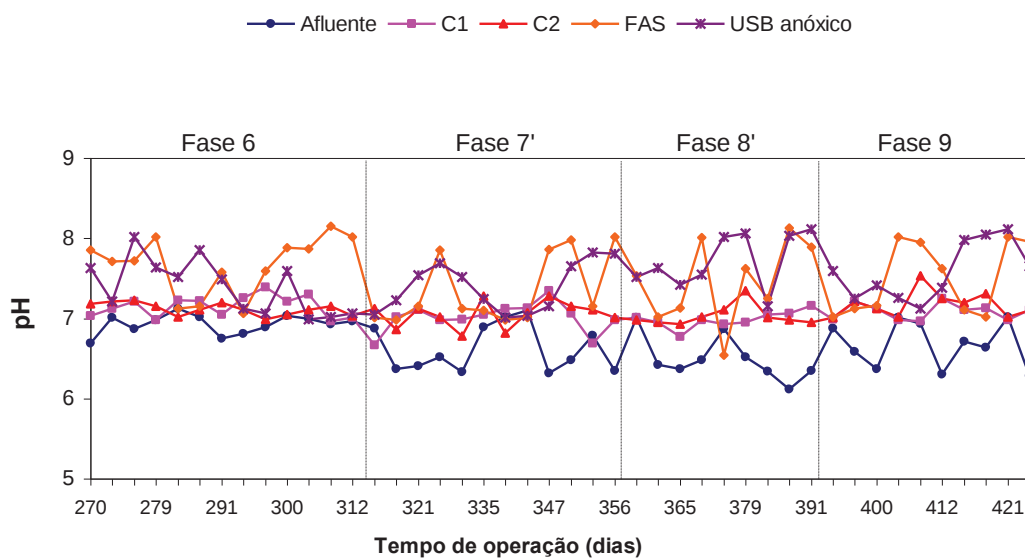


FIGURA 35. Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C₁ e C₂), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

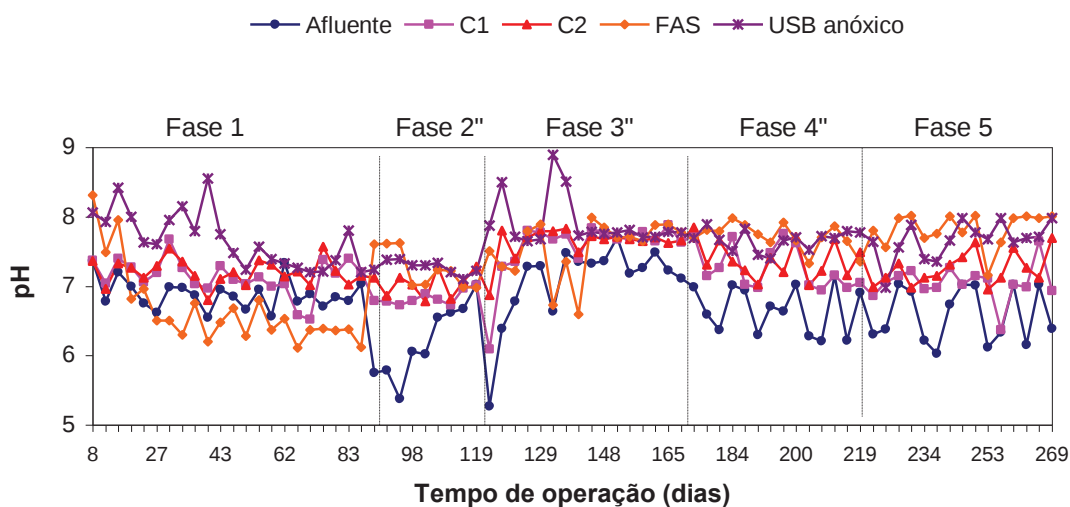


FIGURA 36. Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4 e 5.

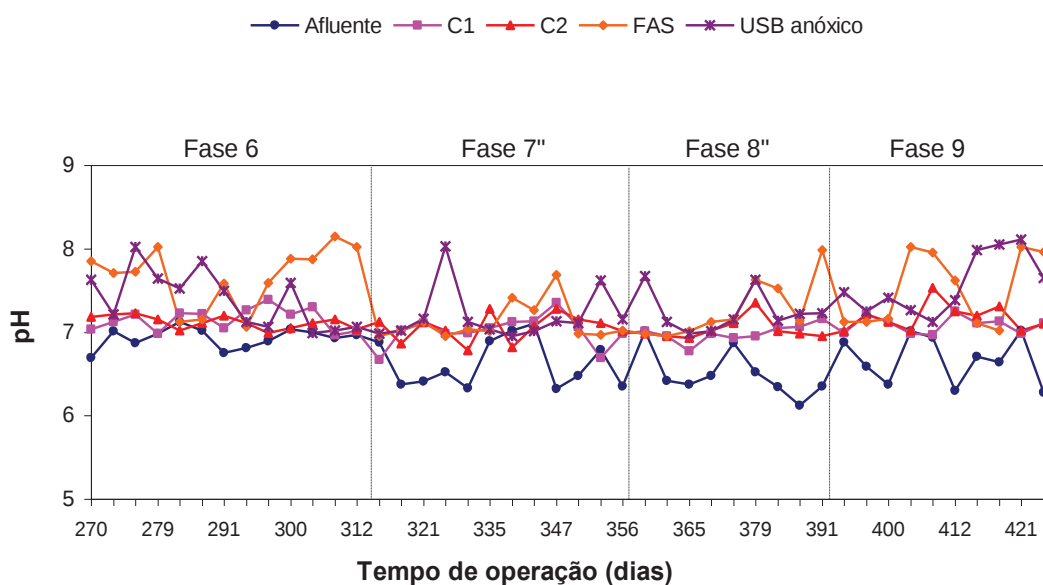


FIGURA 37. Valores de pH no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.

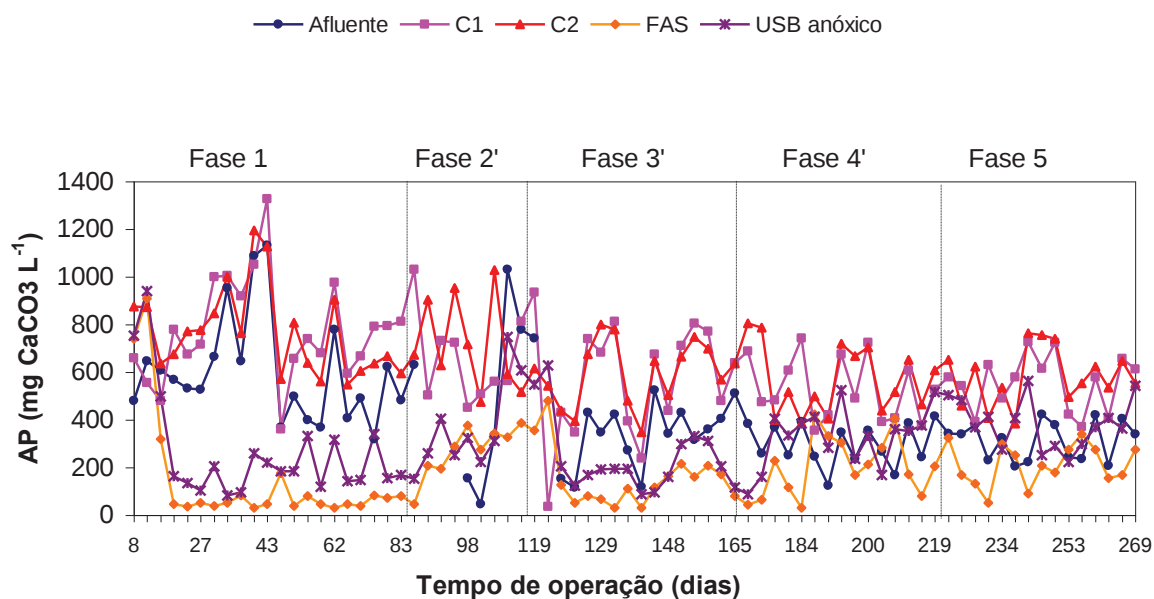


FIGURA 38. Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

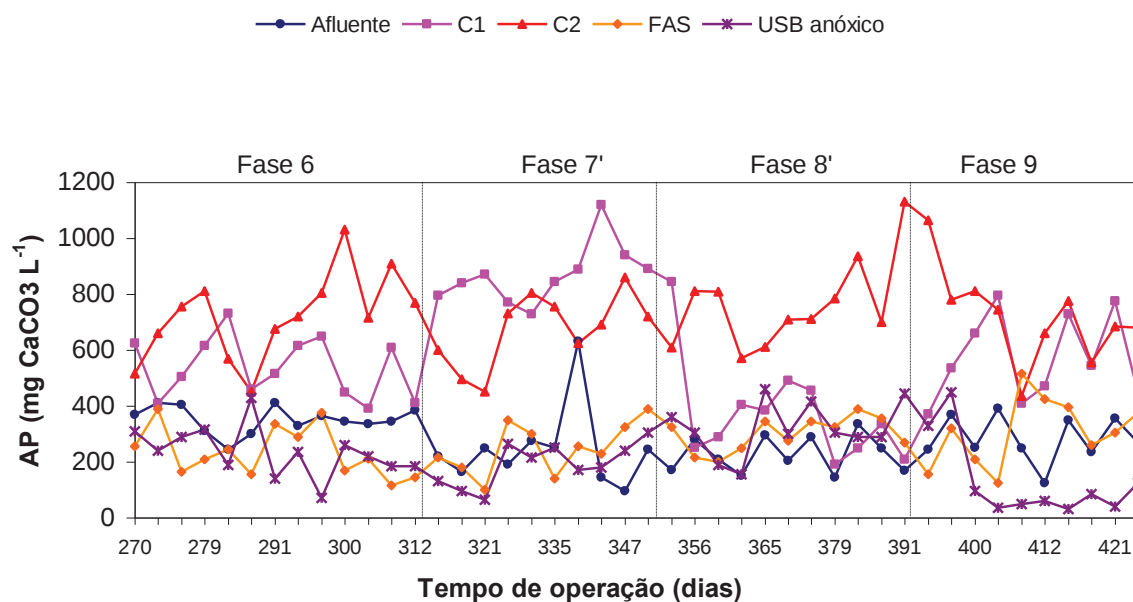


FIGURA 39. Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

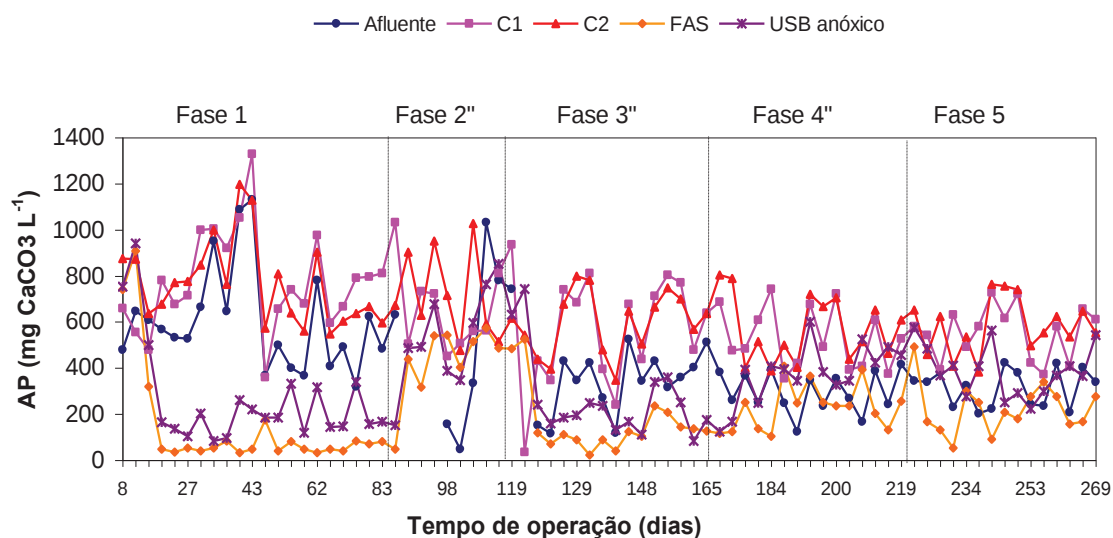


FIGURA 40. Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4" e 5.

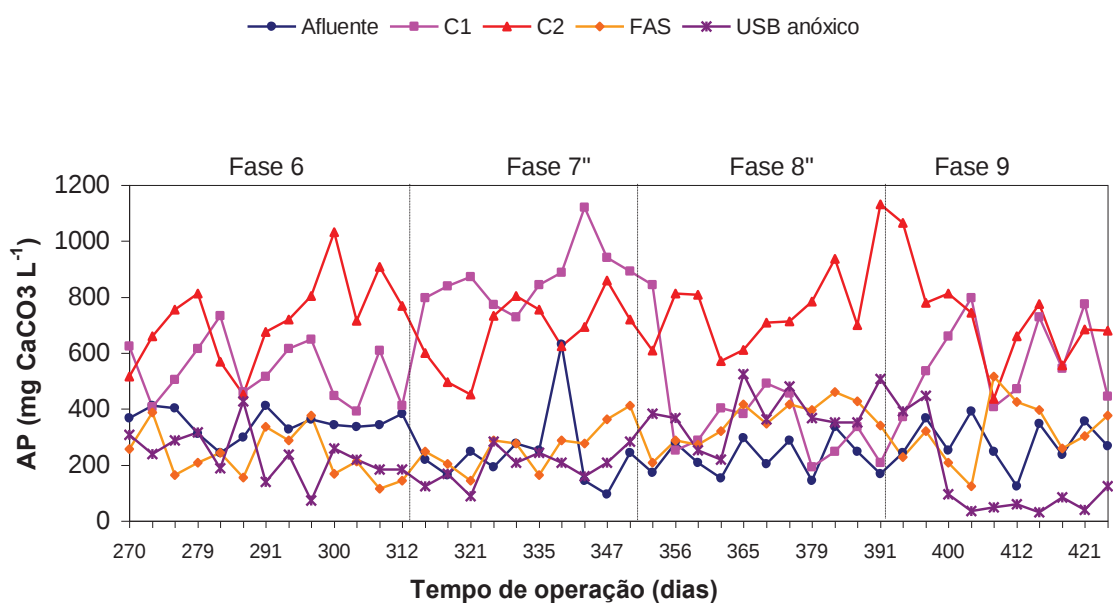


FIGURA 41. Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.

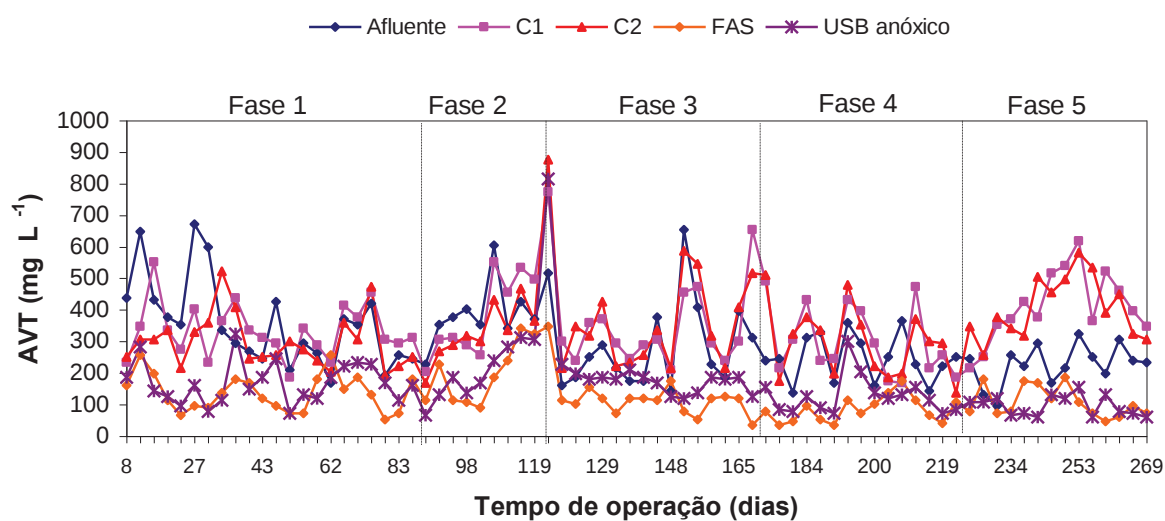


FIGURA 42. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

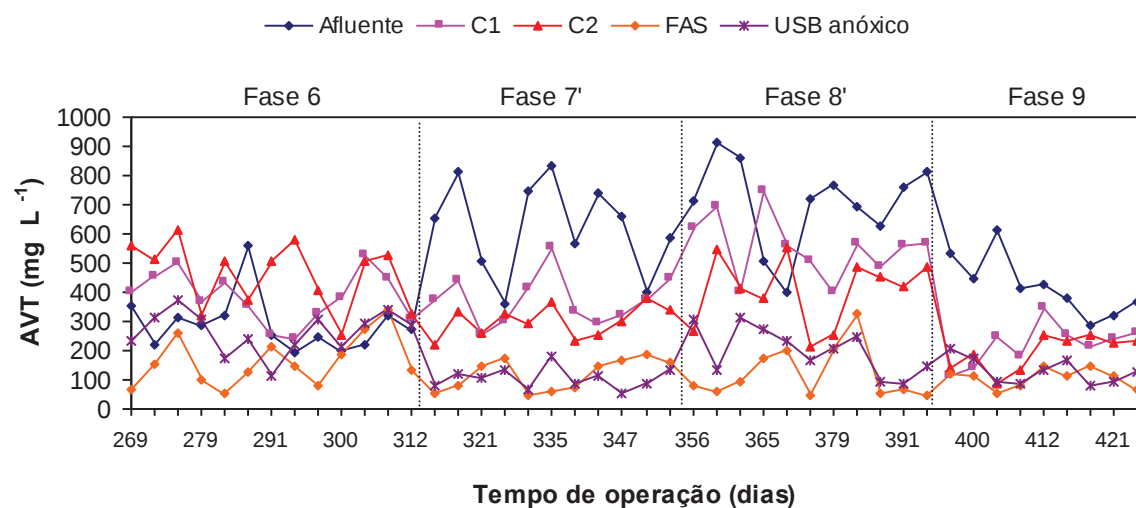


FIGURA 43. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

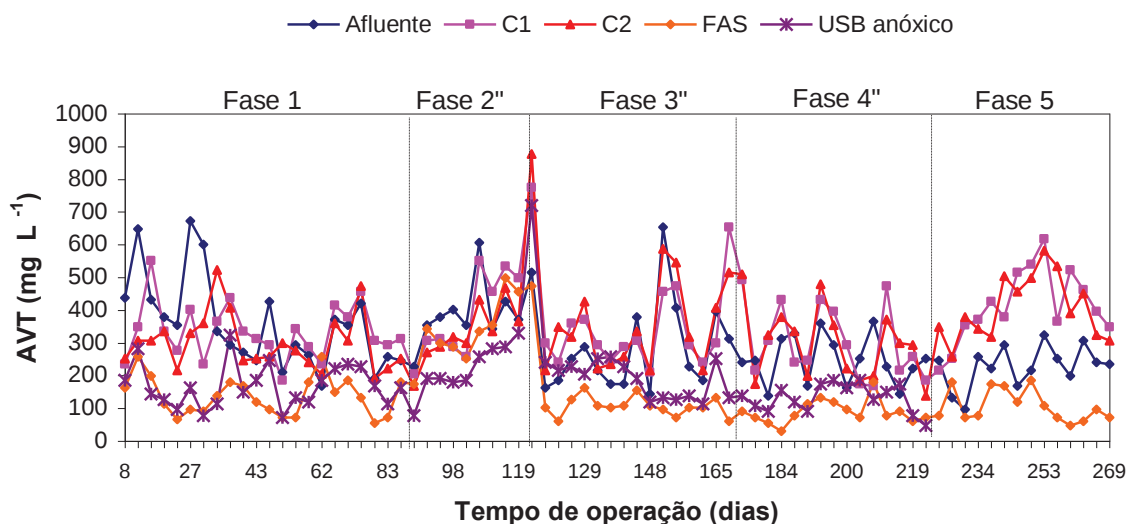


FIGURA 44. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte), e do reator USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'' e 5.

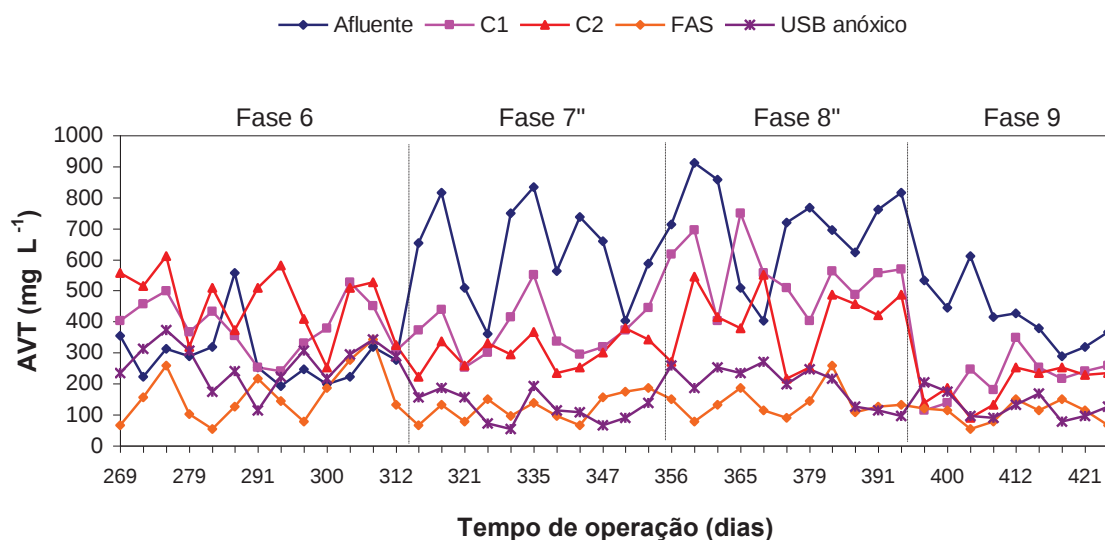


FIGURA 45. Valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluentes do reator ABR (C_1 e C_2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte), e do reator USB anóxico, instalados em série, obtidos nas fases 6, 7'', 8'' e 9.

Os valores e variações do pH, dos AVT e das alcalinidades nos efluentes indicaram condições de estabilidade durante a operação dos reatores, com aumento da alcalinidade total no reator ABR e decréscimo no FAS, em virtude do consumo para a nitrificação. Foi observado acréscimo de alcalinidade no reator USB anóxico, em virtude da desnitrificação, mantendo a capacidade de tamponamento dos reatores e não permitindo o acúmulo de ácidos graxos voláteis e queda do pH.

4.6 Sólidos totais e voláteis do lodo

Nas Tabelas 17, 18, 19 e 20 e Figuras 46 e 47, estão apresentados os valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) do lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta de 1 a 4 (pontos de amostragem eqüidistantes, da base do reator, ponto 1, até a região superior da manta, ponto 4), na manta das câmaras do reator ABR (C_1 e C_2), durante os ensaios 1 a 4, do lodo intersticial ao longo do filtro aerado submerso e na manta do reator USB anóxico durante as fases 1 a 9.

Na câmara 1, os valores médios da concentração de ST do lodo no ponto 1 (base do reator) foram para os ensaios 1, 2, 3 e 4 de 48,9; 38,4; 42,3 e 36,3 g L⁻¹, respectivamente e diferiram significativamente ($p < 0,01$). Os valores de SV foram de 38,7; 30,8; 32,9 e 28,7 mg L⁻¹, respectivamente, acompanhando a variação de SST, diferiram significativamente ($p < 0,01$). A relação SV/ST esteve entre 0,77 e 0,80.

Nos pontos 2, 3 e 4 da câmara 1 os valores de ST diminuíram e variaram de 13,8 a 37,0 g L⁻¹; de 5,0 a 18,6 g L⁻¹ e de 2,0 a 9,0 g L⁻¹, respectivamente; para SV variaram de 10,5 a 29,4 g L⁻¹; 3,8 a 14,2 g L⁻¹ e 1,6 a 6,6 g L⁻¹, respectivamente. A relação SV/ST variou de 0,74 a 0,79; 0,75 a 0,83 e de 0,73 a 0,81 nos pontos 2, 3 e 4, respectivamente.

CHERNICHARO (1997) citou a recomendação de que a TCL durante a partida de um reator anaeróbio deve ser da ordem de 0,05 a 0,15 g DQO (g SVT d)⁻¹, dependendo do tipo de efluente a ser tratado. Estas cargas devem ser aumentadas, gradativamente, em função da eficiência do sistema de tratamento. As taxas de

carregamento orgânico no lodo (TCL) na câmara 1 do reator ABR foram de 5,23; 14,10; 9,28 e 10,10 g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹.

TABELA 17. Valores médios (em g L⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 1 do reator ABR e taxa de carregamento orgânico do lodo (TCL), durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	C ₁	Ensaio				Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
Ponto 1	ST	48,9 a	38,4 ab	42,3 ab	36,3 b	29	3,5*
	SV	38,7 a	30,8 a	32,9 a	28,7 b	31	3,0*
	SV/ST	0,79	0,80	0,77	0,79	12	1,3ns
Ponto 2	ST	37,0 a	22,6 b	13,8 b	18,0 b	42	15,6**
	SV	29,4 a	18,0 b	10,5 b	13,5 b	48	13,1**
	SV/ST	0,78	0,79	0,75	0,74	11	0,9ns
Ponto 3	ST	18,6 a	5,0 b	5,9 b	6,3 b	65	15,9**
	SV	14,2 a	3,8 b	4,9 b	5,1 b	69	13,3**
	SV/ST	0,76 ab	0,75 ab	0,83 a	0,80 a	15	1,2*
Ponto 4	ST	9,0 a	3,3 b	2,0 b	2,1 b	99	7,9**
	SV	6,6 a	2,5 b	1,6 b	1,7 b	105	6,4**
	SV/ST	0,73 b	0,75 b	0,80 a	0,81 a	20	2,9*
C ₁	TCL	5,23	14,10	9,28	10,10	-	-
	Cv (%)	30,5	59,5	28,3	23,7	-	-

TCL: (g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹) Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

Os valores de sólidos (ST e SV) do lodo na câmara 2 diminuíram da base para o topo da manta de lodo. Os valores de ST do lodo no ponto 1 variaram de 40,8 a 61,2 g L⁻¹, e de SV de 32,8 a 45,3 g L⁻¹. Os valores de ST e SV variaram de 17,2 a 42,4 g L⁻¹ e de 13,7 a 32,6 g L⁻¹ no ponto 2; de 3,0 a 18,1 g L⁻¹ e de 2,2 a 14,8 g L⁻¹ no ponto 3 e de 1,6 a 11,4 g L⁻¹ e de 1,2 a 7,9 g L⁻¹ no ponto 4, respectivamente, com diferenças significativas (p<0,01) entre os ensaios.

As taxas de carregamento orgânico no lodo (TCL) na câmara 2 do reator ABR foram de 0,75; 2,76; 1,53 e 4,34 g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹.

Os valores de sólidos (ST e SV) de lodo no reator ABR diminuíram da base para o topo da manta de lodo das câmaras do reator ABR, em virtude da estratificação proporcionada pela mistura proveniente do escoamento ascendente.

OLIVEIRA e FORESTI (2004) evidenciaram a predominância de matéria orgânica no lodo anaeróbio, e, conseqüentemente, pela sua granulação, com alta participação de microrganismos e pequena de minerais, também observado neste estudo, confirmado pelos elevados valores de SV no lodo anaeróbio das câmaras 1 e 2 do reator ABR.

TABELA 18. Valores médios (em g L⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e relação SV/ST do lodo obtido da manta da câmara 2 do reator ABR e taxa de carregamento orgânico do lodo (TCL), durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	C ₂	Ensaio				Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
Ponto 1	ST	61,2 a	48,0 ab	40,8 b	44,4 b	32	5,7**
	SV	45,3 a	34,0 a	32,8 b	34,6 a	36	3,5*
	SV/ST	0,74 a	0,69 b	0,80 a	0,78 a	20	4,1**
Ponto 2	ST	42,4 a	17,2 b	22,8 b	20,3 b	43	16,0**
	SV	32,6 a	13,7 b	18,1 b	15,6 b	48	11,8**
	SV/ST	0,70 b	0,79 ab	0,83 a	0,72 ab	18	9,6**
Ponto 3	ST	18,1 a	3,0 b	6,3 b	4,5 b	86	11,7**
	SV	14,8 a	2,2 b	4,6 b	3,3 b	94	11,0**
	SV/ST	0,78 a	0,73 ab	0,70 b	0,69 b	10	6,2**
Ponto 4	ST	11,4 a	2,4 b	2,3 b	1,6 b	102	11,2**
	SV	7,9 a	1,7 b	1,4 b	1,2 b	100	11,9**
	SV/ST	0,69 ab	0,71 a	0,61 b	0,77 a	9	4,1**
C ₂	TCL	0,75	2,76	1,53	4,34	-	-
	Cv(%)	32,51	50,82	40,87	38,93	-	-

TCL: (g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹) Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

No filtro aerado submerso, os valores de sólidos (ST e SV) também diminuíram da base para o topo. Os valores médios de ST e de SV no ponto 1, variaram de 23,2 a 77,2 g L⁻¹ e de 17,6 a 55,5 g L⁻¹, respectivamente, e diferiram significativamente (p<0,01). Os maiores valores no ponto 1 demonstram que ocorreram grandes quantidades de lodo intersticial, o qual principalmente manteve-se retido na base do filtro (fundo cônico), e que ao longo do filtro, os valores de ST encontrados diminuíram, evidenciando a predominância de lodo no biofilme do material suporte (anéis de bambu

durante as fases 1 a 5, e anéis de plástico de eletroduto corrugado durante as fases 6 a 9).

As taxas de carregamento orgânico no lodo (TCL) na filtro aerado submerso variaram de 0,57 a 5,26 g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹.

A relação SV/ST no ponto 1 do filtro aerado submerso foi de 0,72; 0,70; 0,68; 0,76; 0,76; 0,75; 0,80; 0,82 e de 0,88 durante as fases 1 a 9, respectivamente. No ponto 2, a relação foi de 0,79; 0,77; 0,80; 0,68; 0,74; 0,79; 0,84; 0,81; 0,83 durante as fases 1 a 9, respectivamente. No ponto 3, a relação foi de 0,73; 0,79; 0,76; 0,68; 0,75; 0,74; 0,87; 0,77; 0,72 e no ponto 4 de 0,67; 0,77; 0,59; 0,67; 0,65; 0,77; 0,87; 0,71; 0,75 durante as fases 1 a 9, respectivamente.

TABELA 19. Valores médios (em g L⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo obtido na filtro aerado submerso (FAS) e taxa de carregamento orgânico do lodo (TCL), durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Fases	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		TCL	Cv (%)
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV		
1	77,2 a	55,5 a	15,0 a	11,8 a	5,3 a	3,9 a	4,3 a	2,9 a	0,73	51,51
2	55,5ab	39,8 a	18,2 a	14,1 a	5,3 a	4,2 a	4,9 a	3,8 a	0,73	31,02
3	53,5ab	36,6 a	9,6 b	7,7 b	3,8 ab	2,9ab	3,5ab	2,1 a	2,09	64,40
4	43,3 b	31,2 a	6,6 b	4,5 c	1,9 b	1,3 b	0,9 b	0,6 b	5,06	45,38
5	51,6ab	39,5 a	4,2 b	3,1 c	4,4 ab	3,3 a	2,6 b	1,7 b	5,26	52,20
6	23,2 c	17,6 b	5,3 b	4,2 c	2,7 b	2,0 b	0,9 b	0,7 b	1,12	40,70
7	31,2 c	25,0 b	5,9 b	5,0 c	2,4 b	2,1 b	0,8 b	0,7 b	0,57	30,49
8	48,2ab	39,8 a	4,8 b	3,9 c	1,8 b	1,4 b	0,7 b	0,5 b	3,55	57,27
9	45,7ab	40,2 a	5,3 b	4,4 c	1,1 b	0,8 b	0,4 b	0,3 b	1,95	61,99
Cv (%)	32	35	60	64	48	57	68	72	-	-
Teste F	14,1**	9,1**	12,6**	11,4**	11,8**	8,4**	18,2**	**15,2	-	-

TCL: (g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹ Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

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

TABELA 20. Valores médios (em g L⁻¹) e coeficientes de variação (CV) das concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo obtido da manta do reator USB anóxico e taxa de carregamento orgânico do lodo (TCL), durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Fases	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		TCL	Cv (%)
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV		
1	55,7a	44,7	44,0a	34,2	21,6b	15,5b	11,3b	8,7 b	0,10	30,74
2	37,3b	30,0	36,3b	28,2	29,4a	23,4a	21,9b	18,1a	0,10	61,15
3	44,9a	29,1	38,3b	29,0	23,1b	15,5b	17,4b	11,8b	0,39	65,66
4	39,9b	26,9	45,7a	27,1	27,2a	19,7ab	18,6b	12,9b	0,66	52,12
5	54,0a	37,4	51,6a	34,2	43,4a	27,3 a	38,8a	29,7a	0,37	44,63
6	56,7a	44,8	35,8b	28,3	30,0a	24,2 a	19,1b	5,3 b	0,13	32,25
7	36,9b	30,6	27,1b	22,1	23,4b	17,8ab	19,7b	14,3b	0,12	17,13
8	44,4a	36,2	32,5b	25,7	22,0b	17,9ab	21,0b	14,7b	0,42	26,49
9	57,9a	45,9	44,8a	37,1	24,6b	18,7ab	18,8b	13,5b	0,39	56,42
Cv (%)	32	37	29	36	34	35	42	47	-	-
Teste F	2,1*	0,5ns	6,3**	0,9ns	7,1**	3,8*	8,4**	6,4**	-	-

TCL: (g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹ Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

Conforme descrito na Tabela 20, acompanhando a variação de ST, os SV dos pontos 1, 2, 3 e 4 do reator USB anóxico variaram de 26,9 a 44,8 g L⁻¹; 22,1 a 37,2 g L⁻¹; 15,5 a 27,3 g L⁻¹ e de 8,7 a 29,7 g L⁻¹. Os valores maiores indicam que no reator USB anóxico houve maior acúmulo de lodo, mesmo considerando-se que recebeu menores

cargas orgânicas e possui volume menor do que as câmaras do reator ABR e do que o filtro aerado submerso.

As taxas de carregamento orgânico no lodo (TCL) no reator USB anóxico variaram de 0,10 a 0,66 g DQO_{total} (g SV_{lodo} d)⁻¹.

A relação SV/ST no ponto 1 do reator USB anóxico foi de 0,80; 0,79; 0,64; 0,68; 0,69; 0,79; 0,82; 0,81 e de 0,79 durante as fases 1 a 9, respectivamente. No ponto 2, a relação foi de 0,77; 0,78; 0,75; 0,59; 0,66; 0,79; 0,81; 0,79; 0,82 durante as fases 1 a 9, respectivamente. No ponto 3, a relação foi de 0,71; 0,79; 0,67; 0,72; 0,63; 0,81; 0,76; 0,81; 0,75 e no ponto 4 de 0,77; 0,82; 0,67; 0,68; 0,76; 0,27; 0,72; 0,71; 0,71 durante as fases 1 a 9, respectivamente.

Ao investigarem o reator USB como alternativa de pós-tratamento, na verificação da capacidade de formação de lodo granular anóxico, por meio de dois inóculos distintos, de lodo anaeróbio e de lodo proveniente de um sistema de lodos ativados, PAGACOVÁ et al. (2010) observaram que a biomassa anóxica, formada a partir do inóculo de lodo anaeróbio, mostrou-se com boas características de formação granular, desnitrificação e sedimentabilidade. Neste estudo, deve-se levar em conta que o USB anóxico, o qual foi inoculado com biomassa proveniente de lodo de reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura. 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.

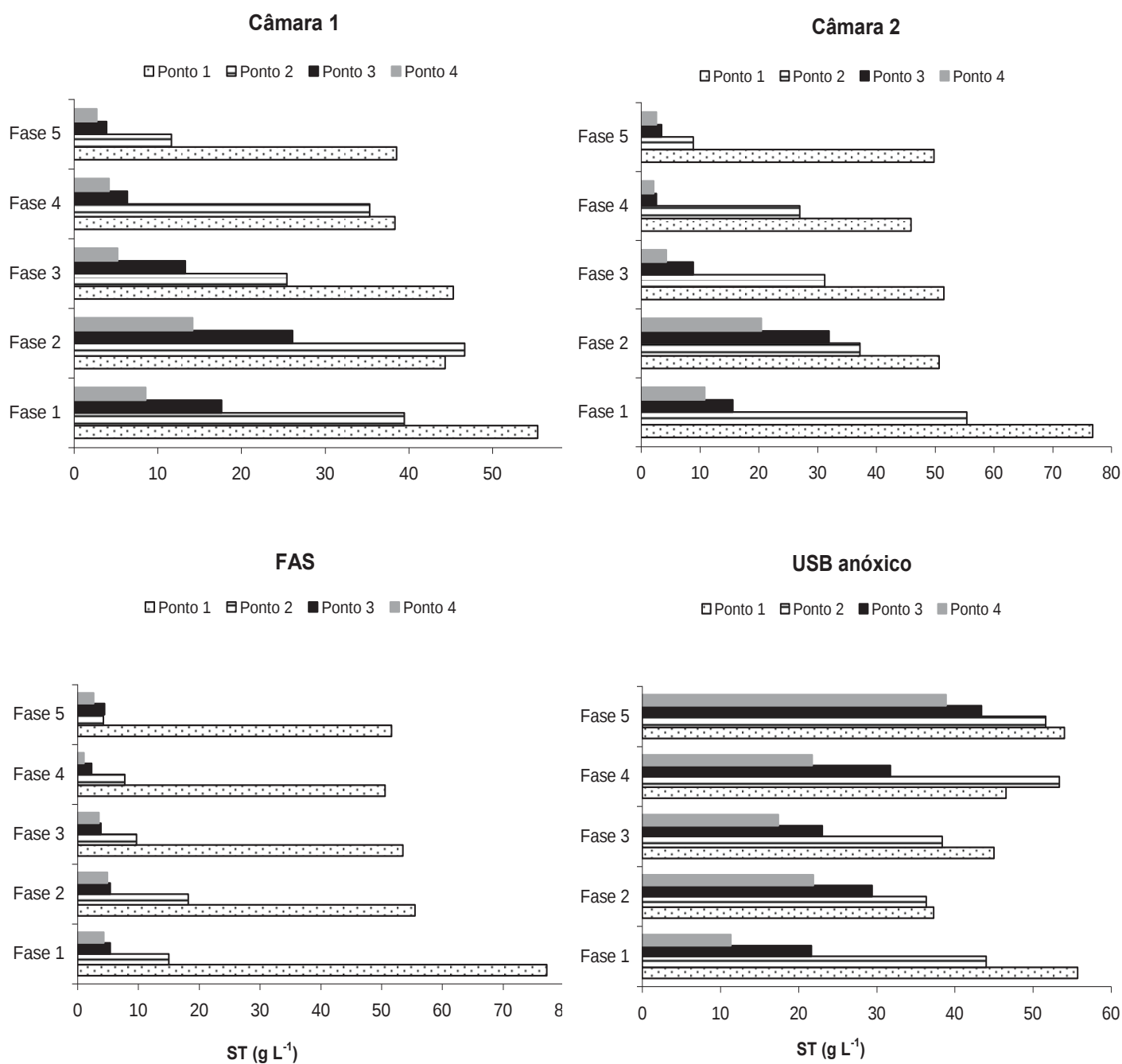


FIGURA 46. Concentração média de sólidos totais (ST) do lodo obtida de amostras retiradas nos pontos de coleta equidistantes, da base (ponto 1) ao topo (ponto 4), das câmaras do reator ABR, do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte) e do USB anóxico, durante as fases 1 a 5.

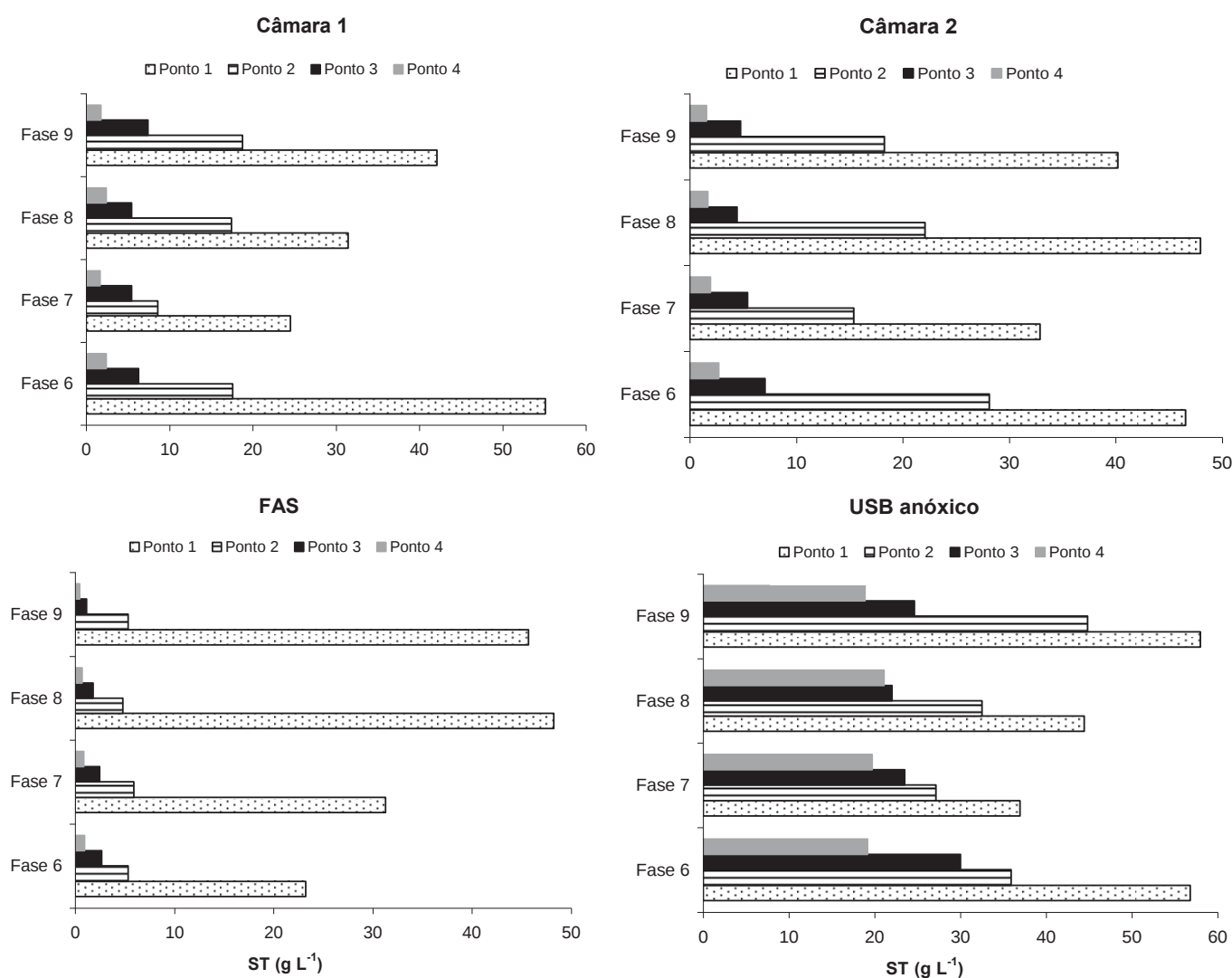


FIGURA 47. Concentração média de sólidos totais (ST) do lodo obtida de amostras retiradas nos pontos de coleta equidistantes, da base (ponto 1) ao topo (ponto 4), das câmaras do reator ABR, do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte) e do USB anóxico, durante as fases 6 a 9.

4.7. Teores de macronutrientes e micronutrientes

4.7.1 Nitrogênio

Na Tabela 21 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio

amoniacoal (N-am.) e nitrogênio orgânico (N-org.) no afluente e efluentes e das eficiências de remoção de NTK e N-org. obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C_1 e C_2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Nas Figuras 48 a 51 estão apresentados, em cada amostragem, os valores de NTK.

As concentrações médias de NTK no afluente foram de 719; 707; 851 e 592 mg L^{-1} para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e houve diferença significativa ($p < 0,01$) com os menores valores ($p < 0,05$) no ensaio 4.

TABELA 21. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacoal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C_1 e C_2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
NTK (mg L^{-1})	Afluente	719 ab	707 ab	851 a	592 b	27	3,6*
	C_1	313 c	291 c	511 a	399 b	25	17,0**
	C_2	279 b	254 b	450 a	370 a	26	16,5**
N-am. (mg L^{-1})	Afluente	162 a	86 b	212 a	168 a	42	8,6**
	C_1	220 a	137 b	264 a	194 ab	33	8,7**
	C_2	200 bc	145 c	317 a	235 b	30	16,6**
N-org. (mg L^{-1})	Afluente	557 ab	620 ab	638 a	424 b	35	3,0*
	C_1	92 b	154 ab	247 a	204 a	69	7,0**
	C_2	78	111	132	134	89	1,4ns
E(%)							
NTK	C_1	57 a	55 a	36 b	32 b	34	9,1**
	C_2	10	14	13	7	117	0,8ns
	ABR	61 a	60 ab	45 bc	35 c	31	8,4**
N-org.	C_1	84 a	72 ab	57 bc	51 c	29	9,0**
	C_2	32	23	51	37	91	1,9ns
	ABR	87 a	79 ab	79 ab	66 b	23	3,3*

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

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. Neste estudo, as relações DQO:N para os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de 40:1; 31:1; 24:1; 35:1 e 44:1, respectivamente, indicando que não houve falta desse macronutriente para os microrganismos.

As concentrações médias de NTK nos efluentes das câmaras 1 e 2 variaram de 291 a 511 mg L⁻¹ e de 254 a 450 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) e os maiores valores no ensaio 3, acompanhando a variação do afluente.

Houve diferença significativa ($p < 0,01$) nos valores médios das eficiências de remoção de NTK na câmara 1, que foram de 32 a 57%, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Na câmara 2, os valores médios encontrados foram de 7 a 14% nos ensaios 1 a 4, respectivamente, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$). Foi possível observar que as maiores eficiências de remoção ocorreram na primeira câmara do reator ABR, resultando em valores médios de remoção de NTK de 35 a 65% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) obtiveram valores médios de eficiência de remoção de NTK de 47 a 69%, com COV entre 11,5 e 17,9 g DQO_{total} (L d)⁻¹. O sistema de tratamento anaeróbio deste estudo, com o reator ABR, mesmo submetido a maiores COV, foi semelhante ao estudado por ABREU NETO e OLIVEIRA (2009), quanto a capacidade de retenção de N na manta de lodo. As eficiências de remoção de NTK diminuíram e foram menos estáveis após o 1º ensaio (Figura 48).

Os valores médios de N-am. no afluente foram de 162; 86; 212 e 689 mg L⁻¹, e houve diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios. Os menores valores no ensaio 2 diferiram significativamente ($p < 0,05$) dos observados nos ensaios 1, 3 e 4. No efluente da câmara 1 e 2, os valores de N-am. foram de 220; 137; 264 e 194 L⁻¹ e de 200; 145; 317 e 235 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$), mantendo a menor ($p < 0,05$) concentração no ensaio 2, como também observado no afluente. Houve aumento nos valores de N-amoniacoal em relação ao afluente em decorrência da amonificação que ocorreu nas câmaras do ABR.

Os valores médios do N-org. no afluente variaram de 424 a 638 mg L⁻¹, com diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. Para o efluente da câmara 1, os valores médios foram de 92; 154; 247 e 204 mg L⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e com diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. No efluente da câmara 2, os valores médios do N-org. foram de 78; 111; 132 e 134 mg L⁻¹, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$). As eficiências de remoção do N-org. foram

maiores na câmara 1 e variaram de 51 a 84%, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios. Na câmara 2, assim como ocorreu para o NTK, os valores médios de N-org. não diferiram significativamente ($p > 0,05$), com eficiências de remoção de 23 a 51%. No reator ABR, os valores médios das eficiências de remoção de N-org. foram de 87, 79, 79 e 66% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com os menores valores ($p < 0,05$) no ensaio 4 do que no ensaio 1. As eficiências de remoção de NTK e de N-org. no reator ABR demonstram a importância da utilização de reatores anaeróbios como um método de pré-tratamento no tratamento de águas residuárias de suinocultura.

Na Tabela 22 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.) no afluente e efluentes do pós-tratamento, e as respectivas eficiências médias de remoção obtidas durante a operação do FAS e do reator USB anóxico, assim como do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nas fases 1 a 9.

Os valores médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de nitrito (N-NO_2^-), nitrato (N-NO_3^-), nitrogênio total (NT), oxigênio dissolvido (OD) e temperatura no afluente e efluente do FAS e do reator USB anóxico, e as eficiências médias de remoção de NT estão apresentados nas Tabelas 32 e 33. Os valores de NTK em cada amostragem estão apresentados nas Figuras 48 a 51 e os de nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-) nas Figuras 52 e 53.

Os valores das concentrações médias de NTK no afluente do FAS variaram de 251 a 448 mg L^{-1} nas fases 1 a 9, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$). Os maiores ($p < 0,05$) valores de NTK no afluente foram observados nas fases 6 a 9. Os valores do N-org. no afluente do FAS variaram de 46 a 196 mg L^{-1} , com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

TABELA 22. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso (FAS), no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetros		Fases															Cv %	Teste F
		1	2'	2"	3'	3"	4'	4"	5	6	7'	7"	8'	8"	9			
COV	FAS	6,6 b	9,2 b	9,2 b	8,0 b	8,0 b	13,8 a	13,8 a	17,9 a	9,0 b	7,7 b	7,7 b	17,0 a	17,0 a	20,5 a	39	21,0**	
	USB _{an}	2,7 d	7,4 cd	2,8 d	7,4 cd	4,2 d	18,3 a	16,8 ab	13,1 ab	3,5 d	2,4 d	2,1 d	9,8 b	7,5 cd	11,1 b	61	25,2**	
NTK (mg L ⁻¹)	ABR	296 bc	260 bc	260 bc	264 bc	264 bc	251 c	251 c	257 c	448 a	453 a	453 a	407 ab	407 ab	332abc	27	6,5**	
	FAS	141 ab	136 ab	177 ab	94 cd	108 bc	87 d	109 bc	55 d	145 ab	159 ab	170 ab	208 a	204 a	110 bc	32	7,7**	
	USB _{an}	118 a	98 ab	67 ab	67 ab	127 a	58 b	64 ab	67 ab	85 ab	93 ab	76 ab	96 ab	89 ab	91 ab	41	2,7**	
E (%)	FAS	43 ab	45 ab	29 b	61 a	58 a	64 a	56 a	76 a	65 a	62 a	58 a	47 ab	49 ab	63 a	48	11,6**	
	USB _{an}	15 c	26 c	62 a	27 bc	-	30 bc	41 b	-	40 b	39 b	54 ab	53 ab	55 ab	16 c	47	3,7**	
	Sistema	82 a	85 a	89 a	90 a	82 a	93 a	92 a	86 a	88 a	89 a	91 a	84 a	85 a	79 a	10	1,8ns	
N-org (mg L ⁻¹)	ABR	46 b	151ab	151ab	84 ab	84 ab	114ab	114ab	109ab	196 a	58 ab	58 ab	190 a	190 a	77 ab	81	2,9**	
	FAS	43 cd	58 bc	17 d	43 cd	39 cd	45 cd	59 bc	9 d	97 ab	122ab	135 a	134 a	142 a	79 ab	46	13,**	
	USB _{an}	22 a	31 a	9 b	22 a	49 a	22 a	27 a	18 b	59 a	51 a	29 a	52 a	38 a	62 a	79	2,3**	
E (%)	FAS	-	58 b	82 a	48 b	52 b	58 b	46 b	88 a	46 b	-	-	27 c	25 c	-	119	6,5**	
	USB _{an}	45 ab	46 ab	42 ab	47 ab	-	50 ab	54 ab	-	38 b	58 ab	77 a	60 a	73 a	19 b	54	3,3**	
	Sistema	87 a	74 a	60 a	72 a	88 a	83 a	82 a	95 a	88 a	91 a	94 a	88 a	92 a	74 a	49	1,9*	
N-am (mg L ⁻¹)	ABR	249 b	109 c	109 c	180 b	180 b	143 b	143 b	147 b	251 b	394 a	394 a	217 b	217 b	254 b	21	20,4**	
	FAS	98 b	83 bc	160 a	51 bc	69 bc	42 c	49 bc	63 bc	47 bc	37 c	35 c	74 bc	62 bc	31 c	52	5,9**	
	USB _{an}	96 a	67 ab	84 ab	47 ab	80 ab	37 b	33 b	49 ab	26 b	42 b	47 ab	44 ab	51 ab	29 b	43	4,1**	
E (%)	FAS	59 ab	24 b	-	70 a	58 ab	71 a	66 a	55 a	79 a	88 a	90 a	64 a	69 a	86 a	38	6,7**	
	USB _{an}	-	18 c	45 a	-	-	-	31 b	23 bc	44 a	-	-	38 ab	18 c	-	76	4,1**	

COV: g DQO_{total} (L d)⁻¹; Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade);

(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; (")

No efluente do FAS e do USB anóxico, os valores de NTK diminuíram e foram observados nas fases 1 a 9, concentrações entre 55 e 208 mg L⁻¹ e entre 58 e 127 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases; resultando em altos valores de eficiências de remoção do NTK para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, entre 79 e 93%, sem diferença significativa ($p > 0,05$) entre as fases.

Para o N-am., os valores médios no afluente do FAS variaram de 109 a 394 mg L⁻¹, durante as fases 1 a 9, respectivamente. No efluente do FAS os valores médios de N-am. decresceram, e foram observados valores médios entre 35 e 160 mg L⁻¹ durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9, respectivamente, e com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases. No efluente do reator USB anóxico os valores médios de N-am. variaram de 33 a 96 mg L⁻¹.

Conforme descrito na Tabela 23, as concentrações médias de nitrogênio na forma de nitrito (N-NO₂⁻) e de nitrato (N-NO₃⁻) no efluente do FAS, quando foi preenchido com anéis de bambu como material suporte, variaram de 49 a 147 mg L⁻¹ e de 15 a 38 mg L⁻¹ nas fases 1 a 5, respectivamente. Com a utilização de anéis de plástico de eletroduto corrugado como meio suporte no FAS, os valores de nitrito e de nitrato foram de 18 a 82 mg L⁻¹ e de 5 a 30 mg L⁻¹ nas fases 6 a 9, respectivamente.

As concentrações de oxigênio dissolvido (OD) e os valores de temperaturas médias nos efluentes variaram de 2,6 a 4,4 mg L⁻¹ e de 23,2 a 29,3 °C, respectivamente, nas fases 1 a 5; e de 2,3 a 4,0 mg L⁻¹ e de 24,3 a 29,6 °C, respectivamente, nas fases 6 a 9. A temperatura média permaneceu na maior parte do experimento acima de 20°C, a qual não é limitante para a nitrificação de acordo com METCALF e EDDY (2003).

As condições impostas mostraram-se favoráveis a ocorrência de nitrificação, com predominância dos maiores valores de nitrito e de nitrato durante as fases com preenchimento do FAS com anéis de bambu. O consumo de alcalinidade no filtro aerado submerso (Item 4.5 e Tabela 16) ocorreu em virtude da oxidação do N-amoniaco, o que pode ser confirmado pelos altos valores médios observados de nitrito e nitrato presentes no efluente do filtro.

TABELA 23. Valores médios e coeficientes de variação (cv) da temperatura e das concentrações (mg L^{-1}) de nitrito (N-NO_2^-), nitrato (N-NO_3^-), oxigênio dissolvido (OD) no afluente e efluente e das eficiências de remoção de NT 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, 6, 7, 8 e 9.

Fases	Parâmetros									
	OD (mg L^{-1})		Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Nitrito (mg L^{-1})		Nitrato (mg L^{-1})			
	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}
1	4,2 a	3,4 a	29,3 a	30,6 a	108 bc	77 a	38 a	32 a		
2'	4,4 a	3,0 ab	28,2 ab	29,8 ab	94 bc	45 ab	21 bc	7 bc		
2''	4,0 a	1,3 b	29,1 ab	30,2 a	63 d	23 bc	15 bc	8 bc		
3'	4,1 a	2,6 bc	27,1 bc	28,0 b	147 a	64 a	24 bc	7 bc		
3''	3,2 a	1,9 b	28,5 ab	28,3 b	126 ab	56 a	16 bc	6 bc		
4'	3,7 a	2,0 bc	26,6 c	26,7 bc	82 cd	26 bc	16 bc	9 bc		
4''	2,6 b	1,3 b	25,3 c	27,4 bc	49 d	6 c	13 c	7 bc		
5	3,9 a	1,4 c	23,2 c	21,0 c	79 bc	22 bc	15 c	8 bc		
6	4,0 a	1,9 c	24,3 d	26,5 bc	18 d	8 c	5 d	3 c		
7'	3,7 a	1,8 c	29,4 a	31,9 a	67 bc	10 bc	24 bc	14 b		
7''	3,6 a	1,6 c	28,7 a	29,7 a	58 d	9 bc	19 bc	13 b		
8'	2,9 b	1,9 c	27,5 ab	31,3 a	68 d	21 bc	16 bc	6 bc		
8''	2,3 b	1,0 c	28,1 a	30,4 a	37 d	17 bc	13 bc	7 bc		
9	2,8 b	2,0 c	29,6 a	29,1 abc	82 bc	9 bc	30 b	6 bc		
Cv (%)	16	33	10	9	35	76	48	54		
Teste F	11,7**	14,4**	10,5**	22,8**	10,7**	7,7**	6,3**	17,4**		

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade);

(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; ('') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

No efluente do USB anóxico, foram observados valores de nitrito e nitrato de 6 a 77 mg L^{-1} e de 6 a 32 mg L^{-1} durante as fases 1 a 9, respectivamente. Observou-se até 74% de nitrogênio no biogás produzido no reator USB anóxico (Item 4.4 e Figura 33). Os valores médios de nitrito e de nitrato no efluente do reator USB anóxico diminuíram em comparação aos valores médios observados no efluente do FAS. Microrganismos

desnitrificantes podem tolerar uma faixa de pH entre 6,0 e 9,0, e o pH aumenta como resultado do consumo de íons H^+ do meio paralelamente ao aumento de alcalinidade (DINÇER E KARGI, 2002). Na desnitrificação, o ácido carbônico é convertido a bicarbonato como resultado da redução do nitrato a nitrogênio gasoso. Os valores de pH e de alcalinidade total no reator USB anóxico sofreram aumentos em relação aos valores no FAS, sendo um indicativo da atividade desnitrificante.

No sistema de tratamento combinado anaeróbio, aeróbio e anóxico, as eficiências de remoção de NT variaram de 68 a 91%, durante as fases 1 a 9, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases. Na fase 1, a média de remoção de NT foi significativamente menor ($p < 0,05$) do que as médias das demais fases, conforme demonstrado na Tabela 24.

DEL POZO E DIEZ (2003) utilizaram reatores de filme fixo anaeróbio/anóxico seguido de aeróbio para o tratamento de água residuária de abatedouro e obtiveram eficiência de remoção de matéria orgânica de 92% e de NT da ordem de 95%. RAJAGOPAL et al. (2011) por meio da combinação de etapas anaeróbia e aeróbia/anóxica em reatores de alimentação contínua para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com agitação, variando a carga orgânica aplicada, de 1,87 a 2,32 kg DQO ($m^3 d$)⁻¹ e ciclos de aeração, de 5 a 12 h, obtiveram remoções de DQO_{diss} e de NT com valores máximos de 88 e 75%, respectivamente. Os autores concluíram que o processo combinado proposto é válido e eficiente, uma vez que remove a matéria orgânica na etapa anaeróbia, promove a nitrificação e desnitrificação por meio de métodos parciais promovidos pela aeração intermitente, reduzindo assim, a necessidade de oxigênio durante todo o processo. Neste estudo, com COV aplicada de 6,6 a 20,5 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e de 2,1 a 18,3 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no filtro aerado submerso e no reator USB anóxico, respectivamente, com variações nas condições de aeração no FAS, foi possível obter valores médios de eficiência de remoção de NT para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico maiores, de até 91%.

A relação NTK:DQO tem sido considerada de interesse para a análise de sistemas compostos por etapas anaeróbia e aeróbia, por estar relacionada com a ocorrência do processo de nitrificação. De acordo com VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), quando esta relação é maior que 0,15 a 0,20 o processo de nitrificação pode ser

comprometido em esgoto sanitário. No FAS estudado encontraram-se valores predominantemente menores, de 0,17; 0,05; 0,19; 0,04; 0,08; 0,03; 0,04; 0,03; 0,13; 0,21; 0,26; 0,14; 0,18 e 0,06 aos limites recomendados para a nitrificação no tratamento de esgoto doméstico. Uma alta relação DQO:NTK favorece o crescimento das heterotróficas, em virtude da sua maior taxa de crescimento específica quando comparada com as nitrificantes.

TABELA 24. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (mg L^{-1}) de nitrogênio total (NT) no afluente e efluente e das eficiências de remoção de NT 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, 6, 7, 8 e 9.

Fases	Parâmetro					
	NT					
	mg L^{-1}			E (%)		
	ABR	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}	Sistema
1	296 bc	288 a	229 a	-	21 c	68 c
2'	260 bc	252 ab	150 bc	-	38 ab	78 ab
2''	260 bc	255 ab	98 c	-	61 a	85 ab
3'	264 bc	266 ab	138 bc	-	48 ab	80 ab
3''	264 bc	250 ab	190 ab	-	25 bc	73 bc
4'	251 c	185 bc	93 c	23 b	48 ab	89 a
4''	251 c	171 bc	78 c	26 b	52 ab	91 a
5	257 c	150 d	98 c	40 ab	31 ab	81 ab
6	448 a	169 cd	96 c	60 a	38 ab	86 ab
7'	453 a	251 ab	117 bc	49 ab	53 ab	88 ab
7''	453 a	248 ab	98 c	41 ab	61 a	83 ab
8'	407 ab	294 a	123 bc	28 ab	55 ab	79 ab
8''	407 ab	256 ab	115 bc	34 ab	51 ab	77 ab
9	332 abc	223 ab	106 c	31 ab	56 ab	81 ab
Cv (%)	27	22	32	69	43	11
Teste F	6,5**	6,0**	9,9**	6,6**	3,9**	4,2**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade) (') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; ('') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

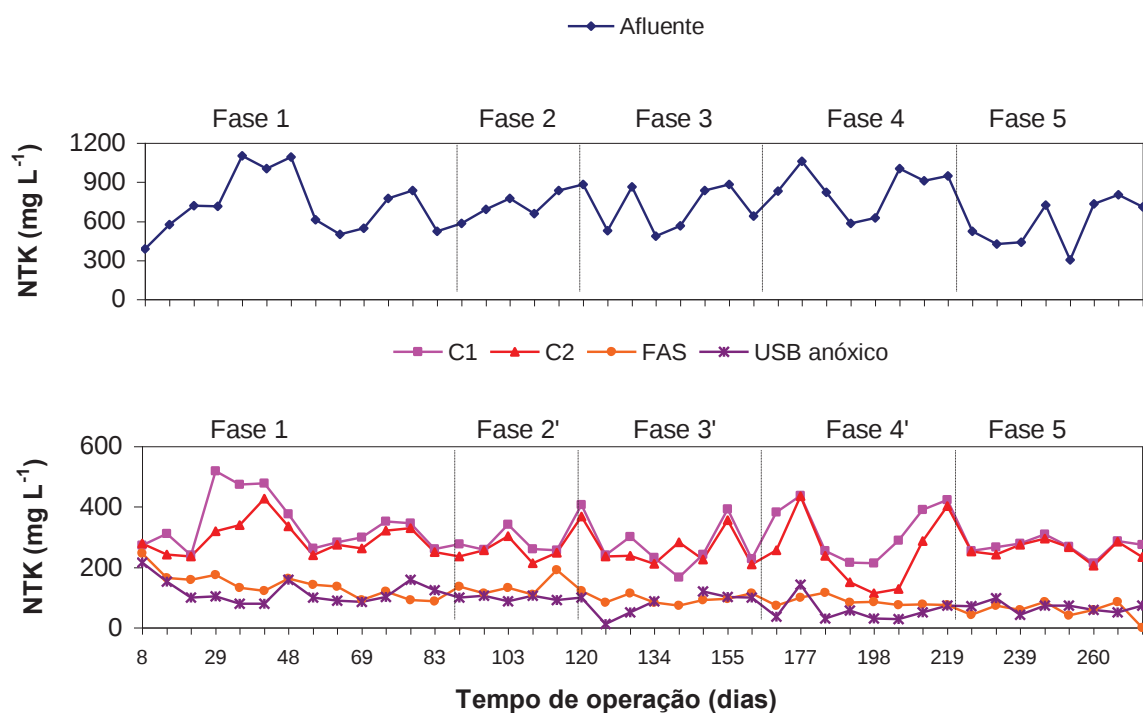


FIGURA 48. Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte) e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4' e 5.

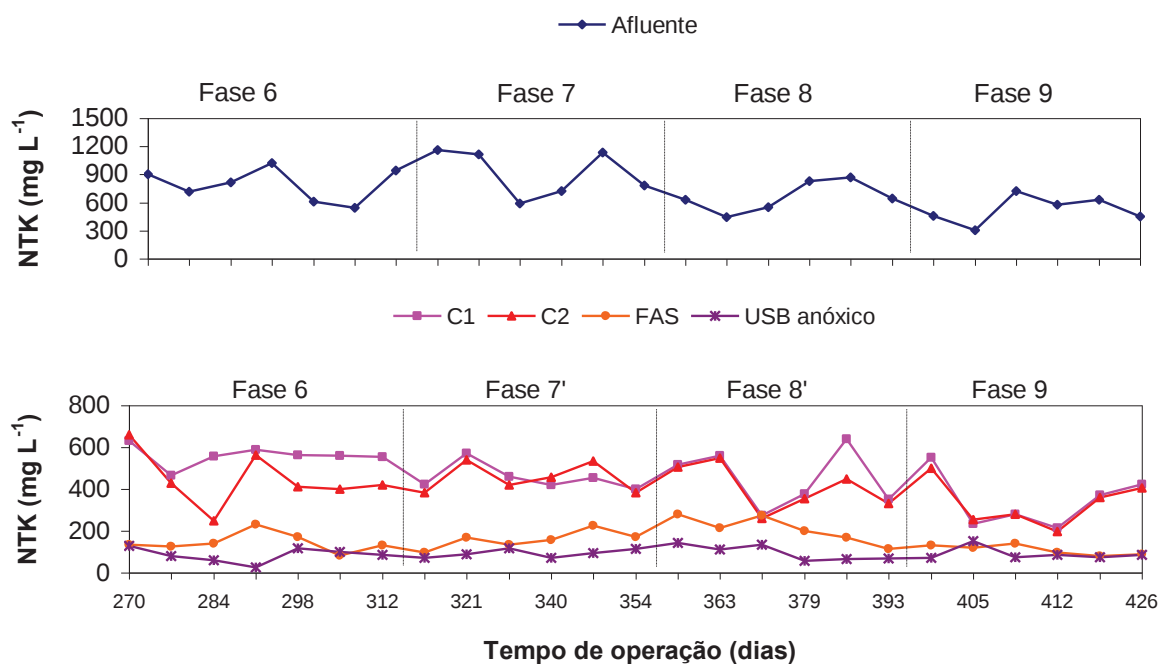


FIGURA 49. Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte) e do USB anóxico, obtidos nas fases 6, 7', 8' e 9.

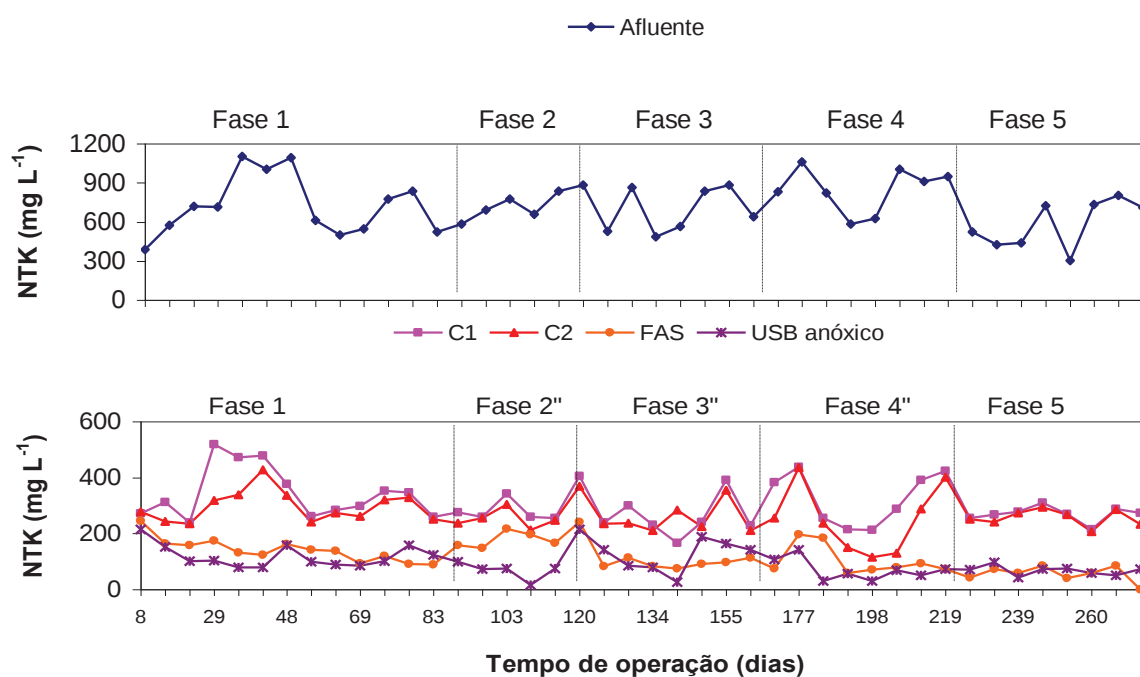


FIGURA 50. Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de bambu como material suporte) e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2", 3", 4" e 5.

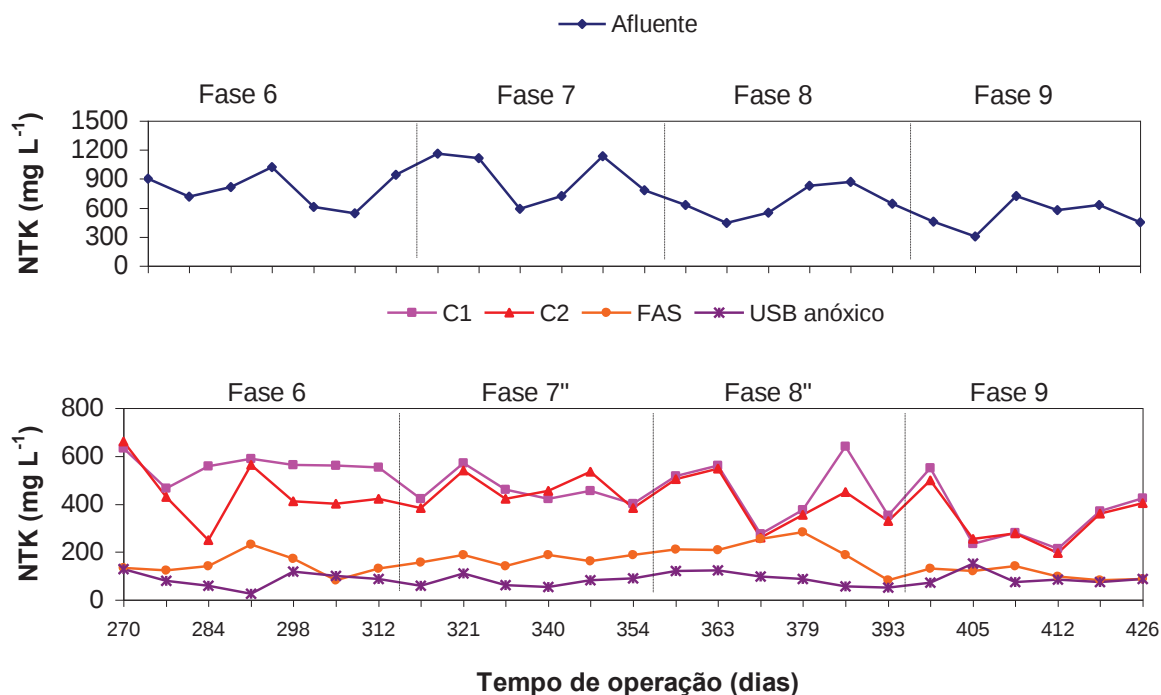


FIGURA 51. Concentrações de NTK no afluente e efluentes das câmaras do reator ABR (C1 e C2), do filtro aerado submerso (FAS - anéis de plástico como material suporte) e do USB anóxico, obtidos nas fases 6, 7", 8" e 9.

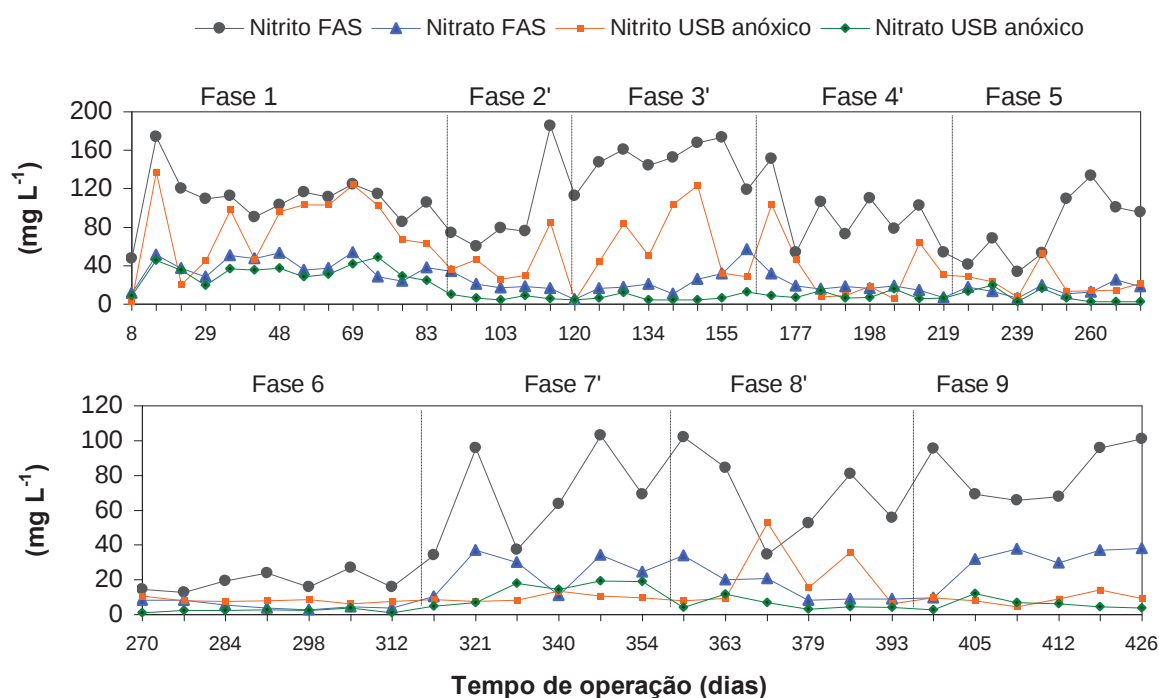


FIGURA 52. Concentrações de nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-) nos efluentes do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2', 3', 4', 5, 6, 7', 8' e 9.

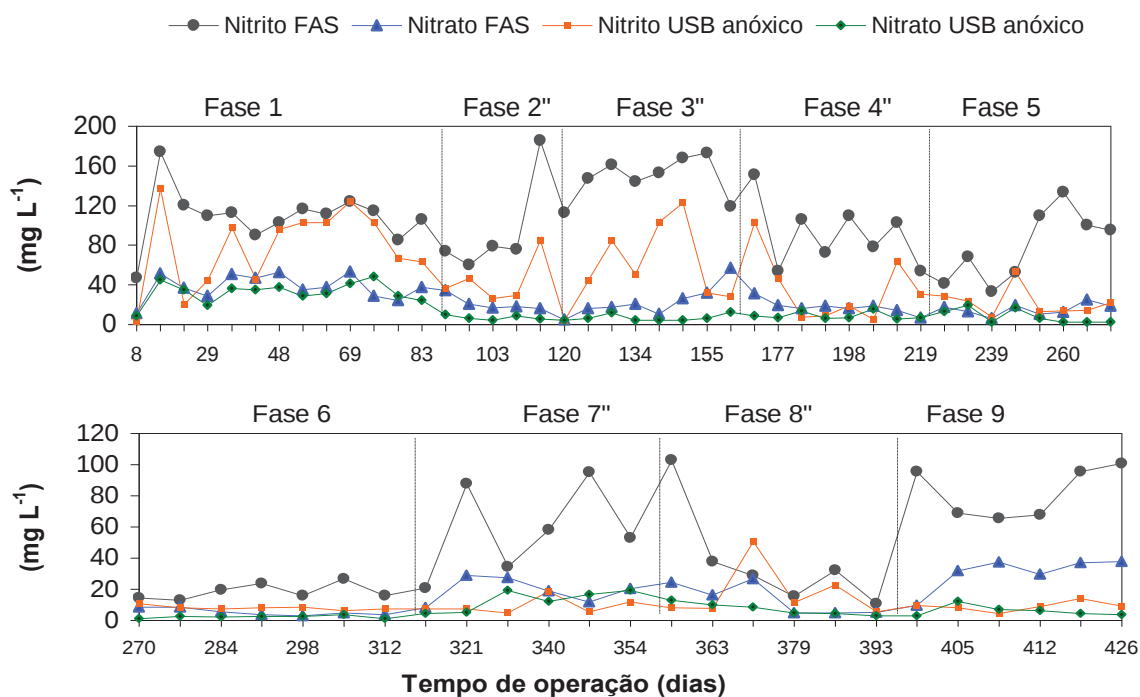


FIGURA 53. Concentrações de nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-) nos efluentes do filtro aerado submerso e do USB anóxico, obtidos nas fases 1, 2'', 3'', 4'', 5, 6, 7'', 8'' e 9.

Com base nos resultados obtidos, evidencia-se que houve atividade nitrificante e desnitrificante durante as fases de operação do FAS e do reator USB anóxico, confirmadas pela redução acentuada nos valores de NTK, N-am. e NT, e diminuição dos valores de alcalinidade no filtro aerado submerso em virtude da conversão do N-am. onde uma grande quantidade de alcalinidade é consumida, maiores valores de nitrito e nitrato no efluente do FAS, quando comparados aos valores observados no efluente do USB anóxico, no qual foi possível observar aumento nos valores de alcalinidade em razão da conversão de nitrato a nitrogênio gasoso resultando em aumento de pH.

4.7.2 Fósforo

Na Tabela 25 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, no afluente e nos efluentes, e eficiências de remoção nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios da concentração de P-total no afluente variaram de 716 a 902 mg L⁻¹, e diferiram significativamente ($p < 0,05$), com os maiores valores ocorrendo no ensaio 1. Os valores de P-total e de outros nutrientes, como o Cu e o Zn, tem consideráveis variações nos dejetos da suinocultura, principalmente em virtude do manejo nutricional adotado, da fase da vida dos animais e da diluição utilizada (LUDKE e LUDKE, 2002).

Os valores da relação DQO:P para os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de 32:1; 35:1; 32:1 e 37:1, respectivamente, indicando que não houve deficiência de fósforo para os microrganismos. Segundo CHERNICHARO (2007), são necessários valores mínimos de relação DQO:P de 1000:1 e 350:1 para biomassa com baixo e alto coeficiente de produção celular, respectivamente.

Nos efluentes das câmaras 1 e 2 do reator ABR, as concentrações médias diminuíram para 255 a 551 mg L⁻¹ e 222 a 458 mg L⁻¹, respectivamente, diferindo significativamente entre os ensaios ($p < 0,01$).

TABELA 25. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total (mg L^{-1}), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
P-total (mg L^{-1})	Afluente	902 a	641 b	635 b	716 b	41	3,3*
	C ₁	538 a	255 b	446 ab	551 a	57	4,2**
	C ₂	458 a	222 b	285 ab	385 ab	70	4,7**
E(%)	C ₁	43 b	60 a	27 c	18 c	47	13,9**
	C ₂	14	15	17	26	103	1,4ns
	ABR	49 ab	65 a	53 ab	31 b	44	5,3**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade);

As eficiências de remoção de P-total na câmara 1 do reator ABR foram de 43, 60, 27 e 18%, para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) com as maiores eficiências ocorrendo no ensaio 2. Na câmara 2, as eficiências de remoção variaram de 14 a 26%, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios. Assim como para NTK, as maiores remoções ocorreram, predominantemente, na câmara 1.

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 35,9 a 93,0 g DQO (L d^{-1}) na primeira câmara, as eficiências de remoção de P-total foram semelhantes, e variaram de 31 a 65%.

O fósforo corresponde de 2,0 a 2,6% do peso seco dos microrganismos (METCALF e EDDY, 2003). Segundo OLIVEIRA (1997), a formação de estrovita (MgNH_4PO_4) e vivianita ($\text{FePO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$) podem representar a forma de remoção de nutrientes, por precipitação, do N e P das águas residuárias, como as provenientes de suinocultura. Assim, deve-se ressaltar a possibilidade de remoção por imobilização na biomassa e também por precipitação do fósforo na manta de lodo.

Na Tabela 26 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (cv) das concentrações de fósforo total (P-total), no afluente e no efluente do pós-tratamento, composto pelo filtro aerado submerso e pelo reator USB anóxico, e das

eficiências de remoção no FAS, no reator USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, e 9.

TABELA 26. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (mg L^{-1}) 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, 6, 7, 8 e 9.

Fases	Parâmetro								
	P-total								
	mg L^{-1}						E (%)		
	ABR		FAS		USB _{an}		FAS	USB _{an}	Sistema
1	668	a	520	a	415	a	24	15 c	62 b
2'	230	b	294	ab	183	bc	-	37 b	74 ab
2"	230	b	217	b	154	bc	6	42 b	79 ab
3'	362	ab	274	ab	198	bc	25	26 c	73 ab
3"	362	ab	305	ab	224	bc	15	17 c	70 ab
4'	199	b	160	b	85	bc	24	36 b	88 a
4"	199	b	164	b	92	bc	23	41 b	87 a
5	242	b	223	b	178	bc	10	17 c	68 ab
6	295	b	209	b	162	bc	29	20 c	71 ab
7'	273	b	243	ab	68	bc	11	68 a	85 a
7"	273	b	301	ab	180	bc	-	27 bc	69 ab
8'	493	ab	358	ab	277	abc	25	24 c	68 ab
8"	493	ab	407	ab	297	ab	10	21 c	76 ab
9	277	b	184	b	60	c	32	63 ab	75 ab
Cv (%)	60		56		58		105	63	16
Teste F	4,4**		3,5**		6,4**		0,7ns	5,4**	3,0**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; (") amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

Os valores médios da concentração de P-total durante as fases 1 a 5 variaram de 160 a 520 mg L^{-1} e de 85 a 415 mg L^{-1} no efluente do FAS e no efluente do USB

anóxico, respectivamente. Na fase 1, a média foi significativamente ($p < 0,01$) maior do que nas demais fases, acompanhando a maior concentração média no afluente. Durante as fases 6 a 9, os valores médios da concentração de P-total foram de 184 a 407 mg L⁻¹ e de 60 a 297 mg L⁻¹ no efluente do FAS e no efluente do USB anóxico, respectivamente, com diferenças significativas entre as fases ($p < 0,01$).

De acordo com DAUMER et al. (2007) e ZHENG e LONG (2008), dependendo das condições impostas ao sistema de tratamento, a acumulação ou liberação do fósforo pela biomassa pode ser otimizada por meio de processos de melhoria na eficiência de remoção, como alternância de fases anaeróbia, aeróbia e anóxica, situações que podem ter favorecido a remoção de fósforo no sistema de tratamento deste estudo.

Durante a fase anaeróbia, microrganismos acumuladores de fósforo (*phosphorus-accumulating organisms* – PAO) armazenam carbono na forma de polihidroxialcanoato (PHA), principalmente o polihidroxibutirato (PHB), e liberam o fósforo. Durante as fases anóxicas ou aeróbicas, o carbono é consumido a fim de restabelecer a concentração interna celular de fósforo pela captação do fosfato (MINO et al., 1998). Os valores médios de eficiência de remoção no reator USB anóxico demonstram que a adição da etapa anóxica foi fundamental para que o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico alcançasse valores médios de até 88% de eficiência de remoção de P-total.

Ao investigarem a utilização de pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura em biofiltro aerado submerso, BUELNA et al. (2008) afirmaram que apesar de altas variações de SST no afluente, de 10000 a 20000 mg L⁻¹, de NTK de 2000 a 3800 mg L⁻¹ e de P-total de 500 a 900 mg L⁻¹, o sistema de tratamento anaeróbio seguido de pós-tratamento com biofiltro aerado submerso foi capaz de manter um desempenho médio acima de 97% para a SS, de 84% para o NTK, de 87% para o P-total e reduzindo em até 95% a carga orgânica da água residuária. Neste estudo, foi possível obter condições e resultados semelhantes, com valores médios de remoção de até 99; 91; 88 e 99% para SS, NTK, P-total e DQO_{total} no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, composto por reator ABR, filtro aerado submerso (FAS) e reator USB anóxico.

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⁻¹ de OD, a 35 °C. Com COV aplicada de 2 a 4 kg DQO (m³ d)⁻¹, 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 bambu e de anéis de plástico de eletroduto corrugado como materiais suporte no filtro aerado submerso, com concentração de OD entre 2,3 a 4,4 mg L⁻¹, temperatura entre 23 a 29 °C, e COV aplicada de 6,6 a 20,5 g DQO (L d)⁻¹, foi possível observar valores médios de eficiência de remoção de P-total superiores, de 62 a 88% e de 68 a 85% para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico.

LUO et al. (2002) avaliaram o desempenho de um sistema de aeração para a remoção de nutrientes de águas residuárias de suinocultura, em escala laboratorial, por meio de aeração contínua e intermitente em baixo potencial redox. Os autores obtiveram cerca de 75% de eficiência de remoção de fósforo, na forma de ortofosfato solúvel, com aeração contínua (24 h d⁻¹). Afirmaram ainda, que a utilização de aeração intermitente promoveu valores com ausência de diferença significativa em relação à aeração contínua, e que, para a remoção de fósforo solúvel, a energia pode ser economizada no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Os valores médios de eficiência de remoção de P-total do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico deste estudo, demonstram que a aeração intermitente imposta ao FAS, alcançou valores muito próximos quando comparados à condição de aeração contínua. Assim, pode-se sugerir que seria possível minimizar o tempo de aeração do filtro aerado submerso para a remoção de fósforo de águas residuárias de suinocultura. Foi possível obter altas eficiências médias de remoção de 74; 73; 88; 85 e 68% de P-total nas fases com aeração intermitente 2', 3', 4', 7' e 8', respectivamente.

4.7.3 Cálcio, potássio, magnésio e sódio

Na Tabela 27 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de Ca, K, Mg e Na, do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1 e 2 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Em virtude da ausência de remoção em algumas amostragens, as médias apresentadas são provenientes das amostragens nas quais houve remoção.

TABELA 27. Valores médios (mg L^{-1}) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e de sódio (Na) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator ABR (C_1 e C_2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
Ca	Afluente	570	760	459	616	56	1,9ns
	C_1	139 c	300 ab	218 bc	403 a	43	16,7**
	C_2	142 b	268 a	212 ab	330 a	54	8,0**
K	Afluente	202 b	342 a	174 b	233 b	42	8,3**
	C_1	82 b	139 a	141 a	150 a	36	10,9**
	C_2	80 b	120 ab	142 a	142 a	50	5,2**
Mg	Afluente	36	54	51	42	55	2,0ns
	C_1	16 c	37 a	32 ab	19 bc	56	9,4**
	C_2	12 b	32 a	29 a	19 ab	63	8,6**
Na	Afluente	57 b	57 b	89 a	54 b	44	4,8**
	C_1	32 c	56 ab	64 a	35 bc	52	7,7**
	C_2	28 b	55 a	65 a	33 b	50	11,3**
E(%)							
Ca	C_1	62 a	55 a	43 ab	29 b	47	5,7**
	C_2	-	12	-	20	116	1,5ns
	ABR	67 a	58 ab	46 b	47 ab	39	3,4*
K	C_1	54 a	55 a	19 b	29 b	47	12,4**
	C_2	-	10	-	-	135	0,7ns
	ABR	54 ab	62 a	24 b	35 bc	50	8,0**
Mg	C_1	48	30	42	44	49	2,3ns
	C_2	20	13	18	25	99	0,9ns
	ABR	57	38	47	41	51	2,3ns
Na	C_1	41	23	29	32	73	2,0ns
	C_2	12	-	-	-	137	1,8ns
	ABR	49 a	16 b	30 ab	35 a	69	5,7**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

As concentrações de cálcio no afluente não diferiram significativamente ($p>0,05$), e foram observados valores entre 459 a 760 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Nos efluentes das câmaras 1 e 2 houve diminuição das concentrações de Ca, em relação ao afluente e os valores variaram de 139 a 403 mg L⁻¹ e de 142 a 330 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios ($p<0,01$). No ensaio 1 ocorreram as menores concentrações. As eficiências de remoção de cálcio variaram de 29 a 62% e de 12 a 20% nas câmaras 1 e 2, respectivamente, sendo possível observar maior contribuição da primeira câmara. As eficiências de remoção de cálcio variaram de 46 a 67% no reator ABR, com diferenças significativas ($p>0,05$) entre os ensaios. No entanto, no ensaio 1, com o maior TDH, mesmo com valores altos de Ca no afluente, a remoção obtida permitiu reduzir a concentração no efluente para valores similares aos ensaios 2 e 4.

As concentrações de potássio no afluente variaram de 174 a 342 mg L⁻¹ nos ensaios 1 a 4 e a concentração no ensaio 2 foi significativamente maior do que nos demais ensaios. Nos efluentes das câmaras 1 e 2, os valores de K variaram de 82 a 150 mg L⁻¹ e de 80 a 142 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios ($p<0,01$). As eficiências de remoção de potássio na câmara 1 variaram de 19 a 55%. A maior contribuição da câmara 1 permitiu que o reator ABR alcançasse valores médios de eficiência de remoção de potássio entre 24 a 62%, com o maior valor no ensaio 2, quando o TDH aplicado foi o de 12 h.

As concentrações de magnésio no afluente variaram de 36 a 54 mg L⁻¹ e não houve diferenças significativas entre os ensaios. Nos efluentes das câmaras 1 e 2 os valores variaram de 16 a 37 mg L⁻¹ e de 12 a 32 mg L⁻¹, respectivamente, e no ensaio 1 ocorreram as menores ($p<0,05$) concentrações. Os valores médios de eficiência de remoção de magnésio nas câmaras 1 e 2, e consequentemente no reator ABR, não apresentaram diferenças significativas ($p>0,05$) entre os ensaios. Para o reator ABR, os valores médios de eficiências de remoção de magnésio variaram de 38 a 57%.

As concentrações de sódio no afluente variaram de 54 a 89 mg L⁻¹, com os maiores valores observados no ensaio 3. Nos efluentes das câmaras 1 e 2 os valores variaram de 32 a 64 mg L⁻¹ e de 28 a 65 mg L⁻¹, respectivamente, e no ensaio 2 e 3 ocorreram as maiores concentrações de sódio. Para o sódio, as eficiências de remoção,

quando ocorreram, na câmara 1 variaram de 23 a 41%, sem diferenças significativas ($p>0,05$) entre os ensaios. As eficiências de remoção de sódio no reator ABR variaram de 16 a 49%, com os menores valores observados no ensaio 2, com TDH aplicado de 12 h.

Na Tabela 28 estão apresentados os valores médios e os respectivos coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no afluente e efluente do filtro aerado submerso e do reator USB anóxico, e as eficiências de remoção no FAS e no reator USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

As maiores concentrações de cálcio no afluente do FAS foram verificadas na fase 8, sendo observado o valor médio de 511 mg L^{-1} , com diferença significativa ($p<0,01$) entre as fases. No efluente do FAS e do USB anóxico, os valores variaram de 100 a 249 mg L^{-1} e de 37 a 241 mg L^{-1} , respectivamente, entre as fases 1 a 9.

Com a utilização dos anéis de bambu como meio suporte no FAS foram observadas eficiências de remoção do cálcio inferiores as obtidas com a utilização de anéis de eletroduto corrugado, onde foi possível obter até 65% de eficiência de remoção de cálcio na fase 8.

No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, foi possível observar a contribuição do reator USB anóxico, promovendo valores médios de eficiência de remoção de cálcio no sistema de 55 a 87% entre as fases 1 a 9, respectivamente.

No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, observaram-se reduções significativas na concentração de potássio no efluente do FAS nas fases 6 a 9, quando o meio suporte utilizado foram anéis de plástico de eletroduto corrugado, resultando em eficiências de remoção para o sistema de 50 a 79%, com diferença significativa ($p<0,05$) entre as fases. As eficiências de remoção de magnésio variaram de 53 a 91% e não foram significativamente ($p>0,05$) diferentes. As eficiências de remoção de sódio no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico variaram de 19 a 79%, e foram significativamente ($p<0,01$) diferentes entre as fases.

TABELA 28. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e de sódio (Na) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no filtro aerado submerso (FAS), no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico (ABR+FAS+USBanóxico), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetros		Fases															Cv %	Teste F
		1	2'	2''	3'	3''	4'	4''	5	6	7'	7''	8'	8''	9			
Ca (mg L ⁻¹)	ABR	148 c	128 c	128 c	143 c	143 c	184 c	184 c	342 b	224 bc	197 bc	197 bc	511 a	511 a	149 c	38	14,9**	
	FAS	111 b	175 a	103 b	172 a	134 b	249 a	193 a	247 a	100 b	89 b	97 b	173 a	197 a	101 a	60	2,5**	
	USB _{an}	76 d	159 ab	84 cd	67 d	37 d	185 ab	237 a	241 a	91 b	69 d	83 cd	214 a	209 ab	78 d	51	9,3**	
E (%)	FAS	33 ab	-	22 b	-	-	-	-	11 b	48 ab	45 ab	45 ab	65 a	61 a	36 ab	79	6,0**	
	USB _{an}	28 ab	9 c	17 b	51 a	56 a	21 ab	-	-	9 c	21 ab	13 abc	-	-	20 abc	84	3,8**	
	Sistema	87 a	70 ab	81 ab	74 ab	80 ab	79 ab	73 ab	55 b	84 a	76 ab	72 ab	70 ab	73 ab	72 ab	18	2,6**	
K (mg L ⁻¹)	ABR	82 b	80 b	80 b	77 b	77 b	155 a	155 a	89 a	135 a	150 a	150 a	118 a	118 a	166 a	49	3,0**	
	FAS	79 abc	125 a	106abc	83 b	80 b	110abc	115 ab	75 b	107abc	68 abc	79 abc	45 c	48 bc	121 a	41	3,1**	
	USB _{an}	59 ab	80 a	63 ab	66 a	73 a	56 ab	59 ab	15 b	69 a	62 ab	76 a	33 ab	41 ab	86 a	47	3,3**	
E (%)	FAS	-	-	-	-	-	28 ab	19 b	14 b	20 b	50 a	42 a	62 a	52 a	26 ab	100	5,8**	
	USB _{an}	25 a	33 a	43 a	16 b	-	36 a	38 a	67 a	39 a	-	-	28 a	15 b	29 a	96	1,1*	
	Sistema	68 a	70 a	77 a	53 b	47 b	70 a	70 a	84 a	50 b	71 a	63 a	79 a	73 a	61 a	25	2,0*	
Mg (mg L ⁻¹)	ABR	12 c	18 c	18 c	11 c	11 c	27 bc	27 bc	37 ab	12 c	49 a	49 a	15 c	15 c	23 b	48	11,2**	
	FAS	9 c	21 bc	9 c	10 c	9 c	11 c	8 c	19 b	7 c	39 ab	42 a	6 c	10 c	12 c	69	8,7**	
	USB _{an}	7 b	8 b	4 b	7 b	7 b	7 b	6 b	16 b	4 b	38 a	45 a	3 b	6 b	3 b	104	7,7**	
E (%)	FAS	26 a	-	33 a	-	-	49 a	60 a	32 a	41 a	19 b	17 a	53 a	36 a	41 a	92	2,0*	
	USB _{an}	22 ab	50 a	44 a	26 ab	27 ab	39 ab	24 ab	15 b	34 ab	20 ab	32 ab	36 ab	41 ab	70 a	81	2,1*	
	Sistema	78 a	66 a	80 a	65 a	62 a	85 a	74 a	66 a	83 a	53 a	48 a	90 a	84 a	91 a	32	1,1*	
Na (mg L ⁻¹)	ABR	29 c	13 c	13 c	33 bc	33 bc	36 bc	36 bc	71 a	70 a	53 ab	53 ab	10 c	10 c	55 ab	37	14,7**	
	FAS	35 abc	11 c	7 c	33 abc	31 abc	33 abc	24 abc	41 ab	45 a	15 c	30 abc	13 c	22 b	41 a	49	4,2**	
	USB _{an}	14 bc	8 c	8 c	28 ab	27 ab	27 ab	20 b	10 c	31 a	21 ab	37 a	27 ab	31 ab	38 a	44	6,2**	
E (%)	FAS	-	15 b	32 b	-	-	-	17 b	28 ab	38 ab	64 a	46 a	-	-	25 ab	105	6,0**	
	USB _{an}	55 ab	31 ab	-	14 b	17 b	20 b	16 b	59 a	36 ab	-	-	-	-	-	102	3,7**	
	Sistema	77 ab	78 a	75 ab	44 b	46 b	37 b	53 b	79 a	63 ab	65 ab	49 ab	25 c	19 c	44 ab	44	4,3**	

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade);

(') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; ('') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

4.7.4 Cobre, ferro, manganês e zinco

Os valores médios e coeficientes de variação das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e zinco (Zn), no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nas câmaras 1, 2 e 3 do reator ABR nos ensaios 1, 2, 3 e 4 estão apresentados na Tabela 29.

TABELA 29. Valores médios (mg L^{-1}) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de 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 (C_1 e C_2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio								Cv (%)	Teste F
		1	2	3	4	5	6	7	8		
Cu	Afluente	2,2	2,4	1,9	2,6					63	0,6ns
	C_1	0,7	b	0,6	b	1,3	a	1,5	a	72	7,0**
	C_2	0,3	c	0,4	bc	1,1	a	0,8	ab	89	10,1**
Fe	Afluente	44,1	a	25,6	b	24,3	b	31,3	a	81	2,9**
	C_1	17,5	ab	5,4	c	11,0	bc	23,2	a	80	6,3**
	C_2	7,9	b	3,9	b	9,0	b	22,1	a	83	12,2**
Mn	Afluente	2,4		3,0		2,5		2,7		73	0,4ns
	C_1	0,6	b	1,8	a	0,9	b	1,6	a	65	11,0**
	C_2	0,5	c	1,8	a	0,8	bc	1,3	ab	71	11,9**
Zn	Afluente	8,9	ab	3,6	b	10,8	a	9,9	ab	79	2,4**
	C_1	2,6	b	2,2	b	3,9	ab	5,9	a	80	5,4**
	C_2	1,5	b	1,7	b	2,4	b	5,0	a	70	9,1**
E(%)											
Cu	C_1	66	a	69	a	33	b	43	ab	53	5,1**
	C_2	51	a	34	ab	23	b	45	ab	74	2,7*
	ABR	82	a	77	a	40	b	68	a	37	7,8**
Fe	C_1	55	a	69	a	50	ab	26	b	57	4,8**
	C_2	43	a	25	ab	29	ab	13	b	81	4,7**
	ABR	73	a	72	a	63	a	32	b	43	6,9**
Mn	C_1	66	a	41	b	52	ab	35	b	53	4,6**
	C_2	24		17		19		24		121	0,25ns
	ABR	72	a	41	b	60	ab	44	b	48	4,9**
Zn	C_1	63	a	31	c	60	ab	37	bc	52	6,4**
	C_2	28	a	11	b	34	a	21	a	107	2,0**
	ABR	71	a	32	b	73	a	41	b	46	9,8**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade)

As concentrações médias de cobre no afluente não diferiram significativamente ($p>0,05$) e foram observados valores entre 1,9 a 2,6 mg L⁻¹. Nos efluentes das câmaras 1 e 2, os maiores valores de Cu foram encontrados no ensaio 3 e 4, com valores médios de 1,3 e 1,5 mg L⁻¹ e de 1,1 e 0,8 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas dos demais ensaios ($p<0,05$). As eficiências de remoção de cobre no reator ABR variaram entre 40 a 82%, e diferiram significativamente ($p>0,01$). Na câmara 1, foi possível observar altos valores de eficiência de remoção, revelando grande contribuição da mesma para os elevados valores de eficiência de cobre no reator ABR.

As concentrações de ferro no afluente variaram de 24,3 a 44,1 mg L⁻¹ e nos ensaios 1 e 4 ocorreram os maiores valores ($p<0,01$). Nos efluentes das câmaras 1 e 2, os valores variaram de 5,4 a 23,2 mg L⁻¹ e de 3,9 a 22,1 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas entre os ensaios ($p<0,01$). As eficiências de remoção nas câmaras 1 e 2 variaram de 26 a 69% e de 13 a 43%, sem diferenças significativas ($p>0,01$) entre os ensaios.

As concentrações de manganês no afluente variaram de 2,4 a 3,0 mg L⁻¹. Nos efluentes das câmaras 1 e 2 os valores variaram de 0,6 a 1,8 mg L⁻¹ e de 0,5 a 1,8 mg L⁻¹, respectivamente, com os maiores valores ocorrendo nos ensaios 2 e 4. As maiores eficiências de remoção de manganês ocorreram no ensaio 1, com 66% e no ensaio 3, com 52% na câmara 1. Já na câmara 2, as eficiências variaram de 17 a 24%, sem diferenças significativas ($p>0,05$) entre os ensaios. Para o reator ABR, foram observados valores médios de eficiência de remoção de manganês de 41 a 72%, com diferenças significativas entre os ensaios ($p<0,01$).

As concentrações de zinco no afluente variaram de 3,6 a 10,8 mg L⁻¹. Nos efluentes das câmaras 1 e 2, os valores variaram de 2,2 a 5,9 mg L⁻¹ e de 1,5 a 5,0 mg L⁻¹, respectivamente, com os maiores valores no ensaio 4. As maiores eficiências de remoção também ocorreram na câmara 1 e variaram de 31 a 63%, com diferenças significativas ($p<0,01$) entre os ensaios. Na câmara 2 as remoções alcançaram valores de 11 a 34%, com diferenças significativas ($p<0,01$) entre os ensaios. No reator ABR, foi possível obter valores médios de eficiências de remoção de zinco entre 32 e 73%, com diferenças significativas entre os ensaios ($p<0,01$).

Na Tabela 30 estão apresentados os valores médios das concentrações de ferro (Fe), cobre (Cu), manganês (Mn) e zinco (Zn) e os respectivos coeficientes de variação (cv), do afluente e efluente do filtro aerado submerso e do reator USB anóxico, e os valores médios das eficiências de remoção (E) no FAS e no USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

As concentrações de cobre no afluente do FAS variaram de 0,14 a 1,39 mg L⁻¹ e no efluente do FAS e do USB anóxico de 0,05 a 0,92 mg L⁻¹ e de 0,01 a 0,25 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas entre as fases ($p < 0,01$). As eficiências de remoção de cobre no FAS, quando ocorreram, variaram de 37 a 69% e no USB anóxico de 18 a 95%, porém não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre as fases. No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, as remoções foram predominantemente altas, de 69 a 99%.

As maiores ($p < 0,05$) concentrações de ferro no afluente do FAS ocorreram na fase 8 e 9, com concentrações de 28,5 e 15,8 mg L⁻¹, respectivamente. No efluente do FAS e do USB anóxico foram observados valores de 0,8 a 20,3 mg L⁻¹ e de 0,5 a 15,0 mg L⁻¹, respectivamente, com diferenças significativas entre as fases ($p < 0,01$). As eficiências de remoção no FAS e no USB anóxico, quando ocorreram, foram de 29 a 76% e de 25 a 60%, respectivamente.

No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, as eficiências de remoção de ferro variaram de 55 a 96%, e houve diferença significativa entre as fases, sendo observado os menores valores nas fases 8 e 9, acompanhando a alta concentração de ferro no afluente.

As concentrações de manganês no afluente do FAS variaram de 0,40 a 1,91 mg L⁻¹ com os maiores ($p < 0,05$) valores nas fases 4 a 9. Os valores no efluente do FAS e do USB anóxico variaram de 0,16 a 0,65 mg L⁻¹ e de 0,02 a 0,61 mg L⁻¹, sem diferenças significativas ($p > 0,05$) entre as fases. As eficiências de remoção de manganês no FAS e no USB anóxico, quando ocorreram, variaram de 25 a 73% e de 26 a 77%, respectivamente, com diferenças significativas entre as fases ($p < 0,01$). No sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, os valores médios de eficiências de remoção de manganês foram de 67 a 97%, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$) entre as fases.

TABELA 30. 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), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Parâmetros		Fases														Cv %	Teste F
		1	2'	2''	3'	3''	4'	4''	5	6	7'	7''	8'	8''	9		
Cu (mg L ⁻¹)	ABR	0,33 bc	0,29 bc	0,29 bc	0,14 c	0,14 c	0,32 bc	0,32 bc	0,50 bc	0,91ab	1,39 a	1,39 a	1,20 ab	1,20 ab	0,51ab	86	5,4**
	FAS	0,20 a	0,92 a	0,08 bc	0,09 bc	0,05 bc	0,13 a	0,16 a	0,13 a	0,45 a	0,43 a	0,05 bc	0,37 a	0,38 a	0,11 a	201	2,4*
	USB _{an}	0,08 ab	0,04 ab	0,03 ab	0,02 b	0,01 b	0,12 ab	0,14 ab	0,05 ab	0,14 ab	0,10 ab	0,01 b	0,11 ab	0,25 a	0,05 ab	134	2,2*
E (%)	FAS	39	-	69	43	62	49	50	37	46	62	96	40	42	60	85	2,0ns
	USB _{an}	62	95	18	53	52	28	16	39	34	69	57	65	55	58	80	1,6ns
	Sistema	97 ab	98 ab	98 ab	98 ab	99 a	93 ab	93 ab	97 ab	88 b	96 ab	99 a	97 ab	91 ab	69 ab	6	2,5**
Fe (mg L ⁻¹)	ABR	5,9 b	6,3 b	6,3 b	1,9 b	1,9 b	4,7 b	4,7 b	3,3 b	5,2 b	13,4 b	13,4 b	28,5 a	28,5 a	15,8 ab	76	7,4**
	FAS	2,8 c	4,0 bc	2,8 c	5,7 bc	2,3 c	2,5 c	3,0 c	0,8 c	1,0 c	8,8 abc	9,3 abc	19,5 ab	20,3 a	12,4ab	122	4,6**
	USB _{an}	0,6 b	2,3 b	1,8 b	1,5 b	0,9 b	1,7 b	1,8 b	3,4 b	0,5 b	5,4 b	5,9 b	14,8 a	14,0 a	6,2 b	95	11,0**
E (%)	FAS	50 a	29 a	38 a	-	-	43 a	29 a	63 a	76 a	56 a	47 a	36 a	33 a	24 b	69	2,2*
	USB _{an}	60 a	42 ab	31 ab	60 a	65 a	39 ab	42 ab	-	51 ab	31 ab	36 ab	26 ab	25 ab	46 ab	75	2,1*
	Sistema	98 a	89 ab	92 a	94 a	96 a	91 a	89 a	87 abc	96 a	88 ab	86 abc	55 c	55 c	58 b	17	7,0**
Mn (mg L ⁻¹)	ABR	0,58 b	0,40 b	0,40 b	0,45 b	0,45 b	1,61 a	1,61 a	1,91 a	0,85 ab	0,70 ab	0,70ab	1,14ab	1,14ab	1,48ab	72	4,4**
	FAS	0,38	0,65	0,16	0,26	0,20	0,16	0,23	0,46	0,18	0,29	0,42	0,58	0,51	0,71	118	1,2ns
	USB _{an}	0,10	0,18	0,10	0,07	0,02	0,10	0,16	0,14	0,43	0,53	0,61	0,24	0,27	0,37	190	1,1ns
E (%)	FAS	38 a	-	63 a	37 b	47 ab	63 a	73 a	69 a	68 a	44 a	25 b	37 ab	47 ab	61 a	76	2,5*
	USB _{an}	67 ab	71 ab	26 ab	71 ab	77 a	39 ab	30 ab	65 a	-	-	-	44 ab	32 ab	34 ab	72	2,8**
	Sistema	94	87	93	94	97	97	95	93	75	70	67	74	76	90	25	1,7ns
Zn (mg L ⁻¹)	ABR	1,91 b	1,49 b	1,49 b	1,36 b	1,36 b	2,49 b	2,49 b	1,00 b	2,92 b	1,72 b	1,72 b	3,26 b	3,26 b	6,70 a	74	5,9**
	FAS	1,45 a	2,23 a	1,53 a	1,21 a	1,04 a	1,12 a	1,45 a	0,53 b	1,70 a	1,06 a	1,33 a	1,49 a	1,85 a	1,28 a	87	2,0*
	USB _{an}	0,66 b	0,95 ab	2,77 a	0,44 b	0,23 b	0,14 b	0,30 b	0,11 b	1,21 ab	0,85 ab	2,65 a	1,43 ab	1,24 ab	0,70 b	110	4,7**
E (%)	FAS	26 ab	-	-	11 b	22 ab	51 ab	40 ab	26 ab	33 ab	43 ab	36 ab	54 ab	38 ab	80 a	88	1,8*
	USB _{an}	49 abc	54 abc	-	56 abc	69 ab	82 a	58 abc	62 ab	30 b	15 c	-	-	31 b	57abc	72	3,4**
	Sistema	94	75	56	82	83	90	71	85	87	88	64	65	68	94	30	1,4ns

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey. ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade); (') amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante o período de aeração; (") amostras do FAS e USB anóxico coletadas durante a ausência de aeração.

As concentrações de zinco no afluente do FAS variaram de 1,00 a 6,70 mg L⁻¹ e foram significativamente ($p < 0,01$) diferentes entre as fases com o maior valor na fase 9. No efluente do FAS e do USB anóxico, os valores variaram entre 0,53 a 2,23 mg L⁻¹ e entre 0,11 a 2,77 mg L⁻¹, respectivamente, e diferiram significativamente entre as fases ($p < 0,05$ e $p < 0,01$, respectivamente). As eficiências de remoção de zinco no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico variaram de 56 a 94%, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$) entre as fases.

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 as fases 1 a 9, conforme demonstrado na Tabela 30.

ABREU NETO e OLIVEIRA (2009) e DUDA e OLIVEIRA (2009b), trabalhando com ABR seguido de reator UASB e reatores em batelada anaeróbio em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, observaram que, para a remoção de NTK, P-total, Ca, Cu, Fe, Mn e Zn, foi possível obter valores máximos predominantemente superiores a 60%, e as eficiências de remoção de matéria orgânica e nutrientes aumentaram conforme se aumentou o TDH, atribuindo-se as remoções aos mecanismos de precipitação e/ou imobilização no lodo. OLIVEIRA et al. (1997), examinando o lodo granulado de reatores UASB utilizado para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, observaram minerais, incrustados nos grânulos, compostos de Ca, Fe, S, Mg e Al (o analisador de raio X não detectava C, N, H e O). Situações que podem ter ocasionado as remoções de macro e micronutrientes no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico deste estudo.

A concentração média de Cu, Fe, Mn e Zn no efluente do sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico alcançou padrão de lançamento de efluentes estabelecido pela CONAMA 357 que são de 1; 15; 1 e 5 mg L⁻¹, para Cu, Fe, Mn e Zn, respectivamente. Portanto, os efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento, para esses metais, atendem aos padrões de lançamento de efluentes.

4.8 Coliformes totais e termotolerantes

Na Tabela 31 e 32 estão apresentados os valores médios de número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes nos afluentes e efluentes, e eficiências de remoção nas câmaras do reator ABR (câmaras 1 e 2), do filtro aerado submerso (FAS), do reator USB anóxico e no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Os coliformes totais e termotolerantes no afluente variaram de $6,2 \times 10^6$ a $5,9 \times 10^8$ NMP/100 mL e de $5,9 \times 10^6$ a $4,7 \times 10^8$ NMP/100 mL durante as fases 1 a 9, respectivamente.

No afluente de águas residuárias de suinocultura, SANTANA (2008) verificou números similares 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 $2,2 \times 10^8$, respectivamente, com SST de 5275 a 11511 mg L⁻¹. DUDA e OLIVEIRA (2009) obtiveram valores superiores 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 similares de coliformes totais, de $7,5 \times 10^6$ a $5,4 \times 10^7$ NMP/100 mL e inferiores aos 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 g L⁻¹.

Observa-se que com a diminuição do TDH de 24 para 12h no ABR, das fases 2 para a 3 e das fases 4 para a 5, houve diminuição da eficiência de remoção de coliformes termotolerantes no reator ABR, de 99,80 para 99,77% nas fases 2 e 3, e de 99,14 para 96,85% nas fases 4 e 5, respectivamente.

Apesar de apresentar bons resultados de remoção de carga orgânica e das elevadas porcentagens de redução de coliformes, o tratamento das águas residuárias de suinocultura no reator ABR não permitiu obter valores de microrganismos

indicadores que possibilite a sua utilização na irrigação de culturas agrícolas alimentícias atendendo os regulamentos brasileiros e internacionais. Esses resultados confirmam o que é citado na literatura, ou seja, que a utilização de sistemas combinados é fundamental para que os efluentes alcancem essa finalidade.

TABELA 31. 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 nas fases 1, 2, 3, 4 e 5.

Fases	Local de amostragem	Coliformes Totais		Coliformes Termotolerantes	
		NMP/100 mL	% remoção	NMP/100 mL	% remoção
Fase 1	Afluente	$6,9 \times 10^6$	-	$6,9 \times 10^6$	-
	C ₁	$1,1 \times 10^6$	84,17	$1,1 \times 10^6$	84,17
	C ₂	$5,8 \times 10^5$	47,59	$5,7 \times 10^5$	48,00
	ABR	-	91,70	-	91,77
	FAS	$1,1 \times 10^4$	98,04	$5,7 \times 10^3$	99,00
	USB _{an}	$9,6 \times 10^3$	14,22	$4,3 \times 10^3$	24,56
	Sistema	-	99,86	-	99,93
Fase 2	Afluente	$7,8 \times 10^6$	-	$7,8 \times 10^6$	-
	C ₁	$9,2 \times 10^5$	88,20	$6,9 \times 10^5$	91,08
	C ₂	$2,5 \times 10^4$	97,28	$1,5 \times 10^4$	97,76
	ABR	-	99,67	-	99,80
	FAS	$1,6 \times 10^4$	33,40	$6,8 \times 10^3$	56,13
	USB _{an}	$9,6 \times 10^3$	42,04	$4,3 \times 10^3$	36,76
	Sistema	-	99,87	-	99,94
Fase 3	Afluente	$6,2 \times 10^6$	-	$5,9 \times 10^6$	-
	C ₁	$3,5 \times 10^4$	99,44	$3,0 \times 10^4$	99,48
	C ₂	$1,3 \times 10^4$	61,42	$1,5 \times 10^4$	55,73
	ABR	-	99,78	-	99,77
	FAS	$5,1 \times 10^3$	61,85	$2,1 \times 10^3$	84,07
	USB _{an}	$4,8 \times 10^3$	6,79	$1,9 \times 10^3$	11,62
	Sistema	-	99,92	-	99,96
Fase 4	Afluente	$5,9 \times 10^8$	-	$3,3 \times 10^8$	-
	C ₁	$3,5 \times 10^7$	94,13	$1,7 \times 10^7$	95,02
	C ₂	$1,8 \times 10^7$	48,57	$2,8 \times 10^6$	82,88
	ABR	-	96,98	-	99,14
	FAS	$6,7 \times 10^6$	62,77	$1,9 \times 10^5$	31,57
	USB _{an}	$3,5 \times 10^6$	47,46	$3,5 \times 10^6$	-
	Sistema	-	99,41	-	98,95
Fase 5	Afluente	$4,9 \times 10^8$	-	$4,7 \times 10^8$	-
	C ₁	$2,4 \times 10^7$	94,97	$2,4 \times 10^7$	94,86
	C ₂	$1,8 \times 10^7$	26,53	$1,5 \times 10^7$	38,77
	ABR	-	96,31	-	96,85
	FAS	$2,8 \times 10^6$	84,44	$2,8 \times 10^5$	81,33
	USB _{an}	$2,5 \times 10^6$	10,71	$1,4 \times 10^6$	48,21
	Sistema	-	99,48	-	99,69

A inclusão do pós-tratamento, composto por filtro aerado submerso (FAS), preenchido com anéis de bambu como material suporte, e reator USB anóxico promoveu valores de eficiência de remoção de coliformes termotolerantes no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, entre 98,95 a 99,96% nas fases 1 a 5, respectivamente.

TABELA 32. Valores médios de numero 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 nas fases 6, 7, 8 e 9.

Fases	Local de amostragem	Coliformes Totais		Coliformes Termotolerantes	
		NMP/100 mL	% remoção	NMP/100 mL	% remoção
Fase 6	Afluente	$1,3 \times 10^6$	-	$1,3 \times 10^6$	-
	C ₁	$1,6 \times 10^5$	87,30	$1,3 \times 10^5$	89,61
	C ₂	$8,9 \times 10^4$	45,75	$6,7 \times 10^4$	50,00
	ABR	-	93,11	-	94,80
	FAS	$8,4 \times 10^3$	90,61	$8,4 \times 10^3$	87,55
	USB _{an}	$8,5 \times 10^3$	-	$8,5 \times 10^3$	-
	Sistema	-	99,34	-	99,34
Fase 7	Afluente	$1,1 \times 10^7$	-	$6,2 \times 10^6$	-
	C ₁	$4,7 \times 10^6$	56,77	$4,7 \times 10^6$	23,92
	C ₂	$1,7 \times 10^6$	63,19	$1,4 \times 10^6$	70,24
	ABR	-	84,09	-	77,36
	FAS	$2,5 \times 10^5$	85,57	$1,4 \times 10^5$	89,92
	USB _{an}	$4,4 \times 10^4$	82,37	$1,2 \times 10^4$	91,12
	Sistema	-	99,59	-	99,79
Fase 8	Afluente	$1,8 \times 10^7$	-	$1,1 \times 10^7$	-
	C ₁	$1,3 \times 10^6$	92,83	$7,8 \times 10^5$	92,90
	C ₂	$1,7 \times 10^5$	86,82	$1,5 \times 10^5$	80,76
	ABR	-	99,08	-	98,63
	FAS	$1,8 \times 10^3$	98,94	$1,5 \times 10^3$	98,96
	USB _{an}	$1,1 \times 10^3$	38,88	$1,1 \times 10^3$	29,03
	Sistema	-	99,9939	-	99,9900
Fase 9	Afluente	$6,7 \times 10^7$	-	$6,7 \times 10^7$	-
	C ₁	$4,8 \times 10^7$	28,35	$7,9 \times 10^6$	88,20
	C ₂	$2,8 \times 10^6$	94,06	$2,8 \times 10^6$	63,92
	ABR	-	95,74	-	95,74
	FAS	$3,7 \times 10^4$	98,68	$2,9 \times 10^4$	98,96
	USB _{an}	$3,3 \times 10^4$	10,66	$3,3 \times 10^4$	-
	Sistema	-	99,95	-	99,95

As eficiências médias de remoção no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, alcançaram até 99,99% para os coliformes totais e termotolerantes. Valores semelhantes aos observados por MUNGRAY e PATEL (2011), operando sistema de

tratamento com reator UASB seguido de lodos ativados, tratando esgoto doméstico, no qual observaram eficiência de remoção de coliformes termotolerantes no sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio de até 99,9%.

No efluente do pós-tratamento, nas fases 1, 2, 3, 6 e 8, ocorreram os menores valores de coliformes termotolerantes, na ordem de 10^3 NMP/100 mL.

Tomando-se por base os limites estabelecidos para coliformes termotolerantes pela Resolução CONAMA nº 357 (BRASIL, 2005), o efluente do filtro aerado submerso e do reator USB anóxico, durante as fases 3 e 8, alcançaram valores de $2,1 \times 10^3$ NMP/100 mL, de $1,9 \times 10^3$ NMP/100 mL, de $1,5 \times 10^3$ NMP/100 mL e de $1,1 \times 10^3$ NMP/100 mL, respectivamente, sendo abaixo do limite estabelecido, de 4000 NMP/100 mL, para água doce em corpos d'água de classe 3, a qual pode ser utilizada para irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forragiculturas.

4.9 Bactérias nitrificantes oxidadoras de amônia e de nitrito, e bactérias heterotróficas e desnitrificantes

Evidenciadas pelo processo biológico de remoção de nitrogênio, observado no sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, as bactérias nitrificantes oxidadoras de amônio, oxidadoras de nitrito e desnitrificantes alcançaram altos valores no lodo do filtro aerado submerso e no lodo do USB anóxico.

Os valores obtidos nos exames microbiológicos realizados para estimar as populações de bactérias oxidadoras de amônia e de nitrito, bactérias desnitrificantes e heterotróficas presentes nas amostras do lodo do filtro aerado submerso e do reator USB anóxico, ao final das fases 1 a 9, estão apresentadas na Tabela 33 e a representação gráfica dos valores na Figura 54.

Por meio da utilização de anéis de bambu como material suporte no filtro aerado submerso, o número mais provável de bactérias oxidadoras de amônia, entre as fases 1 a 5, variou de $1,4 \times 10^{12}$ a $9,0 \times 10^{14}$ NMP g SV⁻¹. O NMP de bactérias oxidadoras de amônia foi maior do que o obtido para as oxidadoras de nitrito, o qual variou de $6,0 \times 10^8$ a $1,1 \times 10^{13}$ NMP g SV⁻¹. Os valores médios das concentrações de nitrito e de nitrato no efluente do FAS variaram de 49 a 147 mg L⁻¹ e de 13 a 38 mg L⁻¹, demonstrando que houve predominância de nitrito.

TABELA 33. Estimativa do número mais provável (NMP g SV⁻¹) 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, 6, 7, 8 e 9.

Fases	Oxidadoras de amônia		Oxidadoras de nitrito		Desnitrificantes		Heterotróficas	
	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}	FAS	USB _{an}
1	$9,0 \times 10^{14}$	$1,7 \times 10^{13}$	$6,0 \times 10^8$	$4,0 \times 10^8$	$9,0 \times 10^8$	$1,2 \times 10^9$	$2,2 \times 10^{10}$	$1,1 \times 10^{10}$
2	$1,7 \times 10^{14}$	$3,4 \times 10^{13}$	$8,0 \times 10^{12}$	$7,0 \times 10^{12}$	$1,4 \times 10^{12}$	$3,4 \times 10^{12}$	$2,6 \times 10^{12}$	$1,7 \times 10^{12}$
3	$3,0 \times 10^{14}$	$2,6 \times 10^{13}$	$1,1 \times 10^{13}$	$5,0 \times 10^{12}$	$1,7 \times 10^{14}$	$9,0 \times 10^{14}$	$3,4 \times 10^{12}$	$2,3 \times 10^{12}$
4	$1,4 \times 10^{13}$	$1,7 \times 10^{14}$	$4,0 \times 10^{11}$	$1,7 \times 10^{12}$	$8,0 \times 10^{10}$	$9,0 \times 10^{11}$	$7,0 \times 10^{12}$	$1,7 \times 10^{13}$
5	$1,4 \times 10^{12}$	$1,3 \times 10^{12}$	$1,7 \times 10^{11}$	$1,4 \times 10^{11}$	$2,0 \times 10^8$	$3,3 \times 10^{12}$	$5,0 \times 10^{13}$	$9,0 \times 10^{12}$
6	$2,1 \times 10^8$	$4,0 \times 10^6$	$1,4 \times 10^6$	$3,0 \times 10^9$	$1,7 \times 10^5$	$1,4 \times 10^{10}$	$7,0 \times 10^7$	$9,0 \times 10^8$
7	$1,4 \times 10^{12}$	$9,0 \times 10^9$	$3,0 \times 10^{10}$	$2,6 \times 10^8$	$1,1 \times 10^9$	$7,0 \times 10^{11}$	$3,0 \times 10^{11}$	$4,0 \times 10^{12}$
8	$8,0 \times 10^{11}$	$3,1 \times 10^9$	$9,0 \times 10^{12}$	$4,0 \times 10^9$	$8,0 \times 10^9$	$3,0 \times 10^{13}$	$4,0 \times 10^{10}$	$9,0 \times 10^{13}$
9	$3,0 \times 10^{13}$	$5,0 \times 10^7$	$2,6 \times 10^{11}$	$2,0 \times 10^8$	$4,0 \times 10^{10}$	$1,7 \times 10^{14}$	$2,1 \times 10^{12}$	$2,2 \times 10^{13}$

Por meio da utilização de anéis de plástico de eletroduto corrugado como material suporte no filtro aerado submerso, o número mais provável de bactérias oxidadoras de amônia, entre as fases 6 a 9, foi menor do que o encontrado nas fases 1 a 5, e variou de $2,1 \times 10^8$ a $1,4 \times 10^{12}$ NMP g SV⁻¹. O NMP de bactérias oxidadoras de amônia foi superior ao obtido para as oxidadoras de nitrito, o qual variou de $1,4 \times 10^6$ a $9,0 \times 10^{12}$ NMP g SV⁻¹, situação similar à observada nas fases 1 a 5. Os valores médios das concentrações de nitrito e de nitrato no efluente do FAS variaram de 18 a 82 mg L⁻¹ e de 5 a 30 mg L⁻¹, demonstrando, assim como nas fases 1 a 5, que houve predominância de nitrito.

Segundo DOMINGUES (2005), o acúmulo de nitrito em reatores com biofilme costuma ser considerado como um indicativo de que a taxa de transferência de oxigênio sofreu uma queda ou que a aeração está sendo insuficiente. Como as bactérias oxidadoras do nitrito têm menor afinidade com o oxigênio, exigem uma taxa de transferência mais elevada que as oxidadoras da amônia, e que provavelmente a

transferência de oxigênio para as camadas mais profundas do biofilme teria sido dificultada.

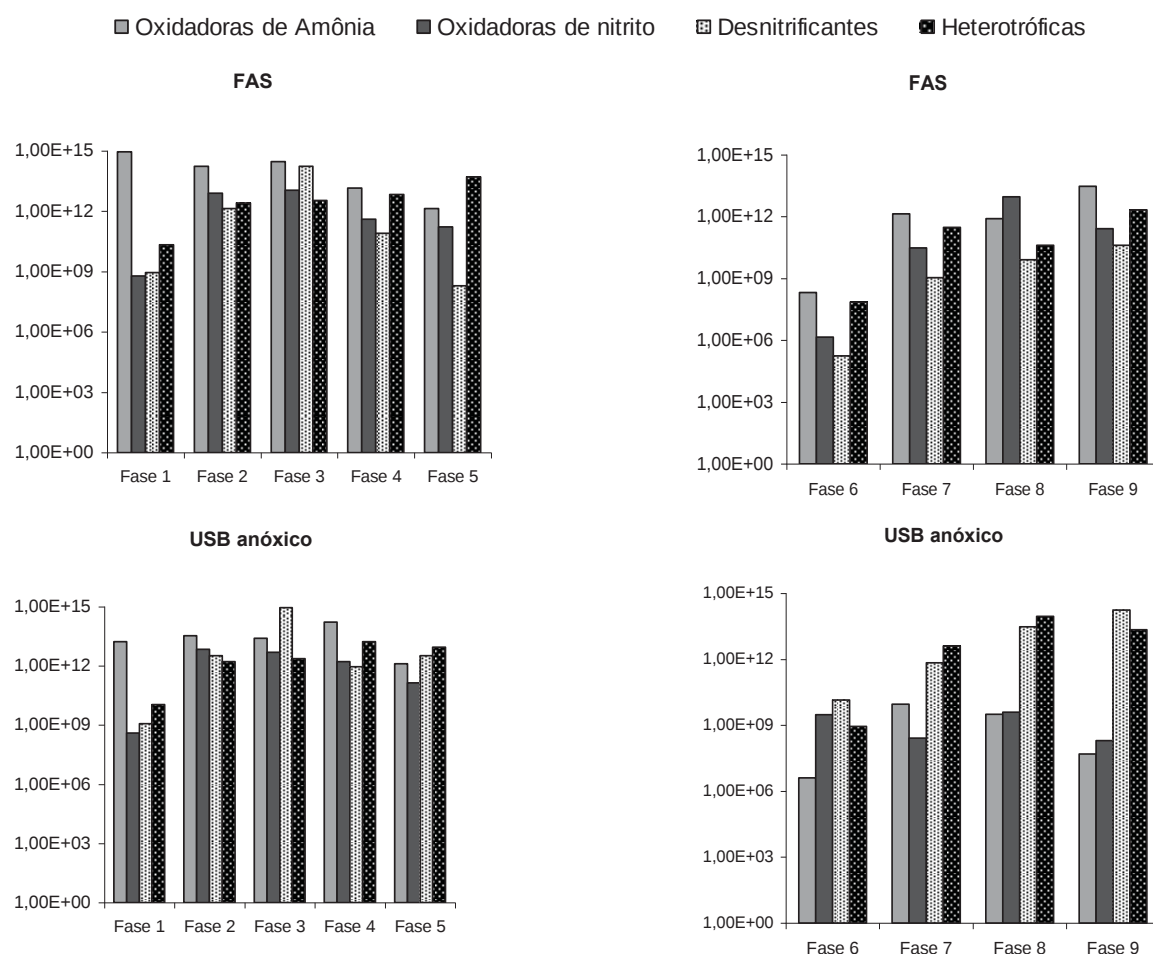


FIGURA 54. Representação gráfica da estimativa do NMP de bactérias oxidadoras de amônia, oxidadoras de nitrito, desnitrificantes e heterotróficas no biofilme do filtro aerado submerso e na manta de lodo do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9.

Em sistemas com biofilme, além da competição por substrato, as bactérias heterotróficas e nitrificantes competem por espaço, gerando uma estratificação na estrutura do biofilme. Segundo GRUNDITZ e DALHAMMAR (2001), o fato das bactérias responsáveis pela nitrificação serem restritas a poucos gêneros, associado ao seu lento crescimento celular, tornam o processo suscetível. Por exemplo, o crescimento mais rápido das bactérias heterotróficas faz com que esse consórcio microbiano fique localizado nas camadas mais externas do biofilme, onde a concentração de substrato e

o desprendimento da biomassa são maiores, enquanto as bactérias nitrificantes ficam inseridas nas camadas mais profundas do biofilme. Desta forma, uma camada heterotrófica pode se formar sobre a população nitrificante. Com os resultados de NMP observou-se predominância de altos valores de bactérias heterotróficas nas fases 1 a 9, entre $7,0 \times 10^7$ a $5,0 \times 10^{13}$ NMP g SV⁻¹.

Embora o processo desnitrificante ocorra na ausência de oxigênio e na presença de nitrato, isto é, em ambiente anóxico, tem sido relatado que em biofilmes, a desnitrificação pode ocorrer simultaneamente ao processo de nitrificação (QI et al., 2007; WEISSENBACHER et al., 2007; LI et al., 2008). O número de bactérias desnitrificantes no FAS variou de $1,7 \times 10^5$ a $1,7 \times 10^{14}$ NMP g SV⁻¹ entre as fases 1 a 9, com os maiores valores observados nas fases com a utilização de anéis de bambu como material suporte do FAS.

No reator USB anóxico, apesar de terem sido observados elevados valores para bactérias oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito, a biomassa formada apresentou alta capacidade desnitrificante, com valores entre 10^9 a 10^{14} NMP g SV⁻¹ e porcentagem de N₂ no biogás de 14; 10; 57; 28; 74; 41; 56; 69 e 65%, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9, respectivamente.

Assim, o monitoramento da dinâmica da biomassa, sua caracterização e acompanhamento de sua multiplicação presente no sistema de tratamento, pode vir a permitir o estabelecimento de possíveis correlações entre as características microbiológicas e o desempenho da unidade de tratamento.

4.10 Microscopia de luz

As frequências dos microrganismos, através da observação por microscopia óptica de luz e contraste de fase, presentes no na manta de lodo da primeira e segunda câmara do reator ABR, do biofilme do biofiltro aerado submerso e da manta de lodo do reator USB anóxico, ao final de cada ensaio, estão apresentadas nas Tabelas 34, 35, 36 e 37.

Foi possível verificar diferentes morfologias microbianas na câmara 1 do reator ABR, como células semelhantes a *Methanosaeta* sp., bacilos livres e cocos não

fluorescentes, que foram observadas com maior frequência do que células semelhantes a *Methanosarcina* sp. As morfologias de cocos foram predominantes em todos os ensaios. Com a diminuição TDH para 12 h no reator ABR, nas fases 2 e 4, as morfologias associadas a *Methanosaeta* sp. foram predominantes.

TABELA 34. Frequência de microrganismos observada na manta de lodo na câmara 1 do reator ABR (C₁) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Morfologia	Ensaio			
	1	2	3	4
ARQUEIAS METANOGENICAS				
<i>Methanosaeta</i> sp.	+++	++++	++	++++
Bacilos fluorescentes	-	-	-	-
BACTÉRIAS				
Bacilos curvos	++	++	+++	+++
Bacilos delgados	+	++	++	+
Cocos	++++	++++	++++	++++
Filamentos	++	++	++	++
EUCARIA				
Protozoários ciliados	-	++	-	-
Protozoários amebóides	-	-	-	-

(+++++) predominantes, (++++) freqüentes, (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados

Assim como neste estudo, OLIVEIRA et al. (1997), operando reator UASB com TDH de 12 h para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST de 0,5 a 2,0 g L⁻¹, observou predominância no lodo das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta*. E PADMASIRI et al. (2007) avaliaram a dinâmica da população metanogênica no lodo de reatores anaeróbios com membrana (AnMBR) durante 300 dias de operação tratando águas residuárias de suinocultura. Os autores também observaram a predominância da *Methanosaeta* sp.

As morfologias observadas nas amostras de lodo da segunda câmara do reator ABR foram semelhantes às observadas no primeiro reator. Verificou-se que houve presença de vários tipos morfológicos e com predominância das mesmas morfologias. Entretanto no ensaio 3, com TDH de 12 h no reator ABR, observou-se que houve seleção de alguns grupos microbianos tais como morfologias associadas a *Methanosaeta* sp., bacilos delgados, cocos e filamentos, conforme demonstrado na Figura 55.

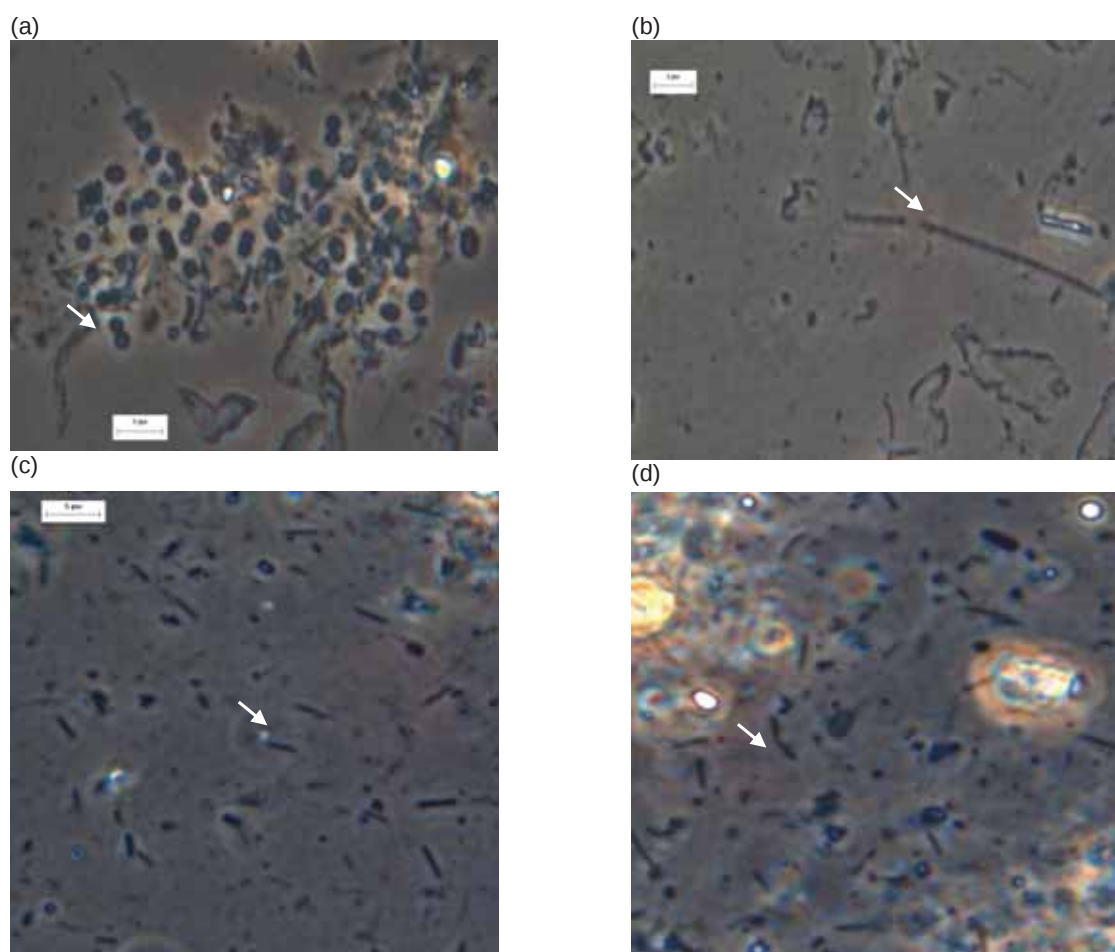


FIGURA 55. Microscopia de luz de amostras da manta do lodo presente nas câmaras 1 e 2 do reator ABR (medida em 5 μm): (a) cocos; (b) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a *Methanosaeta* sp.; (c) e (d) bacilos curvos e delgados

GOPALA KRISHNA et al. (2008), tratando águas residuárias sintéticas em reator ABR, em escala laboratorial, também observaram diferenças morfológicas das bactérias presentes nas seções, ou compartimentos, do reator ABR. No primeiro compartimento os autores observaram maior diversidade de bactérias filamentosas e cocos de diferentes tamanhos e formas, os quais foram associados com a etapa da hidrólise e com a produção de ácidos. Os autores observaram ainda a predominância de morfologias semelhantes a *Methanosaeta* sp. nos compartimentos 2 e 3, assim como na câmara 1 e 2 deste estudo, tratando águas residuárias de suinocultura.

TABELA 35. Frequência de microrganismos observada na manta de lodo na câmara 2 do reator ABR (C₂) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Morfologia	Ensaio			
	1	2	3	4
ARQUEIAS METANOGENICAS				
<i>Methanosaeta</i> sp.	++	++++	++++	++++
Bacilos fluorescentes	-	-	-	-
BACTÉRIAS				
Bacilos curvos	+	+++	+++	+++
Bacilos delgados	-	-	++++	+
Cocos	++++	++++	++++	++++
Filamentos	+	+	+++	++
EUCARIA				
Protozoários ciliados	-	-	-	-
Protozoários amebóides	-	-	-	-

(++++) predominantes, (+++) freqüentes, (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados

No início da operação do filtro aerado submerso, observou-se predominância de bacilos e cocos. Posteriormente, a composição da biomassa foi alterada, sendo observada alta diversidade morfológica, formada por bacilos, cocos, protozoários ciliados livre natantes, ciliados fixos, tecamebas e amebas sem tecas, conforme demonstrado na Figura 56.

TABELA 36. Frequência de microrganismos observada no biofilme do filtro aerado submerso (FAS) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Morfologia	Ensaio			
	1	2	3	4
ARQUEIAS METANOGENICAS				
<i>Methanosaeta</i> sp.	-	-	-	-
Bacilos fluorescentes	-	-	-	-
BACTÉRIAS				
Bacilos curvos	++	+	++	++
Bacilos delgados	-	-	+	+
Cocos	++++	+++	+++	+++
Filamentos	++	+	+++	++
EUCARIA				
Protozoários ciliados livre natantes	++	++++	+++	+++
Protozoários ciliados fixos	+	+++	++++	++++
Protozoários amebóides com teca	++++	+++	+++	++
Protozoários amebóides sem teca	++++	+++	++	++

(++++) predominantes, (+++) freqüentes, (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados

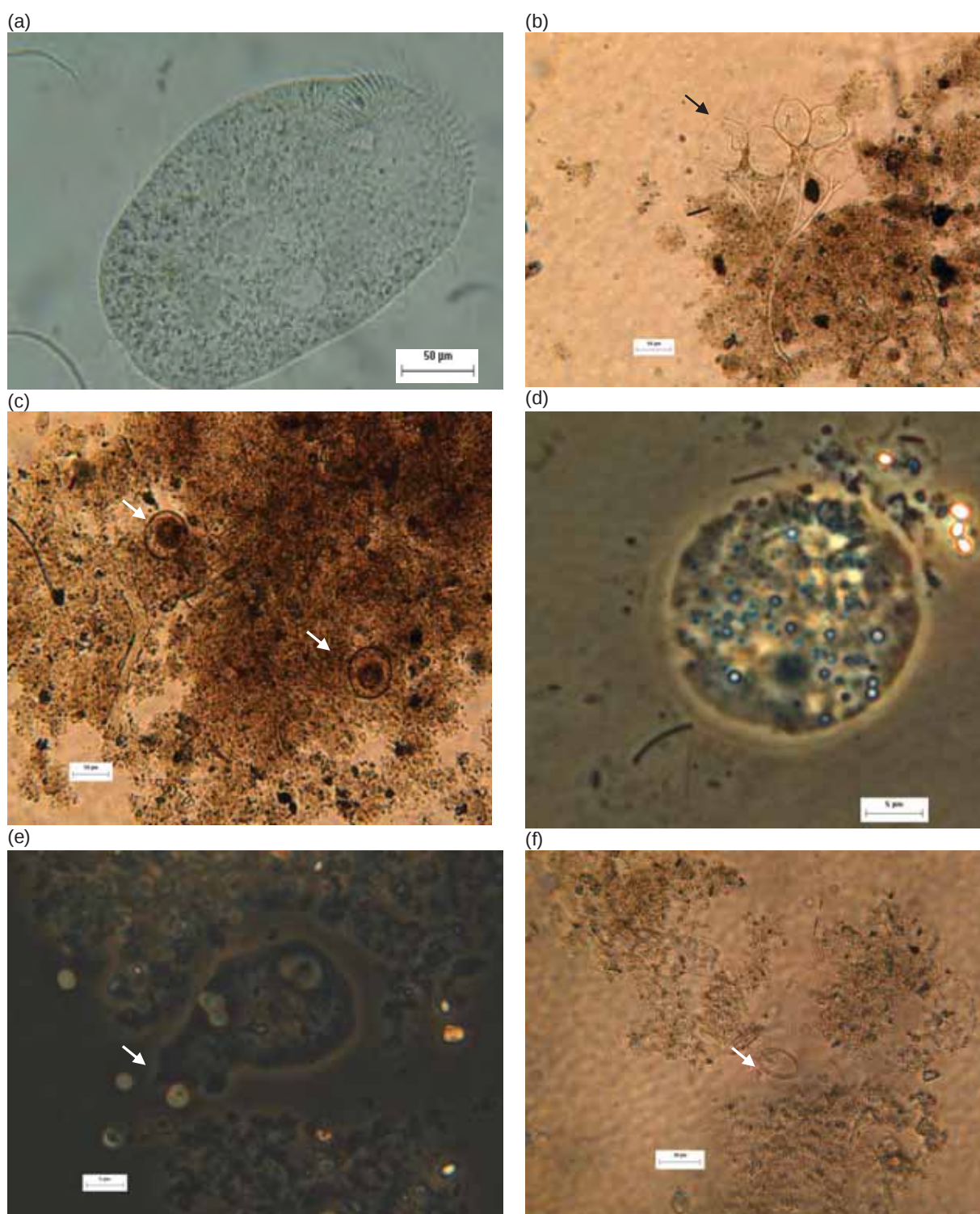


FIGURA 56. Microscopia de luz de amostras do biofilme presente no filtro aerado submerso: (a) protozoário ciliado livre natante – 50 μm (b) protozoários fixos – 50 μm (c) tecameba – 50 μm (d) e (e) ameba sem teca – 5 μm (f) tecameba – 30 μm

Conforme COSTA et al. (2003), abundância e biodiversidade elevadas sugerem um ambiente com menor grau de estresse e maior estabilidade. A operação do filtro aerado submerso, apesar do desprendimento de lodo, mostrou-se com alta capacidade de remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos e ocorrência de nitrificação.

Análises rotineiras da microbiota, em associação aos parâmetros operacionais físico-químicos, têm sido amplamente descritas como indicadoras do desempenho de sistemas de tratamento aeróbios (VAZOLLÉR, 1995; BENTO et al., 2005; OLIVEIRA et al., 2009). Segundo MADONI (1994) o número de espécies morfológicas reduzido é indicativo de menor eficiência no tratamento aeróbio em comparação a um sistema com maior diversidade de espécies. O autor observou ainda, que a comunidade microbiana sofreu modificações ao longo da operação dos sistemas de tratamento estudados, sendo observado no início do processo, predominância de protozoários livre natantes, e nos estágios seguintes de operação, protozoários ciliados fixos. Situações similares foram observadas nas morfologias presentes no biofilme do filtro aerado submerso neste estudo, como demonstrado nos ensaios 3 e 4, nas quais foi possível observar predominância de protozoários ciliados fixos.

BENTO et al. (2005), com base em um estudo microscópico realizado junto à ETE do tipo lodos ativados de aeração prolongada, no tratamento de esgoto doméstico, e aplicando-o como método de avaliação do sistema, concluíram que as remoções médias de 80% de DQO e 96% de $N-NH_4$ foram associadas à presença constante de protozoários, como *Arcella* sp., *Euglypha* sp. e *Aspidisca* sp.; e que a ocorrência destas espécies em frequências de 100% para as duas primeiras (tecamebas) e 95% para a última (ciliado predador de floco), respectivamente, indicaram alto grau de estabilidade biológica do sistema, alta idade do lodo, boas remoções de DBO_5 e condições de oxigenação favoráveis à nitrificação. ZHOU et al. (2008) avaliaram as características da microfauna e as relações com a performance de um sistema de lodos ativados. Os autores observaram que a presença de tecamebas foram correlacionadas às remoções de NT, N-amoniaco e sólidos suspensos, sendo indicadores de boa performance do sistema. Neste estudo, no filtro aerado submerso, com boas condições para a ocorrência de nitrificação e com elevados valores de eficiência de remoção de matéria

orgânica, foram observadas morfologias semelhantes às espécies citadas por BENTO et al. (2005) e por ZHOU et al. (2008), conforme demonstrado na Figura 56.

No reator USB anóxico foram observadas morfologias diversas, com predominância de cocos, protozoários ciliados fixos e protozoários amebóides com teca, principalmente nos ensaios 2 e 4.

TABELA 37. Frequência de microrganismos observada na manta de lodo do reator USB anóxico nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Morfologia	Ensaio			
	1	2	3	4
ARQUEIAS METANOGENICAS				
<i>Methanosaeta</i> sp.	++	++	-	-
Bacilos fluorescentes	-	-	-	-
BACTÉRIAS				
Bacilos curvos	+	-	-	-
Cocos	+++	++++	++	++++
Filamentos	++	+	+++	++
EUCARIA				
Protozoários ciliados livre natantes	++	++	++	++
Protozoários ciliados fixos	++	+++	++++	++++
Protozoários amebóides com teca	-	++++	+	+++
Protozoários amebóides sem teca	++	+	++	++

(+++++) predominantes, (++++) freqüentes, (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados

Segundo OLIVEIRA et al. (2009) a aplicação das relações da comunidade microbiana presente no lodo com as características das águas residuárias, e com as condições operacionais impostas ao sistema, podem ser obtidas com grande representatividade na ETE. Os dados podem ser adotados como parâmetro de controle adicional para as estações de tratamento, sendo necessário a avaliação de cada sistema de tratamento, frente às diferenças atribuídas quanto à operação e estrutura da comunidade microbiana. No presente estudo, a avaliação microbiológica do reator ABR, do filtro aerado submerso e do reator USB anóxico demonstram a grande diversidade morfológica encontrada no sistema de tratamento. O sistema anaeróbio, aeróbio e anóxico manteve-se, durante as 9 fases do experimento, estável e com elevados valores de eficiência de remoção de matéria orgânica, nutrientes e coliformes. Faz-se necessário estudos que priorizem a avaliação conjunta das análises microbiológicas

aos parâmetros físico-químicos, a fim de otimizar o processo de tratamento de águas residuárias de suinocultura em sistemas de tratamento biológicos.

4.11 Atividade específica da microbiota

Na Tabela 38 estão apresentados os valores médios da atividade específica da microbiota (AME) do lodo do inóculo aplicado ao reator ABR, das câmaras do reator ABR (C_1 e C_2), ao final dos ensaios 1 e 4, respectivamente. As curvas da produção de metano ao longo do tempo do ensaio estão apresentadas no item Anexo C.

As atividades hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica da microbiota do lodo do inóculo foram de 0,203; 0,128; 0,257; 0,030 e 0,023 mmol CH_4 (g SV h)⁻¹, respectivamente, evidenciando maior potencial da biomassa para a conversão de compostos intermediários, como propionato + butirato, em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio, ou seja a acetogênese.

TABELA 38. Valores médios das atividades hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica da microbiota, e da carga orgânica aplicada (S_0/X_0) no lodo do inóculo e das câmaras 1 e 2 do reator ABR ao final das fases 1 e 4.

Atividade			Hidrolítica	Acidogênica	Acetogênica	Metanogênica acetotrófica	Metanogênica hidrogenotrófica
Fonte			Amido	Glicose	Propionato + butirato	Acetato	Formiato
Ensaio	TDH		Mmol CH_4 (g SV h) ⁻¹				
-	-	Inóculo	0,203±0,02	0,128±0,02	0,257±0,08	0,030±0,005	0,023±0,004
	S_0/X_0		0,52	0,45	0,42	0,64	0,46
1	13,6	C_1	0,273±0,001	0,108±0,01	0,033±0,03	0,041±0,02	0,035±0,01
	S_0/X_0		0,61	0,56	0,52	0,42	0,52
	10,5	C_2	0,067±0,01	0,016±0,006	0,012±0,008	0,105±0,09	0,011±0,009
	S_0/X_0		0,56	0,51	0,52	0,47	0,51
4	6,8	C_1	0,098±0,04	0,110±0,002	0,205±0,09	0,053±0,002	0,096±0,06
	S_0/X_0		0,48	0,61	0,50	0,58	0,45
	5,2	C_2	0,014±0,02	0,080±0,05	0,149±0,002	0,097±0,01	0,137±0,005
	S_0/X_0		0,63	0,49	0,52	0,48	0,51

S_0/X_0 : (g DQO_{total} (g SV⁻¹); TDH: h

As cargas orgânicas (S_0/X_0) aplicadas no lodo coletado do inóculo variaram de 0,42 a 0,64 g DQO (g SV)⁻¹. No lodo da câmara 1 as cargas orgânicas aplicadas

variaram de 0,42 a 0,61 g DQO (g SV)⁻¹ e de 0,45 a 0,61 g DQO (g SV)⁻¹ ao final do ensaio 1 e 4, respectivamente. No lodo da câmara 2 as cargas orgânicas aplicadas variaram de 0,42 a 0,61 g DQO (g SV)⁻¹ e de 0,45 a 0,61 g DQO (g SV)⁻¹ ao final do ensaio 1 e 4, respectivamente. De acordo com CHO et al. (2005) os valores da relação S_0/X_0 devem ser mantidos próximos a 0,5, uma vez que valores menores poderiam diminuir a atividade da microbiota.

As atividades hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica da microbiota do lodo da câmara 1 do reator ABR, ao final do ensaio 1, foram de 0,273; 0,108; 0,033; 0,041 e 0,035 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente. Para a segunda câmara, os valores observados foram de 0,067; 0,016; 0,012; 0,105 e 0,011 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, ao final do ensaio 1, respectivamente. Tais valores podem evidenciar que a biomassa formada nas câmaras do reator ABR apresentaram diferenças em relação às atividades da microbiota, com predominância da atividade hidrolítica no lodo da primeira câmara do reator ABR, e da atividade metanogênica acetotrófica, utilizando como substrato o acetato, na segunda câmara.

Com relação as fontes de substrato utilizados para avaliar a atividade das populações de microrganismos presentes no lodo das câmaras 1 e do do reator ABR ao final do ensaio 4, observou-se que para o lodo da câmara 1, os maiores valores de AME foram de 0,205 e 0,110 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com o propionato + butirato e com a glicose, respectivamente, seguido de 0,098; 0,096 e 0,053 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com o amido, formiato e acetato, respectivamente. Com o lodo da câmara 2, os valores médios de AME foram de 0,149; 0,137; 0,097; 0,080 e 0,014 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, para os substratos propionato + butirato, formiato, acetato, glicose e amido, respectivamente. Comparando-se os valores da AME obtidos com o lodo das câmaras 1 e 2 do reator ABR ao final do ensaio 4, foi possível observar que no lodo da câmara 1 os valores de AME das atividades hidrolítica, acidogênica e acetogênica foram maiores do que as observadas na câmara 2. No entanto, para as atividades metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica foram observados maiores valores no lodo presente na câmara 2.

SANTANA (2008), tratando águas residuárias de suinocultura em reatores UASB em dois estágios (R1 e R2), seguidos de RBS, observou que a atividade metanogênica

específica do lodo dos reatores UASB foi mais elevada quando se utilizou o propionato + butirato como fonte de substrato, e quando os reatores foram operados com TDH de 28 e 11 h e SST afluyente de 5 g L^{-1} , atingindo valores de 0,443 a 0,206 $\text{mmol CH}_4 (\text{g SV h})^{-1}$ no R1 e R2, respectivamente. Neste estudo, com o TDH aplicado de 12 h no reator ABR, concentração do afluyente de 5 g L^{-1} , por meio da utilização do propionato + butirato, foi possível obter os maiores valores de AME, de 0,205 e 0,149 $\text{mmol CH}_4 (\text{g SV h})^{-1}$ na câmara 1 e câmara 2 do reator ABR, respectivamente, porém, inferiores aos observados por SANTANA (2008).

Os valores observados das atividades hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica da microbiota do lodo presente nas câmaras do reator ABR apresentaram diferenças, evidenciado a habilidade do reator compartimentado de separação das fases hidrolítica, acidogênica e metanogênica. Porém, faz-se necessária uma maior compreensão entre as populações microbianas presentes na biomassa das câmaras.

V. 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 bambu como material suporte e posteriormente com anéis de plástico de eletroduto corrugado) e o reator USB anóxico, nas condições operacionais impostas, permitiu a obtenção de elevados valores de eficiência de remoção de DQO, sólidos suspensos, nitrogênio total, fósforo total, metais como Cu e Zn e coliformes termotolerantes, possibilitando o tratamento de águas residuárias de suinocultura com alta concentração de matéria orgânica, de nutrientes e de coliformes;

A maior parte da remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos, macro e micronutrientes ocorreu no reator ABR, notadamente na primeira câmara. A utilização do filtro aerado submerso foi fundamental para a ocorrência de nitrificação, remoção de coliformes totais e termotolerantes. 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:

- Os valores de COV de 35,9 a 93,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹, aplicadas na primeira câmara do reator ABR, não foram limitantes para a obtenção de altas eficiências de remoção de DQO_{total} e de sólidos suspensos totais, com valores de 82 a 99% e de 75 a 93%, respectivamente para o reator ABR. Isto indica que o mesmo possui alta resistência a choques orgânicos, é estável frente às variações de SST do afluente e apresenta valores adequados à digestão anaeróbia em termos de pH e alcalinidades;

- Os valores observados das atividades hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica da microbiota do lodo presente nas câmaras do reator ABR apresentaram diferenças, sendo ao final do primeiro ensaio, observado maiores valores de AME com a utilização de amido para a

câmara 1, com $0,273 \text{ mmol CH}_4 (\text{g SV h})^{-1}$ e de acetato para a câmara 2, com $0,105 \text{ mmol CH}_4 (\text{g SV h})^{-1}$ evidenciado a habilidade do reator compartimentado de separação das fases hidrolítica, acidogênica e metanogênica. Ao final do quarto ensaio, os maiores valores observados foram de $0,205 \text{ mmol CH}_4 (\text{g SV h})^{-1}$ e de $0,149 \text{ mmol CH}_4 (\text{g SV h})^{-1}$ com a utilização de propionato + butirato, nas câmaras 1 e 2, respectivamente;

- a caracterização morfológica do lodo das câmaras do reator ABR por meio de microscopia de luz, indicou a predominância de microrganismos semelhantes a *Methanosaeta* sp., e morfologias de bacilos delgados, cocos e filamentos.

- O pós-tratamento, composto pelo filtro aerado submerso e reator USB anóxico, com COV aplicada de 6,6 a $20,5 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$, no filtro aerado submerso, permitiram, ao sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, a obtenção de altos valores de eficiências de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e de sólidos suspensos totais, com valores de 94 a 99%, para ambos parâmetros;

- Houve influência da condição de aeração (contínua e intermitente) frente aos diferentes materiais suporte utilizados como preenchimento do filtro aerado submerso (anéis de bambu e anéis de plástico de eletroduto corrugado), acarretando em valores baixos ou até mesmo negativos de eficiência de remoção de matéria orgânica e de nutrientes, principalmente para as fases na quais foram utilizados anéis de bambu como material suporte no FAS. 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, nutrientes e coliformes para o sistema anaeróbio, aeróbio e anóxico, aumentando a qualidade do efluente;

- A inclusão do pós-tratamento permitiu a obtenção de altos valores de eficiência de remoção para o sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico, de nitrogênio total, fósforo total, cobre, zinco, ferro, manganês e coliformes termotolerantes de 68 a 91%; de 62 a 88%; de 69 a 99%; de 56 a 94%; de 55 a 98%; de 67 a 97% e de 99,34 a 99,99%, respectivamente;

- As concentrações médias de Cu, Fe, Mn e Zn observadas no efluente do reator USB anóxico alcançaram padrão de lançamento de efluentes estabelecido pela CONAMA 357, que são de 1; 15; 1 e 5 mg L⁻¹, para Cu, Fe, Mn e Zn, respectivamente;

- Tomando-se por base os limites estabelecidos para coliformes termotolerantes pela Resolução CONAMA nº 357 (BRASIL, 2005), o efluente do FAS e do reator USB anóxico, durante as fases 3 e 8, alcançaram valores da ordem de 10³ NMP/100 mL, abaixo do limite estabelecido, de 4000 NMP/100 mL, para água doce em corpos d'água de classe 3, a qual pode ser utilizada para irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forragiculturas;

- Foi possível observar a atividade nitrificante e desnitrificante durante as fases de operação do FAS e do reator USB anóxico, confirmadas pela redução acentuada nos valores de NTK, N-am. e NT, diminuição dos valores de alcalinidade no filtro aerado submerso em virtude da conversão do N-am. onde uma grande quantidade de alcalinidade foi consumida, maiores valores de nitrito e nitrato no efluente do FAS, quando comparados aos valores observados no efluente do USB anóxico, no qual foi possível observar aumento nos valores de alcalinidade em razão da conversão de nitrato a nitrogênio gasoso resultando em um aumento de pH. Por meio de análises do biogás do reator USB anóxico, foi possível observar até 74% de N₂;

- a caracterização morfológica do biofilme do filtro aerado submerso por meio de microscopia de luz, indicou alta diversidade morfológica, formada por bacilos, cocos, protozoários ciliados livre natantes, ciliados fixos, tecamebas e amebas sem tecas, os quais podem estar associados à sistemas de tratamento biológico estáveis. Porém, faz-se necessário estudos que priorizem a avaliação conjunta das análises microbiológicas aos parâmetros físico-químicos, a fim de otimizar o processo de tratamento de águas residuárias de suinocultura em sistemas de tratamento biológicos;

Para efluentes com elevada carga orgânica, a combinação do processo anaeróbio, aeróbio e anóxico mostrou-se eficaz, revelando capacidade para suportar altas concentrações afluentes como observadas durante a operação do sistema de tratamento deste estudo, evidenciando que a adição do pós-tratamento aeróbio e

anóxico foi capaz de promover grandes vantagens para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

VI. REFERÊNCIAS

ABNT – Norma técnica ABNT/NBR 13969-97 - Projeto de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário, 1997.

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**, 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.

AHN, Y.T.; KANG, S.T.; CHAE, S.R.; LEE, C.Y.; BAE, B.U.; SHIN, H.S. Simultaneous high-strength organic and nitrogen removal with combined anaerobic upflow bed filter and aerobic membrane bioreactor, **Desalination**, v. 202, p. 114-121, 2007.

ALEXANDER, M. Nitrification. In: BARTHOLOMEW, W.V.; CLARK, F.E. (eds.) **Soil nitrogen**. Madison: American Society of Agronomy Inc.,p.307-342, 1965.

ALVES, R. G. C de M. **Tratamento e valorização de dejetos da suinocultura através de processos anaeróbios – operação e avaliação de diversos reatores em escala real**. 2007. 172 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

ANUALPEC 2010: anuário da pecuária brasileira. São Paulo: AgraFNP Consultoria e Comércio, 360 p., 2010.

APHA.AWWA.WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th, Washington, 1.569 p., 2005.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; SANTOS, M. de. L. F. dos.; MONTEGGIA, L. O. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 12, n. 2, p. 192-201, 2007.

AKARSUBASI, A. T.; ORHAN, I.; OZ, N. A.; KIRDAR, B.; INCE, B. K. Evaluation of performance, acetoclastic methanogenic activity and archaeal composition of full-scale UASB reactors treating alcohol distillery wastewaters. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 28-35, 2006.

BACHMANN, A. Comparison of fixed film reactors with a modified sludge blanket reactor. **Pollution Technology Review**, v.10, p. 384-402, 1983.

BALOGH, M. I., AKUNNA, J. C., COLLIER, P. J. The performance of a phase separated granular bed bioreactor treating brewery wastewater. **Bioresource Technology**, v. 98, p. 1849-1855, 2007.

BARBER, W.P.; STUCKEY, D. Metal bioavailability and trivalent chromium removal in ABR. **Journal Environmental Engineering**, v. 126, p.649-656, 2000.

BAYRAKDAR, A.; SAHINKAYA E.; GUNGOR, M.; UYANIK, S.; ATASOY, A. D. Performance of sulfidogenic anaerobic baffled reactor (ABR) treating acidic and zinc-containing wastewater. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 19, p. 4354-4360, 2009.

BENTO, A.P.; SEZERINO, P. H.; PHILIPPI, L. S.; REGINATTO, V.; LAPOLLI, F. R. Caracterização da microfauna em estação de tratamento de esgotos do tipo lodos ativados: um instrumento de avaliação e controle do processo. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 4, p. 329-338, 2005.

BERNET, N.; BÉLINE, F. Challenges and innovations on biological treatment of livestock effluents. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 5431–5436, 2009.

BODÍK, I.; KRATOCHVÍL, K.; GASPARIKOVÁ, E.; HUTNAN, M. Nitrogen removal in na anaerobic baffled filter reactor with aerobic post-treatment. **Bioresource technology**. v.86, p. 79-84, 2003.

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

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

BORTONE, G. Integrated anaerobic/aerobic biological treatment for intensive swine production. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 5424-5430, 2009.

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**. Brasília, 2005.

BRUNO, M.; OLIVEIRA, R. A. de. Tratamento anaeróbio de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios. **Engenharia Agrícola**, v.28, n.2, p.364-377, 2008.

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

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**, v. 155, p. 1-18, 2009.

CHENG J, LIU B. Nitrification/denitrification in intermittent aeration process for swine wastewater treatment. **Journal Environmental Engineering**, v. 127, p. 705–711, 2001.

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

CHERNICHARO, C. A. L. Post treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v.5, p. 73–92, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L.; NASCIMENTO, M. Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment, **Water Science Technology**, v. 44, n. 4, p. 221-228, 2001.

CHO, Y. T.; YOUNG, J. C.; JORDAN, J. A.; MOON, H. M. Factors affecting measurement of specific methanogenic activity. **Water Science Technology**, v. 52, n. 1-2, p. 435-440, 2005.

COLLERAM, E.; PENDER, S. Anaerobic biodegradability, methanogenic activity and toxicity test systems: defining the test conditions. In: WORKSHOP ON HARMONISATION OF ANAEROBIC BIODEGRADATION, ACTIVITY AND INHIBITION ASSAYS, 2002, Lago d'Orta-Italy. **Proceedings...**, Lago d'Orta-Italy: Jos Ligthart and Hans Nieman, 2002. p. 1-10.

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

COSTA, F. C.; RODRIGUES, F. A. M.; FONTOURA, G. A. T. ; CAMPOS, J. C.; SANT'ANNA JR., G. L.; DEZOTTI, M. Tratamento do efluente de uma indústria química pelo processo de lodos ativados convencional e combinado com carvão ativado. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 8, n. 4, p. 274-284, 2003.

DAUMER, M. L.; BÉLINE, F.; GUIZIOU, F. ; SPERANDIO, M. Effect of Nitrification on Phosphorus dissolving in a Piggery Effluent treated by a Sequencing Batch Reactor. **Biosystems Engineering**, v. 96, n. 4, p. 551-557, 2007.

DEL POZO, R.; DIEZ, V. Organic matter removal in combined anaerobic-aerobic fixed-film bioreactors. **Bwater Research**, v. 37, n. 15, p. 3561-3568, 2003.

DENG, L.; ZHENG, P.; CHEN, Z. Anaerobic digestion and post-treatment of swine wastewater using IC–SBR process with bypass of raw wastewater. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 965-969, 2006.

DENG, L.; ZHENG, P.; CHEN, Z.; MAHMOOD, Q. Improvement in post-treatment of digested swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 99, n.8, p. 3136-3145, 2008.

DIESEL, R. **Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos**. Boletim Informativo de Pesquisa – BIPERS. EMBRAPA Suínos e Aves e Extensão, n. 14, 30p. EMATER/RS, 2002.

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

DINÇER, A.; KARGI, F. Kinetics of sequential nitrification and denitrification processes. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 27, n. 1-2, p. 37-42, 2002.

DOMINGUES, L. M. **Sistema combinado filtro anaeróbio – biofiltro aerado submerso: avaliação da partida e da nitrificação de esgoto sanitário**. 2005. 166 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil – Saneamento ambiental) - Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo da Universidade Estadual de Campinas, 2005.

DOMINGUES, L. M; SECO, E.L.V.; NOUR, E. A. A. Partida de um sistema combinado filtro anaeróbio - biofiltro aerado submerso tratando esgoto sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, 2005, Campo Grande. **Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Campo Grande: ABES, p. 1-7, 2005.

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 I: Produção de metano e remoção de DQO e de sólidos suspensos. **Engenharia Agrícola**, v. 29, n.1, p. 122-134, 2009a.

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**, v. 29, n.1, p. 135-147, 2009b.

ELEENTER, D.; MILFERSTEDT, K.; ZHANG, W.; HAUSNER, M.; MORGENROTH, E. Influence of fetachment on substrate removal and microbial ecology in a heterotrophic autotrophic biofilm. **Water Research**, v. 41, p. 4657-4671, 2007.

ELMITWALLI, T.A., VAN LIER, J., ZEEMAN, G., LETTINGA, G. Treatment of domestic sewage at low temperature in a two-anaerobic step system followed by a trickling filter. **Water Science Technology**, v. 48, p. 199-206, 2003.

EMBRAPA. **Embrapa Suínos e Aves disponibiliza informações sobre dejetos suínos**. Disponível em: <http://www.embrapa.br/imprensa/noticias/2004/julho/bn.2004-11-25.2075871762/> acesso em:15 jun 2010.

ESCUDIÉ, R.; CONTE, T.; STEYER, J. P.; DELGENÉS, J. P. Hydrodynamic and biokinetic models of an anaerobic fixed-bed reactor. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 7, p. 2311-2323, 2005.

FAISAL, M., UNNO, H. Kinetic analysis of palm oil mill wastewater treatment by a modified anaerobic baffled reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 9, n.1, p. 25-31, 2001.

FAO. **Food and Agriculture Organization of the United Nations**. FAOSTAT FAO Statistical Database, 2007. Disponível em: <http://apps.fao.org>, Acesso em: 10 Dez 2010.

FENG, H. J., HU, L. F., SHAN, D. Effects of operational factors on soluble microbial products in a carrier anaerobic baffled reactor treating dilute wastewater. **Journal of Environmental Sciences**, v. 20, p. 690-695, 2008.

FENG, H.; HU, L.; MAHMOOD, Q.; QIU, C.; FANG, C.; SHEN, D. Anaerobic domestic wastewater treatment with bamboo carrier anaerobic baffled reactor. **International Biodeterioration e Biodegradation**, v. 62, p. 232-238, 2008.

FERNANDES, G. F. R. **Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2004. 135 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

FERNANDES, G. F. R.; OLIVEIRA, R. A. de. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de

águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.26, n.1, p. 243-256, 2006.

FERRAZ, F. M.; BRUNI, A. T.; BIANCHI, V. L. del. Performance of an anaerobic baffled reactor in treatment of cassava wastewater. **Brazilian Journal of Microbiology**, v. 40, n. 48-53, 2009.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: ABES, 2000. 1CD-ROM.

FIGUEIREDO, M. G.; DOMINGUES, V. B. **Microbiologia de Lodos Ativados**. CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. São Paulo: CETESB, 48 p. 1997.

FORESTI, E. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: VAN HAANDEL, A. C. et al. **Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap. 2, p. 31-35.

FRANCO, A.; ROCA, E.; LEMA, J. M. Granulation in high-load denitrifying USB pulsed reactor. **Water Research**, v. 40, p. 871-880, 2006.

GARBOSSA, L.H.P.; LAPA, K.R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E., Development and evaluation of a radial anaerobic/aerobic reactor treating organic matter and nitrogen in sewage, **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 22, p. 511–519, 2005.

GARZÓN-ZÚNIGA, M.; LESSARD, P., AUBRY, G., BUELNA, G. Nitrogen elimination mechanisms in an aerated peat biofilter treating pig manure. **Environmental Technology**, v. 26, p. 361-371, 2005.

GERARDI, M. H. **The microbiology of anaerobic digesters**. New Jersey: John Wiley e Sons, 2003. 130 p.

GILBERT, Y.; BIHAN, Y. L.; AUBRY, G.; VEILLETTE, A.; DUCHAINE, C.; LESSARD, P. Microbiological and molecular characterization of denitrification in biofilters treating pig manure. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 4495-4502, 2008.

GIZGIS, N.; GEORGIU, M.; DIAMADOPOULOS, E. Sequential anaerobic/aerobic biological treatment of olive mill wastewater and municipal wastewater, **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 81, p. 1563–1569, 2006.

GONÇALVES, R. F. ; ARAÚJO, V. L. ; CHERNICARO, C. A. Tratamento Secundário de Esgoto Sanitário Através da Associação em Série de Reatores UASB e Biofiltros Aerados Submersos. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 19, Foz do Iguaçu, 1997. **Anais**. Rio de Janeiro, ABES, 1997, p. 450-461.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; ALÉM SOBRINHO,P.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. in: CHERNICARO, C.A.L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001. Cap.4. p. 171-271.

GOPALA KRISHNA, G. V. T.; KUMAR, P.; KUMAR, P. Treatment of low strength complex wastewater using an anaerobic baffled reactor (ABR). **Bioresource Technology**, v. 99, n. 17, p. 8193-8200, 2008.

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

GRAY, N.F. **Biology of wastewater treatment**, Imperial College Press, Second Edition, London, 2004.

GROVER, R.; MARWAHA, S. S.; KENNEDY, J. F. Studies on the use of an anaerobic baffled reactor for the continuous anaerobic digestion of pulp and paper mill black liquors. **Process Biochemistry**, Oxford, v. 34, p. 653-657, 1999.

GRUNDITZ, C., DALHAMMAR, G. Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of Nitrosomonas and Nitrobacter. **Water Research**, v. 35, n. 2, pp. 433-440, 2001.

HAGOPIAN, D.S.; RIDLEY, G.J. A closer look at bacteriology nitrification. **Aquacultural Engineering**, v.18, p.223-244, 1998.

HAIT, S.; MAZUMDER, D. Performance evaluation of an aerobic biofilter with high organics containing synthetic wastewater. **International Journal of Environment and Pollution**, v. 37, n. 2-3, p. 141-149, 2009.

HENZE, M. **Wastewater treatment: biological and chemical processes**. 2.ed. Berlim: Springer Verlag. 383p., 1997.

HIRAKAWA, C.; PIVELI, R. P.; ALÉM SOBRINHO, P. Biofiltro Aerado Submerso aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB – estudo em escala piloto com esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 7, n. 1 e 2, p. 82-94, 2002.

HO, J.; SUNG, S. Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBR) treating synthetic municipal wastewater. **Bioresource Technology**, v. 101, p. 2191-2196, 2010.

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

HUANG, J. S.; WU, C. S.; CHEN, C. M. Microbial activity in a combined UASB activated sludge reactor system. **Chemosphere**, v. 61, n. 7, p. 1032–1041, 2005.

HWANG, K.; SONG, M.; KIM, W.; KIM, N.; HWANG, S. Effects of prolonged starvation on methanogenic population dynamics in anaerobic digestion of swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 1, s. 1, p. S2–S6, 2010.

HYARIC, R. L.; CHARDIN, C.; BENBELKACEM, H.; BOLLON, J. BAYARD, R. ESCUDIÉ, R.; BUFFIÉRE, P. Influence of substrate concentration and moisture content on the specific methanogenic activity of dry mesophilic municipal solid waste digestate spiked with propionate. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 2, p. 822-827, 2010.

IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Pesquisa Pecuária Municipal**. Disponível em: <<http://www.sidra.ibge.gov.br>>. Acesso em: 21.dez. 2010.

ISIK, M.; SPONZA, D. T. Anaerobic/aerobic treatment of a simulated textile wastewater. **Separation and Purification Technology**, v. 60, p. 64–72, 2008.

JENKINS, S. R.; MORGAN, J. M.; SAWYER, C. L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration . **Journal Water Pollution Control Federal**, Alexandria, v. 55, n. 5, p. 448-453, 1983.

JI, G. D.; SUN, T. H.; NI, J. R.; TONG, J. J. Anaerobic baffled reactor (ABR) for treating heavy oil produced water with high concentrations of salt and poor nutrient. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 1108-1114, 2009.

JIANG, W.Z., KITAMURA, Y., LI, B. Improving acidogenic performance in anaerobic degradation of solid organic waste using a rotational drum fermentation system. **Bioresource Technology**, v. 96, p. 1537-1543, 2005.

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**, v. 42, p. 764-772, 2007.

KARAKASHEV, D.; SCHMIDT, J.E.; ANGELIDAKI, I. Innovative process scheme for removal of organic matter, phosphorus and nitrogen from pig manure. **Water Research**, v. 42, p. 4083-4090, 2008.

KUNZ, A.; MIELE, M.; STEINMETZ, R.L.R. Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 5485-5489, 2009.

KUSÇU, O. S.; SPONZA, D. T. Performance of anaerobic baffled reactor (ABR) treating synthetic wastewater containing *p*-nitrophenol. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 36, p. 888-895, 2005.

KUSÇU, Ö. S., SPONZA, D. T. Treatment efficiencies of a sequential anaerobic baffled reactor (ABR)/completely stirred tank reactor (CSTR) system at increasing *p*-nitrophenol and COD loading rates. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 1484-1492, 2006.

KUSÇU, Ö. S., SPONZA, D. T. Effects of nitrobenzene concentration and hydraulic retention time on the treatment of nitrobenzene in sequential anaerobic baffled reactor (ABR)/continuously stirred tank reactor (CSTR) system. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 2162–2170, 2009.

LANSING, S.; MARTIN, J. F.; BOTERO, A. B.; SILVA, T. N. da.; SILVA, E. D. da. Wastewater transformations and fertilizer value when co-digesting differing ratios of swine manure and used cooking grease in low-cost digesters. **Biomass and bioenergy**, v. 34, p. 1711-1720, 2010.

LI, Y. Z.; HE, Y. L.; OHANDJA, D.G.; JI, J.; LI, J.F.; ZHOU, T. Simultaneous nitrification–denitrification achieved by an innovative internal-loop airlift MBR: Comparative study. **Bioresource Technology**. v. 99, n.13, p. 5867-5872, 2008.

LIM, S. J.; FOX, P. A kinetic evaluation of anaerobic treatment of swine wastewater at two temperatures in a temperate climate zone. **Bioresource Technology**. v. 102, n.4, p. 3724-3729, 2011.

LIU, H.; YANG, C.; PU, W.; ZHANG, J. Removal of nitrogen from wastewater for reusing to boiler feed-water by an anaerobic/aerobic/membrane bioreactor, **Chemical Engineering Journal**, v. 140, p.122–129, 2008.

LIU, X. L., REN, N. Q., WAN, C. L. Hydrodynamic characteristics of a four compartment periodic anaerobic baffled reactor. **Journal of Environmental Sciences**, v. 19, p. 1159-1165, 2007.

LUO, A.; ZHU, J.; NDEGWA, P. M. Removal of Carbon, Nitrogen, and Phosphorus in Pig Manure by Continuous and Intermittent Aeration at Low Redox Potentials. **Biosystems Engineering**, v. 82, n.2, p. 209-215, 2002.

LUZIA, M. R.; CAMPOS, J. C.; FERREIRA, J. A.; FRANCO, R. S. O.; BARBOSA, W. F.. Utilização de filtros aeróbios em escala de laboratório para o tratamento de lixiviado do aterro metropolitano de Gramacho. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 23, 2005, Campo Grande. **Anais...** Campo Grande: ABES. CD ROOM.

MADONI, P. A sludge biotic index (SBI) for the evaluation of the biological performance of activated sludge plants based on the microfauna analysis. **Water Research**, v. 28, n. 1, p. 67-75, 1994.

MAGRI, M. E.; SEZERINO, P. H.; PHILIPPI, L. S. Aplicação de biofiltros aerados submersos com os meios suportes: cascas de ostras e tampas de polietileno, no pós-

tratamento de efluentes de um tanque séptico. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 24, 2007, Belo Horizonte. **Anais do 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Belo Horizonte: ABES, 2007. p. 1-11.

MANARIOTIS, I. D.; GRIGOROPOULOS, S. G. Low-strength wastewater treatment using an anaerobic baffled reactor. **Water Environmental Research**, v. 74, p. 170–176, 2002.

MARIM, J.; KENNEDY, K. J. Characterization of an anaerobic baffled reactor treating dilute aircraft de-icing fluid and long term effects of operation on granular biomass. **Bioresource Technology**, v. 101, p. 2217–2223, 2010.

MASCARENHAS, L. C. A.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, A. L. Avaliação do desempenho 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.

MASSE, D. I.; CROTEAU, F.; MASSE, L. The fate of crop nutrients during digestion of swine manure in psychrophilic anaerobic sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 98, n. 15 p. 2819–2823, 2007.

METCALF e EDDY. **Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse**. New York: McGraw-Hill, 1334 p, 2003.

MINO, T.; VANLOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. **Water Research**, v. 32, n.11, p. 3193-3207, 1998.

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 Environmental Microbiology**, v. 71, p.8565–8572, 2005.

MOTTA, E.J.; Silva, E.; Bustillos, A.; Padron, H.; Luque, J. Combined anaerobic/aerobic secondary municipal wastewater treatment: pilot-plant demonstration of the UASB/aerobic solids contact system. **Journal of Environmental Engineering**, v. 133, n. 3, p. 397-403, 2007.

MUNGRAY, A. K.; PATEL, K. Coliforms removal in two UASB + ASP based systems. **International Biodeterioration e Biodegradation**, v. 65, n. 1, p. 23-28, 2011.

NASCENTES, A. L.; ROQUE, O. C. Otimização de sistema UASB + Filtro Biológico em escala reduzida tratando esgotos sanitários. (2003). In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 22, 2003, Joinville. **Anais do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Joinville: ABES, 2003. p. 1-7.

NDEGWA, P. M.; HAMILTON, D. W. B.; LALMAN, C. J. A.; CUMBA, D. H. J. Effects of cycle-frequency and temperature on the performance of anaerobic sequencing batch reactors (ASBRs) treating swine waste. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 99, n. 6, p. 1972–1980, 2008.

OLIVEIRA, G. S. S.; ARAÚJO, C. V. de M.; FERNANDES, J. G. S. Microbiologia de sistema de lodos ativados e sua relação com o tratamento de efluentes industriais: a experiência da Cetrel. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.14, n.2, p.183-192, 2009.

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

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.; DUDA, R. M.; LONGARESSI, R. H. Reatores UASB em dois estágios seguidos de reator seqüencial em batelada aeróbio para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. In. TALLER Y SIMPÓSIO LATINO AMERICANO DE DIGESTION ANAERÓBIA, 9, 2008, Isla de Pascoa, Chile. **Anais...**Isla de Pascoa: IWA, 2008. p. 898-903.

ORTIGARA, A. R. C. **Caracterização do efluente de uma vinícola na região do Vale do Rio do Peixe/SC e avaliação do seu tratamento por biofiltro aerado submerso.**

140 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

PADMASIRI, S. I.; ZHANG, J.; FITCH, M.; NORDDAHL, B.; MORGENROTH, E.; RASKIN, L. Methanogenic population dynamics and performance of an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating swine manure under high shear conditions. **Water Research**, v. 4, n. 1, p. 134-144, 2007.

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

PERDOMO, C. C. **Alternativas para o Manejo e Tratamento de Dejetos de Suínos.**

2001. Disponível em: <www.cnpsa.embrapa.br/?/artigos/2001/artigo-2001-no19.html;ano-2001>. Acesso em: 25.set.2005.

PEREIRA, B. D.; MAIA, J. C. S.; CAMILOT, R. Eficiência técnica na suinocultura: efeito dos gastos com o meio ambiente e da renúncia fiscal. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, Campina Grande, v.12, n.2, p.200-204, 2008.

PILLAY, S.; FOXON, K. M.; BUCKLEY, C. A. An anaerobic baffled reactor/membrane bioreactor (ABR/MBR) for on-site sanitation in low income areas. **Desalination**, v. 231, n. 1-3, p. 91-98, 2008.

PRADO, N.; OCHOA, J.; AMRANE, A. Zero nuisance piggeries: long-term performance of MBR (membrane bioreactor) for dilute swine wastewater treatment using submerged membrane bioreactor in semi-industrial scale. **Water Research**, v. 43, p. 1549-1558, 2009.

QI, R.; YANG, K.; YU, Z. Treatment of coke plant wastewater by SND fixed biofilm hybrid system. **Journal of Environmental Sciences**. v. 19, n. 2, p.153-159, 2007.

RAJAGOPAL, R.; ROUSSEAU, P.; BERNET, N.; BÉLINE, F. Combined anaerobic and activated sludge anoxic/oxic treatment for piggery wastewater. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 3, p. 2185-2192, 2011.

RAMIREZ, O. P.; ANTUNES, R. M.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Filtro anaeróbio utilizado como pós-tratamento de um reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) para dejetos de suinocultura. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 10, n. 3, p.339-346 , 2004.

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**, v. 253, n. 1-3, p. 141-146, 2010.

REN, T.T.; MU, Y.; NI, B. J. ; YU, H. Q. Hydrodynamics of upflow anaerobic sludge blanket reactors. **AIChE Journal**, v. 55, n. 2, p. 516-528, 2009.

RIBAS, M. M. F.; BORGES, A.C.; FORESTI, E. Avaliação do uso de reatores anaeróbios em batelada no tratamento de águas residuárias de atividades agropecuárias. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, CONBEA, 33., 2004, São Pedro-SP. **Resumos...** São Pedro: SBEA, 2004. 1 CD- ROM.

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

RÔLO, M. C. **Pós-tratamento de reator UASB utilizando filtro biológico aerado submerso**. 2003. 200 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil – Hidráulica e Sanitária) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2003.

ROZZI, A.; REMIGI, E. Methods of assessing microbial activity and inhibition under anaerobic conditions: a literature review. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 3, p. 93-115, 2004.

RUIZ, G.; JEISON, D.; CHAMY, R. Development of denitrifying and methanogenic activities in USB reactors for treatment of wastewater: effect of COD/N ratio. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 1338-1342, 2006.

SANCHEZ, E. P.; BORJA, R.; TRAVIESO, L.; MART, A.; COLMENAREJO, M. F. Effect of organic loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary upflow anaerobic sludge bed reactor treating piggery waste. **Bioresource Technology**, Barking, v.96, 335–344, 2005.

SANTANA, A. M. de **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. 103 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

SANTANA, A. M. de; OLIVEIRA, R. A. de. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.25, n.3, p.817-830, 2005.

SANTANA, A. M. de; OLIVEIRA, R. A. de. Pós-tratamento em reatores em batelada seqüencial aeróbio de águas residuárias de suinocultura tratadas em reatores UASB. In: TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 9., 2008, **Proceedings...** Isla de Pascoa: International Water Association-IWA, 2008. CD Room.

SANTANA, A. M. de; DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. de. Desempenho e atividade da microbiota de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em dois estágios, tratando águas residuárias de suinocultura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte: ABES, 2007. 1CD-ROM.

SANTOS, A. S. P.; VOLSCHAN JR, I.; JORDÃO, E. P.; AZEVEDO, J. P. S. Desempenho de filtro biológico percolador segundo dois diferentes meios suportes plásticos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande. **Anais...** Campo Grande: ABES. CD ROOM.

SANTOS, A. C. dos. **Tratamento de águas resduárias 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.

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.

SARITPONGTEERAKA, K., CHAIPRAPAT, S. Effects of pH adjustment by parawood ash and effluent recycle ratio on the performance of anaerobic baffled reactors treating high sulfate wastewater. **Bioresource Technology**, v. 99, n.18, p. 8987-8994, 2008.

SEITENFUS, N.; ORTIGARA, A. R. C.; BENTO, A. P.; SCARATTI, D.; SEZERINO, P. H. Biofiltro aerado submerso como alternativa de tratamento do efluente do Núcleo Biotecnológico da Unoesc *Campus* de Videira. **Evidência**, Joaçaba, v. 7, n. 1, p. 25-36, 2007.

SCHMIDT, E. L. e BELSER, L. W. **Nitrifying Bacteria**, In: Methods of Soil Analysis-Chemical and Microbiological Properties, Number 9, Part 2, 2^a Ed., 1027-1042, Wisconsin, EUA, 1982.

SHE, Z.; ZHENG, X.; YANG, B.; JIN, C.; GAO, M. Granule development and performance in sucrose fed anaerobic baffled reactors. **Journal of Biotechnology**, v. 122, p. 198–208, 2006.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. Reator compartimentado anaerobio/aerobio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 9, n. 2, p. 268-275, 2005.

SINGH, S. P., PRERNA, P., Review of recent advances in anaerobic packed-bed biogas reactors. **Renew Sustain Energy Reviews**. p.1-7, 2008.

SINGH, S.; HABERL, R.; MOOG, O.; SHRESTHA, R. R.; SHRESTHA, P.; SHRESTHA, R. Performance of an anaerobic baffled reactor and hybrid constructed wetland treating high-strength wastewater in Nepal - A model for DEWATS. **Ecological Engineering**, v. 35, p. 654-660, 2009.

SONG, M.; SHIN, S. G.; HWANG, S. Methanogenic population dynamics assessed by real-time quantitative PCR in sludge granule in upflow anaerobic sludge blanket treating swine wastewater. **Bioresource technology**, v. 101, p. 523-528, 2010.

SOUSA, D.Z., PEREIRA, M.A., SMIDT, H., STAMS, A.J.M., ALVES, M.M. Molecular assessment of complex microbial communities degrading long chain fatty acids in methanogenic bioreactors. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 60, p. 252-265, 2007.

SPONZA, D. T.; ULUKÖY, A. Treatment of 2,4-dichlorophenol (DCP) in a sequential anaerobic (upflow anaerobic sludge blanket) aerobic (completely stirred tank) reactor system, **Process Biochemistry**, v. 40, p. 3419–3428, 2005.

STEIL, L. **Avaliação do uso de inoculo na biodigestão anaeróbia de resíduos de aves de postura, frango de cortes e suínos**. 2001. 109 f. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia) - Instituto de Química, Universidade Estadual Paulista, Araraquara, 2001.

STEIL, L. **Avaliação da Atividade Microbiana Anaeróbia Metanogênica na Lagoa de Estabilização Anaeróbia da Estação de Tratamento de Esgotos Sanitários do Município de Cajati, Vale do Ribeira de Iguape, Estado de São Paulo**. 2007. 291 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

STOODLEY, P.; SAUER, K.; DAVIES, D. G.; COSTERTON, J. W. Biofilms as complex differentiated communities. **Annual Review of Microbiology**, Palo Alto, v. 56, p. 186-209, 2002.

SUINO. **Remoção de nitrogênio em dejetos de suínos**. Disponível em: <http://www.suino.com.br/meioambiente/noticia.asp?pf_id=24083&dept_id=8>. Acesso em: 02.abr.06.

TABATABAEI, M.; RAHIMC, R. A.; ABDULLAH, N.; WRIGHT, A. G.; SHIRAI, Y.; SAKAI, K.; SULAIMAN, A.; HASSAN, M. A. Importance of the methanogenic archaea populations in anaerobic wastewater treatments. **Process Biochemistry**, v. 45, p. 1214-1225, 2010.

TAWFIK, A., KLAPWIJK, A., EL-GOHARY, F., LETTINGA, G. Potentials of using a rotating biological contactor (RBC) for post treatment of anaerobically pretreated domestic wastewater. **Biochemical Engineering Journal**, v. 25, p. 89-98, 2005.

TRITT, W.P., ZADRAZIL, F., MENGEHARTMANN, U., SCHWARZ, S. Bamboo as a support material in anaerobic reactors. **World Journal of Microbiology e Biotechnology** v.9, n.2, p.229-232, 1993.

TURCOTTE, V. ; BLAIS, J.F. ; MERCIER, G. ; DROGUI, P. Use of cocoa shells as biofiltration support for the treatment of effluents from the food industry. **Canadian Journal of Civil Engineering**, v. 36, p. 1059-1070, 2009.

UNESP - UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA. Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias. Departamento de Ciências Exatas. Estação Agroclimatológica. Disponível em <www.fcav.unesp.br/estacao> Acesso em out de 2010.

URBINATI, E., OLIVEIRA, R. A. DE. Efeito das cargas hidráulica e orgânica volumétrica no desempenho de reatores UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura. In: TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 9., 2008, Isla de Pascua. **Proceedings...**Isla de Pascua, Chile, p. 952-956, 2008.

UYANIK, S.; SALLIS P. J., ANDERSON G.K. The effect of polymer addition on granulation in an anaerobic baffled reactor (ABR). Part 1: process performance. **Water Research**, v.36, p. 933–943, 2002.

VAN DER BERG, L.; LENTZ, C. P.; ATHEY, R. J.; ROOKE, E. A. Assessment of ethanogenic activity in anaerobic digestion: Apparatus and method. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 16, n. 11, p. 1459-1469, 1974.

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

VANOTTI A, M. B.; PATRICIA, D.; MILLNER, PATRICKG. HUNT A, APREL Q. ELLISON. Removal of pathogen and indicator microorganisms from liquid swine manure in multi-step biological and chemical treatment. **Bioresource Technology**, v. 96, n. 2, p. 209–214, 2005.

VAZOLLER, R. F. Sub-capítulo: **Microbiologia e Saneamento Ambiental**, Capítulo Diversidade Microbiana e Desenvolvimento Sustentável - Livro PADCT - Biodiversidade: perspectivas e oportunidades tecnológicas, 1995.

VICTORIA, J. A. R. **Filtro biológico aeróbio-anóxico para a remoção e nitrogênio de efluentes de reator UASB**. 2006. 146 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VIRKUTYTE, J.; ROKHINA, E.; LENS, P.; VEERIAH, J. The effect of electrodialytic treatment and Na₂H₂EDTA addition on methanogenic activity of copper-amended anaerobic granular sludge: Treatment costs and energy. **Bioresource Technology**, doi:10.1016/j.biortech.2010.10.067, 2010.

VON SPERLING, M., CHERNICHARO, C.A.L. **Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions**. IWA Publishing, 2005.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias Vol. I. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, DESA-UFMG, 2ª edição. 243 p., 1996.

VU, T. K. V.; TRAN, M. T. ; DANG, T. T. S. A survey of manure management on pig farms in Northern Vietnam. **Livestock Science**, v. 112, p. 288–297, 2007.

WAKI, M.; YOKOYAMA, H.; OGINO, A.; SUZUKI, K.; TANAKA, Y. Nitrogen removal from purified swine wastewater using biogas by semi-partitioned reactor. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 13, p. 5335-5340, 2008.

WANG, J., HUANG, Y., ZHAO, X. Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor. **Bioresource Technology**, v. 93, n. 2, p. 205-208, 2004.

WARD, A.J.; HOBBS, P.J.; HOLLIMAN, P.J.; JONES, D.L. Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 7928-7940, 2008.

WEI, X. M.; LIN, C.; DUAN, N.; PENG, Y. X.; YE, Z. Y. Application of aerobic biological filter for treating swine farms wastewater. International Society for Environmental Information Sciences 2010 Annual Conference (ISEIS). **A Procedia Environmental Sciences**, v. 2, p. 1569-1584, 2010.

WEISSENBACHER, N.; LODERER, C.; LENZ, K.; MAHNIK, S. N.; WETT, B.; FUERHACKER, M. NO_x monitoring of a simultaneous nitrifying–denitrifying (SND) activated sludge plant at different oxidation reduction potentials. **Water Research**, v. 41, n. 2, p. 397-405, 2007.

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

XIAOHUA. W.; LI, J. Influence of using household biogas digesters on household energy consumption in rural areas e a case study in Lianshui County in China. **Renewable Sustainable Energy Reviews**, v. 9, n. 2, p. 229-236, 2005.

ZHANG, Y.; YAN, L.; QIAO, X.; CHI, L.; NIU, X.; MEI, Z.; ZHANG, Z. Integration of biological method and membrane technology in treating palm oil mill effluent, **Journal of Environmental Sciences**, v. 20, p. 558–564, 2008.

ZHENG, B.; LONG, T. Transformation of phosphorus in intermittent aerated biofilter under aerobic continuous feeding with long backwashing intervals. **Journal of Hazardous Materials**, v. 156, p. 267-276, 2008.

ZHOU, K.; LIU, B.; CAO, H. Characteristics of microfauna and their relationships with the performance of an activated sludge plant in China. **Journal of Environmental Sciences**, v. 20, p. 482-486, 2008.

ZHU, G.; JIAN-ZHENG, L.; WU, P.; HUI-SHENG, J.; WANG, Z. The performance and phase separated characteristics of an anaerobic baffled reactor treating soybean protein processing wastewater. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 17, p. 8027-8033, 2008.

ZHU, N. W. Effect of low initial C/N ratio on aerobic composting of swine manure with rice straw. **Bioresource Technology**, v. 98, p. 9-13, 2007.

ANEXO A – Metodologia utilizada na determinação do biogás

A produção de biogás foi determinada pelo volume produzido diariamente no período diurno, medindo-se o deslocamento vertical dos gasômetros e multiplicando-se pela área da seção transversal interna. Após cada leitura os gasômetros foram zerados, descarregando-se todo o gás neles armazenados. Mediu-se a temperatura do biogás nos horários de determinações da produção, introduzindo-se a haste metálica do sensor de aparelho portátil, nos gasômetros pela mangueira de saída do biogás. Foram realizadas análises cromatográficas para a determinação dos teores de metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂) presentes no biogás produzido nos reatores. As amostras foram obtidas conforme descrito por SANTANA (2008) e as análises foram realizadas em cromatógrafo Finigan GC-9001 com detector de condutividade térmica (TCD) e colunas “Poropack Q” (3 m x 1/8”) e peneira molecular. Os gás de arraste foi o hidrogênio com vazão de 35 mL min⁻¹.

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

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

Na qual,

V₀ = volume corrigido do biogás;

P₀ = pressão corrigida do biogás (10332,72 mm H₂O);

T₀ = temperatura corrigida do biogás, em K;

V₁ = volume do biogás nas condições de leitura (área do gasômetro multiplicada pela Leitura)

P₁ = pressão do biogás no gasômetro, em mm H₂O (pressão atmosférica do local + pressão interna do gasômetro);

T₁ = temperatura do biogás no instante de leitura, em K.

ANEXO B – Procedimentos e metodologias adotados na execução dos exames microbiológicos

B1 – Atividade específica da microbiota do lodo (hidrolítica, acidogênica, acetogênica e metanogênica).

O ensaio da atividade da microbiota do lodo baseou-se nas metodologias utilizadas por CHERNICHARO (1997), OLIVEIRA (1997), STEIL (2001) e SANTANA (2004).

O ensaio consistiu na determinação, por cromatografia de fase gasosa, das concentrações do metano presentes no biogás produzido e acumulado no volume livre (headspace) dos frascos-reatores de 500mL.

Adicionaram-se nos frascos reatores substratos orgânicos específicos: amido, glicose, propionato + butirato de sódio, acetato de sódio e formiato de sódio, os quais permitiram a determinação da atividade hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica, respectivamente, do lodo.

Nos frascos reatores foram adicionados 300 mL do lodo anaeróbio com sólidos voláteis (SV) em torno de 5 g L⁻¹. O lodo foi aclimatado às condições de temperatura do ensaio (30°C) por 24 horas, sem agitação. Após, às 24 h, fluxionou-se gás nitrogênio como padrão interno gasoso a fim de minimizar possíveis erros decorrentes da retirada de gás nas amostragens e para a purga do oxigênio contida nos frascos reatores. Em seguida, foram adicionados individualmente como fontes de substrato o amido, a glicose, o propionato + butirato de sódio, o acetato de sódio e o formiato de sódio na concentração de 2,5 g DQO L⁻¹ em cada frasco reator. As cargas orgânicas testadas no lodo dos frascos-reatores foram de 0,5 g DQO (g SV)⁻¹ para cada amostra de lodo e cada substrato orgânico utilizado, conforme recomendado por CHO et al. (2005).

A atividade basal do lodo foi medida em frascos controle (sem adição de qualquer fonte de substrato).

O monitoramento da concentração de metano foi realizado, utilizando cromatógrafo de fase gasosa (Finigan GC-2001), usando coluna Q Porapak, H₂ como gás de arraste e detector de condutividade térmica.

Uma reta padrão (Figura 57) para o metano foi estabelecida a fim de que as áreas de metano obtidas nos cromatogramas fossem convertidas para concentração de metano (mmol CH₄). Para tanto, foram injetados diferentes volumes de metano. Considerando-se que 1 mol de CH₄ corresponde a 22,4 L de metano na CNTP, e que os volumes injetados são conhecidos, pode-se estabelecer a relação entre a área cromatográfica e a concentração de metano. A partir desses dados, traçou-se um gráfico de áreas de metano em função da concentração de metano em mmoles. Ajustando-se esses pontos pelo método da regressão linear, obteve-se a equação da reta que foi utilizada para a conversão dos dados.

A equação da reta obtida foi: $Y = 3.000.000 X - 10.269$, onde X = mmol de CH₄ e Y = área cromatográfica.

A atividade metanogênica aparente (AMA) foi obtida por meio de uma curva com os valores de produção de metano em função do tempo do ensaio. Os resultados experimentais foram ajustados à sigmóide de Boltzmann por meio do software micronal Origin 6.0. A partir desta curva, determinou-se o coeficiente angular da reta da fase logarítmica da curva, a qual representa a atividade metanogênica. Dividindo-se este valor pela concentração de biomassa de cada frasco-reator (g SV), obteve-se a atividade metanogênica específica aparente (AMA).

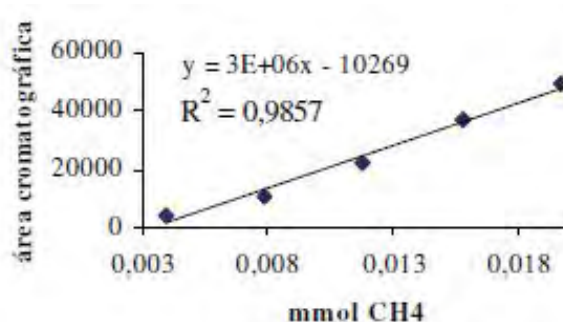


FIGURA 57. Reta padrão para o metano (mmol CH₄ versus área cromatográfica)

A atividade metanogênica específica (AME) foi calculada, subtraindo-se da AMA dos frascos reatores que receberam as fontes de substratos a AMA do frasco reator

controle. Como os ensaios foram realizados em duplicata, para a obtenção da AME utilizou-se a média das atividades dos dois frasco.

Foram determinados os SV de cada frasco reator logo após o término dos ensaios. Para o cálculo da AMA e a determinação das cargas orgânicas aplicadas no lodo (S_o/X_o), utilizou-se o valor médio das concentrações inicial e final dos SV presentes nos frascos reatores.

B2 – Número mais provável de bactérias nitrificantes oxidadoras de amônia e de nitrito; e de bactérias heterotróficas e desnitrificantes.

As estimativas do número mais provável (NMP) de bactérias nitrificantes, desnitrificantes e heterotróficas foi realizada segundo metodologia descrita por SCHMIDT e BELSER (1984), SARATHCHANDRA (1978) e APHA, AWWA, WPCF (2005). A coleta do biofilme foi realizada com amostras do fundo cônico do filtro aerado submerso e com amostras do fundo cônico do reator USB anóxico.

Nitrificantes oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito**1) Preparo das soluções-tampão estoque**

Em um béquer de 500 mL, adicionaram-se 2 mL de solução de fosfato dibásico de potássio (K_2HPO_4 – 3,48 g/100 mL); 0,5 mL de solução de fosfato diácido de potássio (KH_2PO_4 – 2,72 g/100 mL) e completou-se o volume para 500 mL com água Milli-Q.

Adicionaram-se 18 mL de água de diluição em cada tubo de ensaio. Os tubos foram tampados com algodão envoltos em gaze e esterilizados em autoclave por 20 min, pressão de 1 atm a 121 °C.

Em seguida, foram realizadas as diluições necessárias, sob ambiente de assepsia. Adicionaram-se 2 mL de amostra de biofilme, obtendo-se a diluição 10^{-1} . Após a homogeneização, retirou-se 2 mL deste tubos e adicionou-se a diluição seguinte, 10^{-2} .

A determinação do NMP de bactérias nitrificantes de amônia foi realizada separadamente da determinação para bactérias oxidadoras de nitrito.

2) Preparo dos meios de cultura

Os meios de cultura foram preparados em recipientes separados, conforme Tabela 39. Após o preparo o pH das soluções foi corrigido para 7,5 com adição de solução de Na_2CO_3 .

TABELA 39. Composição química dos meios de cultura para as bactérias oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito

Constituintes químicos	Concentração da solução estoque (g/ 100 mL)	Volume da solução estoque para 250 mL de meio (mL)	
		Oxidadoras de amônio	Oxidadoras de nitrito
NaNO ₂	0,680	-	0,25
(NH ₄) ₂ SO ₄	10,0	1,0	-
CaCl ₂ .H ₂ O	1,34	0,25	0,25
MgSO ₄ .7H ₂ O	4,0	0,25	1,25
Azul de bromotimol	0,04	0,7	-
KH ₂ PO ₄	2,72	1,88	0,25
K ₂ HPO ₄	3,48	-	1,0
Ferro quelante:		0,25	0,25
FeSO ₄ .7H ₂ O	0,246		
EDTA dissódico	0,331		
Elementos traço:		0,25	0,25
NaMoO ₄ .2H ₂ O	0,10		
MnCl ₂	0,02		
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,0002		
ZnSO ₄ .7H ₂ O	0,010		
CuSO ₄ .5H ₂ O	0,002		

3) Procedimento analítico e avaliação dos resultados

Adicionaram-se 9 mL do meio de cultura em cada tubo de ensaio, e foram utilizados 5 tubos para cada diluição. Para as oxidadoras de amônia, adicionaram-se 1 g CaCO₃ em cada tubo de ensaio, para tamponamento da solução. Em seguida os tubos foram autoclavados, por 20 min, a 1 atm e 121 °C.

Após a esterilização dos tubos, adicionou-se 1 mL da amostra previamente diluída, sob condição de assepsia, em cada tubo de ensaio contendo o meio de cultura. Os tubos foram incubados durante 30 dias, a 30 °C.

Verificou-se a presença de nitrito em cada tubo de ensaio por meio da adição de 3 gotas da solução de sulfanilamida (0,5 g dissolvida em 100 mL de ácido clorídrico 2,4 N) e, em seguida, de 3 gotas da solução de naftil-etilenodiamina hidrocloreto (0,3 g dissolvido em 100 mL de HCL 0,12 N). A presença de nitrito é confirmada pela coloração rosa avermelhada, ou seja, com oxidação do N-amoniaco a nitrito. Para as oxidadoras de nitrito, a presença de cor avermelhada indica resultado negativo, ou seja, ausência de oxidação do nitrito. A contagem de NMP de bactéria nitrificantes foi

realizada com a combinação das diluições e das respostas utilizando a tabela 40. (DOMINGUES, 2005).

TABELA 40. Tabela do NMP e limites. com 95% de confiança para várias combinações de resultados positivos quando são utilizadas séries de 5 tubos para cada diluição (10,0 ml, 1,0 ml e 0,1 ml)

Combinações de tubos positivos	NMP/100 mL	Limites com 95% de confiança		Combinações de tubos positivos	NMP/100 mL	Limites com 95% de confiança	
		Inferior	Superior			Inferior	Superior
				4-2-0	22	9,0	56
0-0-0	<2	—	—	4-2-1	26	12	65
0-0-1	2	1,0	10	4-3-0	27	12	67
0-1-0	2	1,0	10	4-3-1	33	15	77
0-2-0	4	1,0	13	4-4-0	34	16	80
				5-0-0	23	9,0	86
1-0-0	2	1,0	11	5-0-1	30	10	110
1-0-1	4	1,0	15	5-0-2	40	20	140
1-1-0	4	1,0	15	5-1-0	30	10	120
1-1-1	6	2,0	18	5-1-1	50	20	150
1-2-0	6	2,0	18	5-1-2	60	30	180
2-0-0	4	1,0	17	5-2-0	50	20	170
2-0-1	7	2,0	20	5-2-1	70	30	210
2-1-0	7	2,0	21	5-2-2	90	40	250
2-1-1	9	3,0	24	5-3-0	80	30	250
2-2-0	9	3,0	25	5-3-1	110	40	300
2-3-0	12	5,0	29	5-3-2	140	60	360
3-0-0	8	3,0	24	5-3-3	170	80	410
3-0-1	11	4,0	29	5-4-0	130	50	390
3-1-0	11	4,0	29	5-4-1	170	70	490
3-1-1	14	6,0	35	5-4-2	220	100	580
3-2-0	14	6,0	35	5-4-3	280	120	690
3-2-1	17	7,0	40	5-4-4	350	160	820
				5-5-0	240	100	940
4-0-0	13	5,0	38	5-5-1	300	100	1300
4-0-1	17	7,0	45	5-5-2	500	200	2000
4-1-0	17	7,0	46	5-5-3	900	300	2900
4-1-1	21	9,0	55	5-5-4	1600	600	5300
4-1-2	26	12	63	5-5-5	≥ 1600	—	—

$$\text{NMP/100mL} = \frac{n^{\circ} \text{ de tubos positivos} \times 100}{(\text{ml de amostra em tubos negativos}) \times (\text{ml de amostra em todos os tubos})}$$

$$\text{NMP/100mL} = \text{NMP (valor obtido)} \times 10 / > \text{volume de amostra usado nas séries de tubos.}$$

Bactérias heterotróficas e desnitrificantes

A estimativa do número mais provável de bactérias heterotróficas e desnitrificantes foi realizada segundo método descrito por TIEDJE (1984), adaptado por MENDONÇA (2002) para amostras de águas residuárias.

Foram realizados os mesmos procedimentos de coleta, preparo de amostras e água de diluição, descrito anteriormente.

1) Preparo dos meios de cultura

Os meios foram preparados com 5 g de peptona e 3 g de extrato de carne dissolvido em 500 mL de água Milli-Q. Após a diluição, 250 mL foi utilizada para incubação de bactérias desnitrificantes (adição de 0,107 g de NaNO_3) e 250 mL para bactérias heterotróficas.

2) Procedimento analítico e avaliação dos resultados

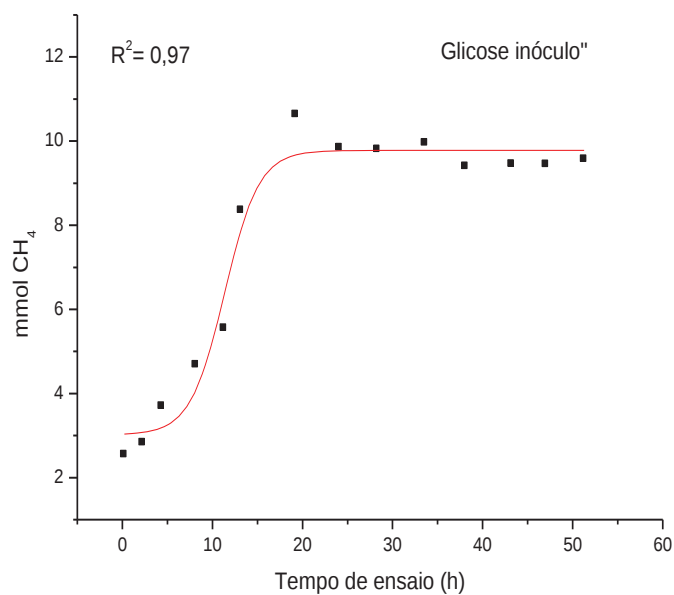
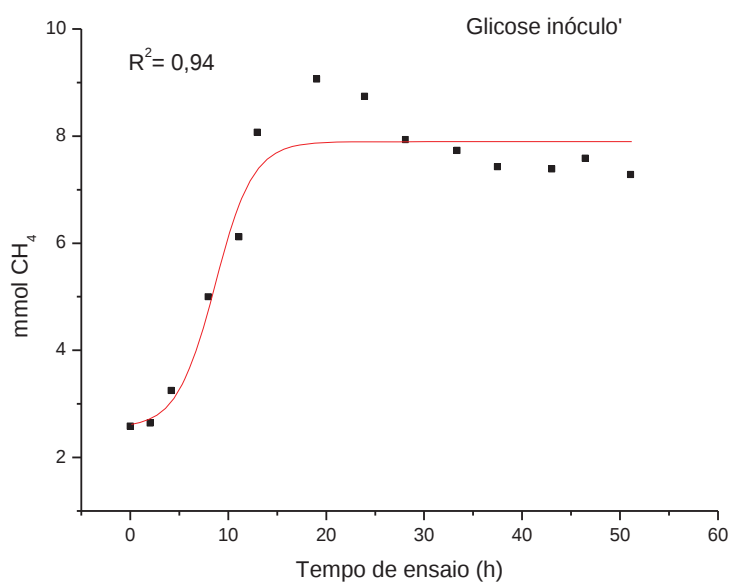
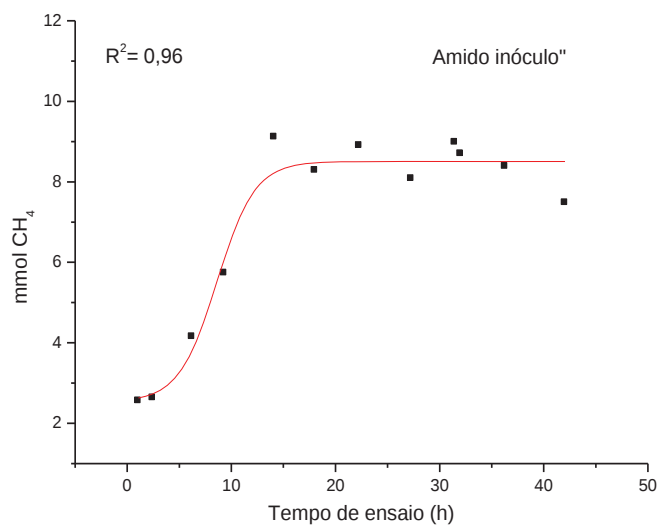
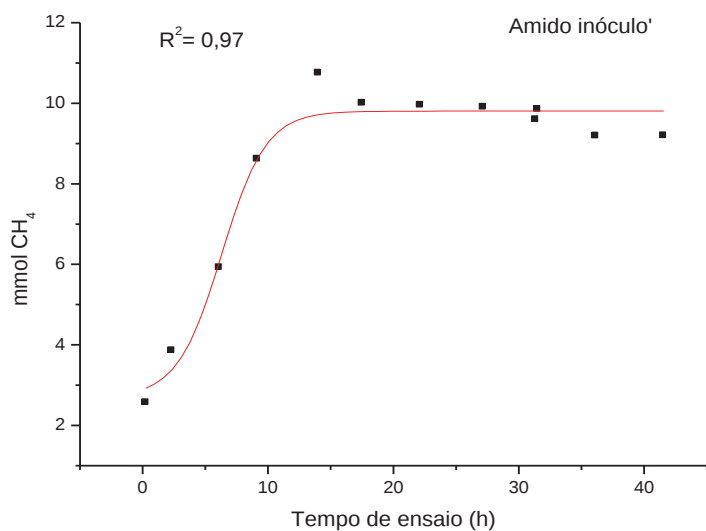
Foram adicionados 4,5 mL do meio de cultura em cada tubo de ensaio, sendo 5 tubos para cada diluição. Os tubos foram autoclavados por 20 min, a 1 atm e 121 °C.

Após a esterilização adicionou-se 0,5 mL de amostra previamente diluída, sob condição de assepsia, em cada tubo de ensaio contendo o meio de cultura. Os tubos para desnitrificantes possuíam tampas para impedir a entrada de oxigênio. Os tubos foram incubados por 30 dias, a 30 °C.

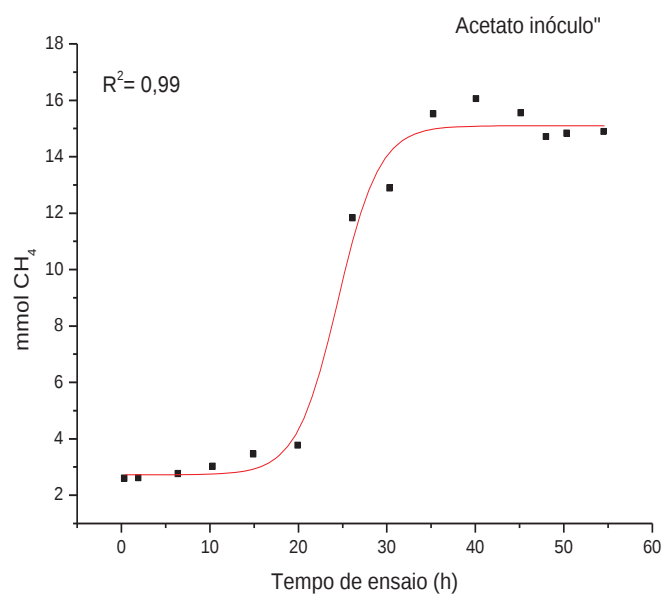
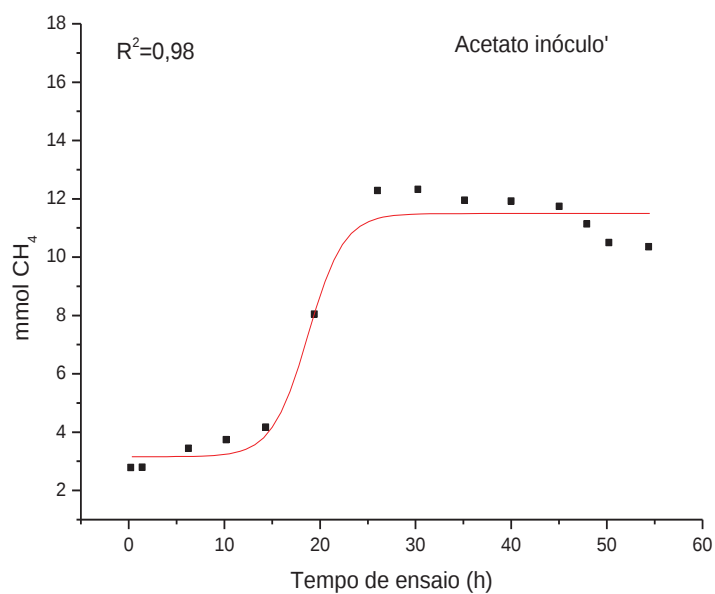
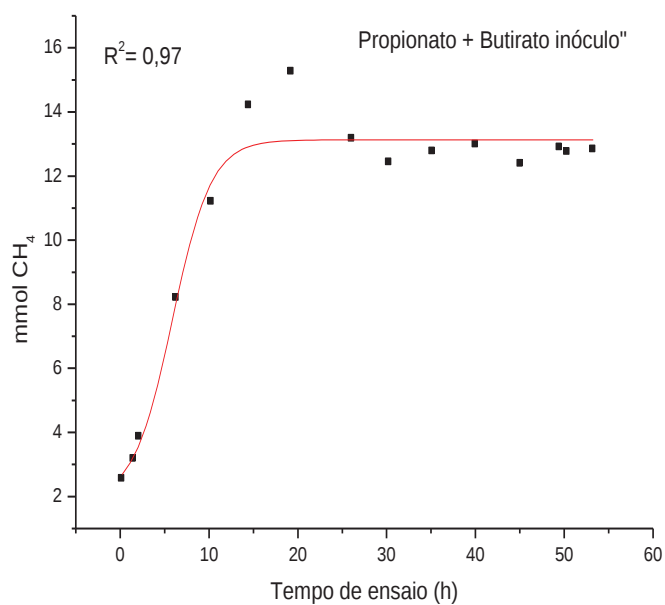
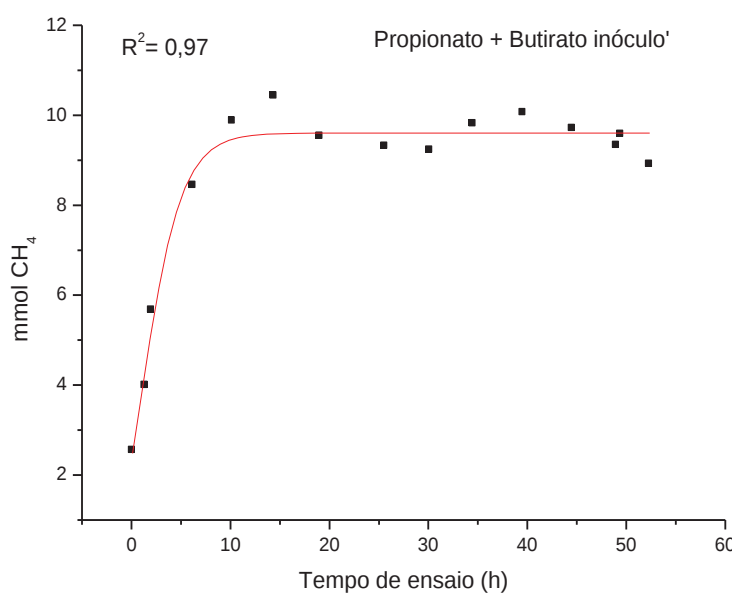
Para as bactérias heterotróficas, os tubos que apresentaram turvação do meio de cultura, indicaram atividade heterotrófica, e foram considerados positivos. Para as desnitrificantes, 3 gotas da solução de difenilamina (0,2 g dissolvido em 100 mL de ácido sulfúrico concentrado) foram adicionadas a cada tubo e, a ausência de coloração indicava o consumo de nitrato, sendo considerado positivo, e a coloração azulada escura significava nitrato remanescente, considerado negativo.

A contagem do NMP foi realizada de acordo com a tabela descrita anteriormente (Tabela 40).

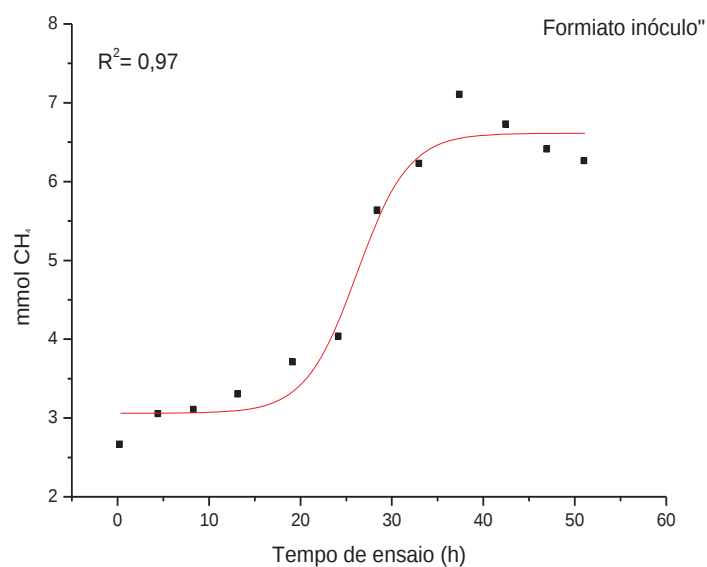
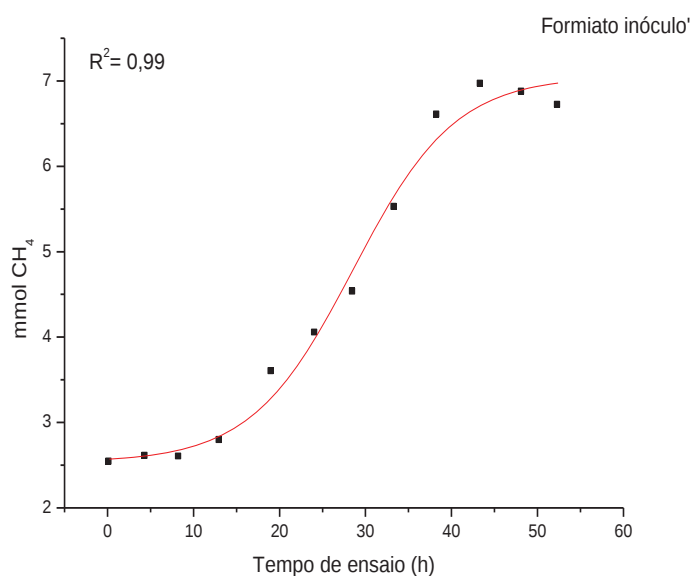
ANEXO C – Representação gráfica referente às curvas com os valores de produção de metano no lodo do inóculo e das câmaras 1 e 2 do reator ABR



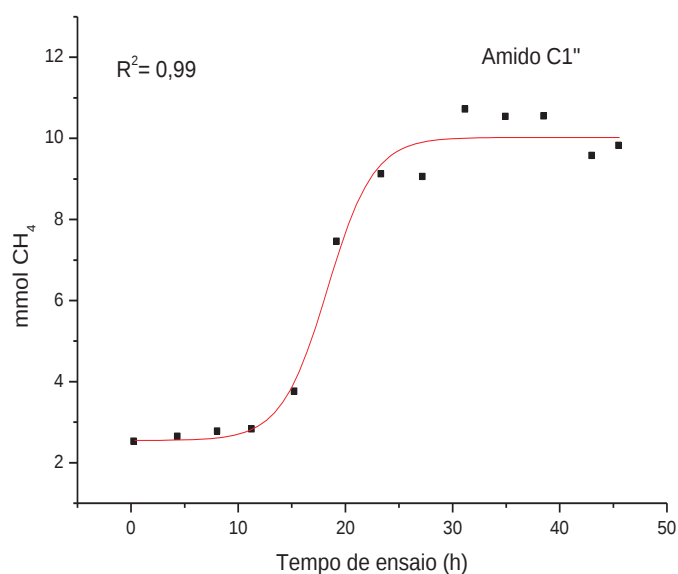
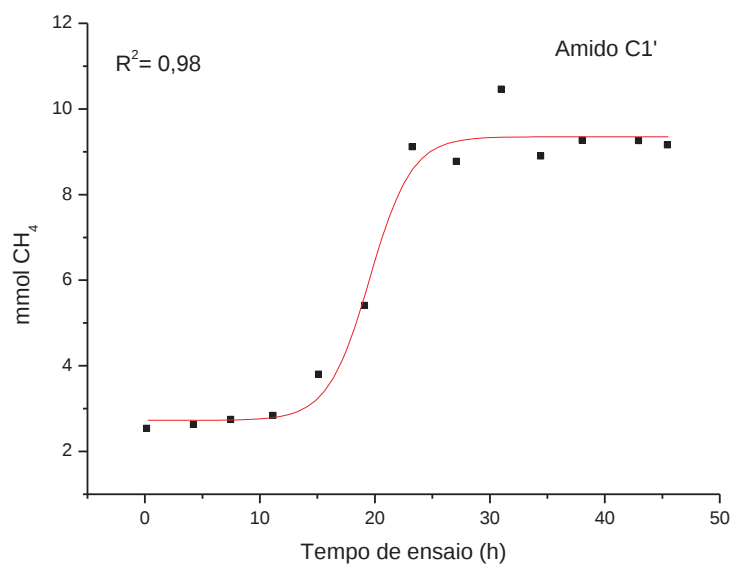
ANEXO C.1. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo do inóculo, com amido e glicose como fontes de substrato.



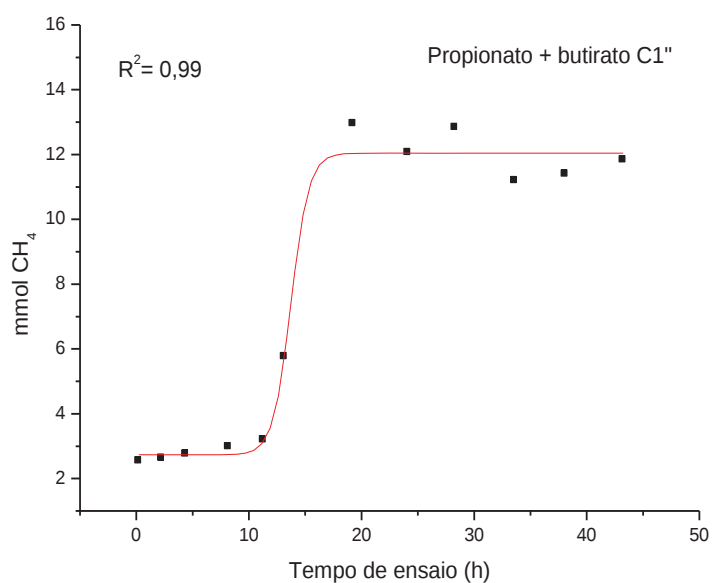
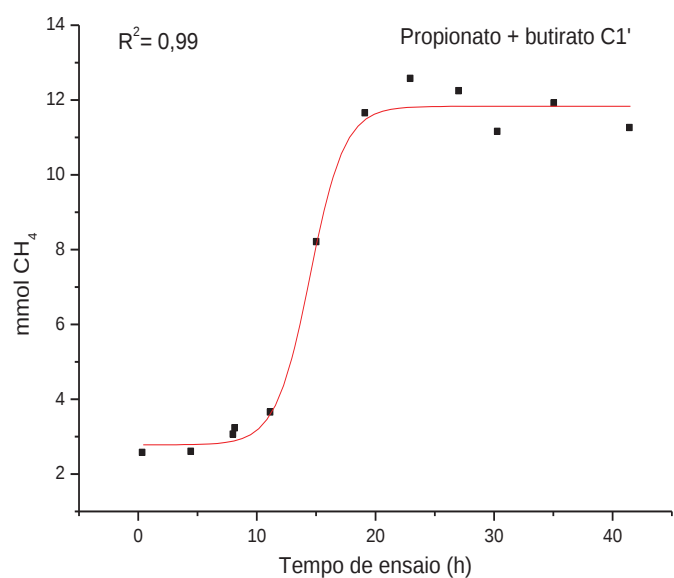
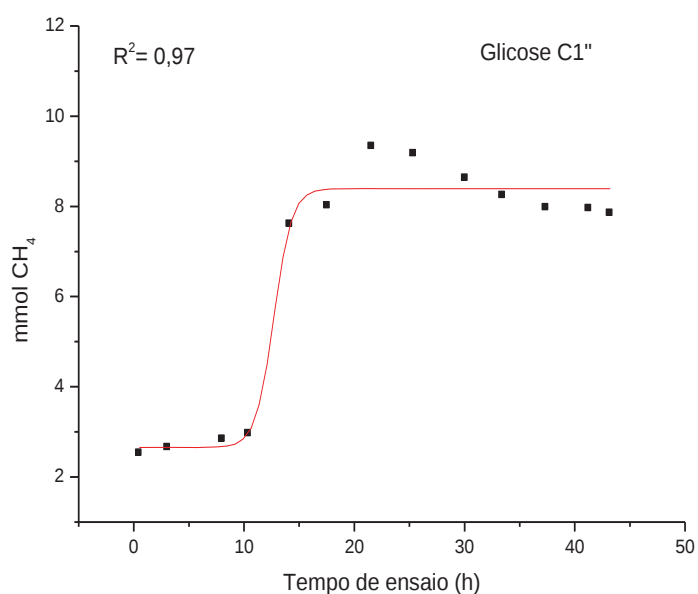
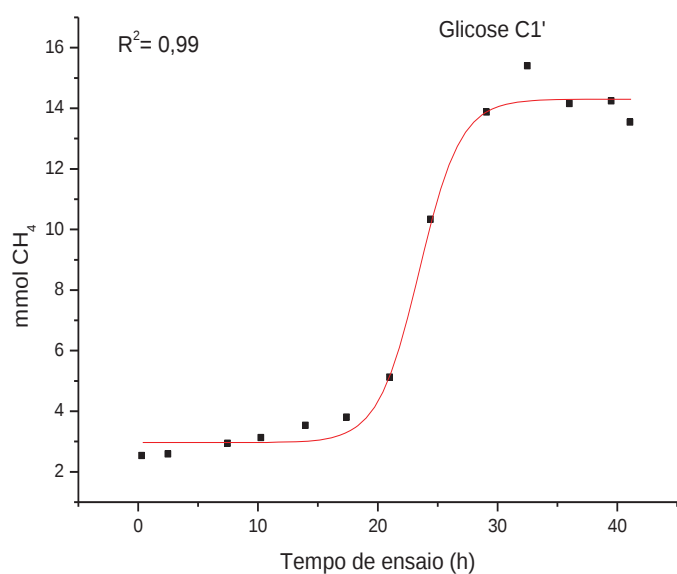
ANEXO C.2. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo do inóculo, com propionato + butirato e acetato como fontes de substrato.



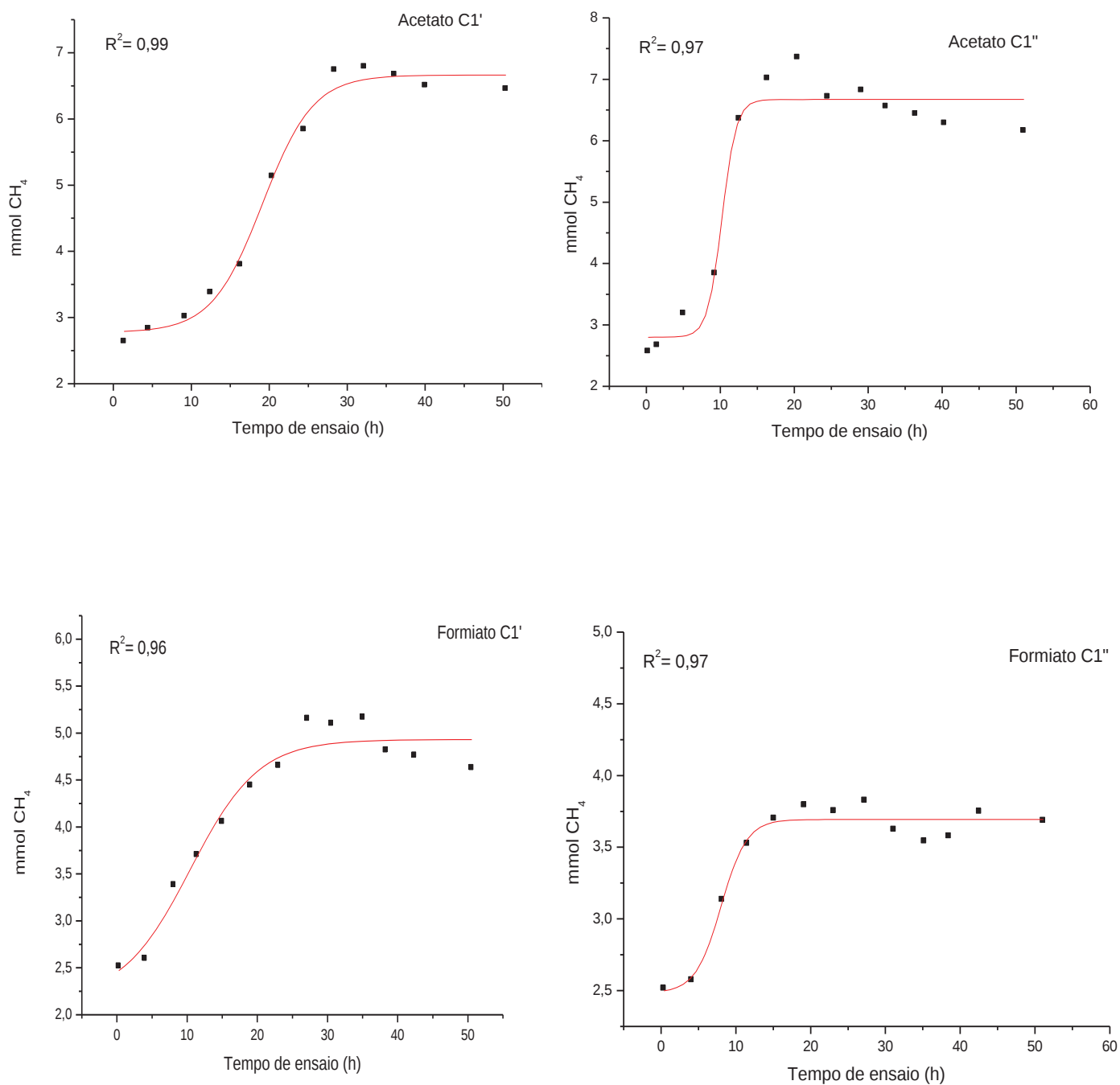
ANEXO C.3. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo do inóculo, com formiato como fonte de substrato.



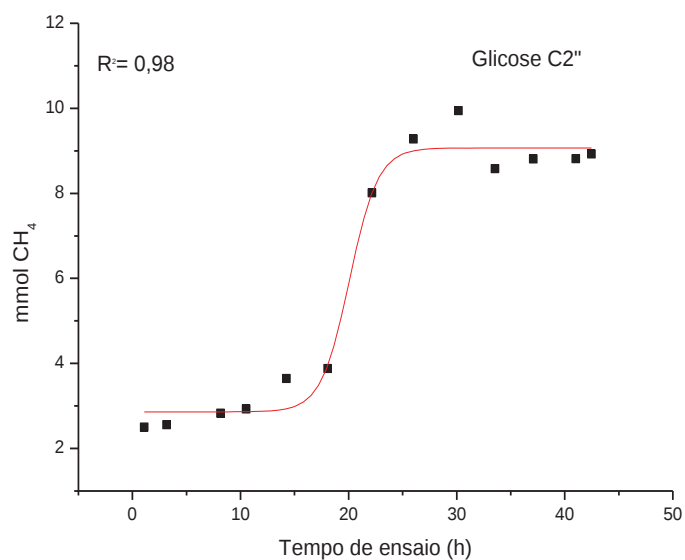
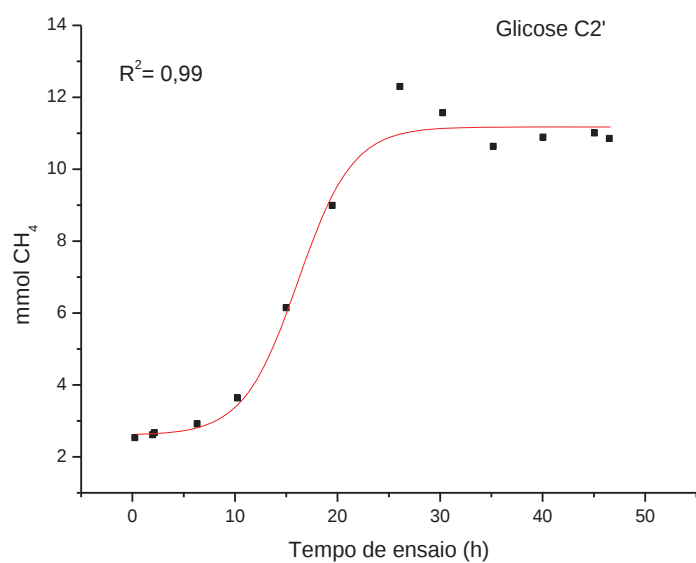
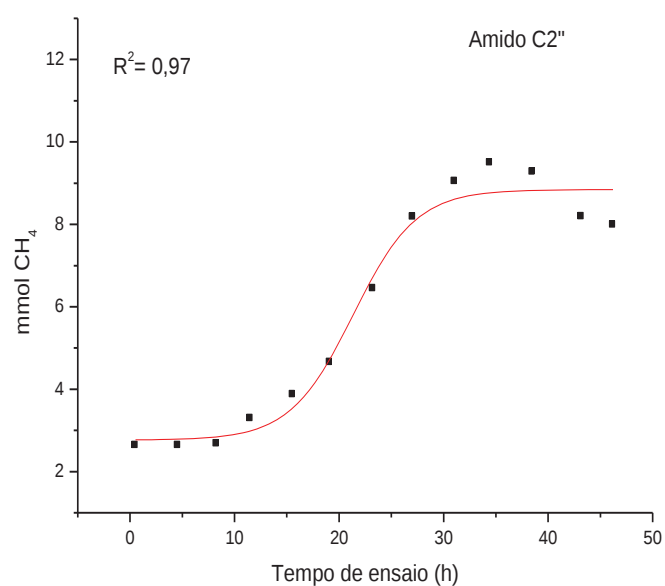
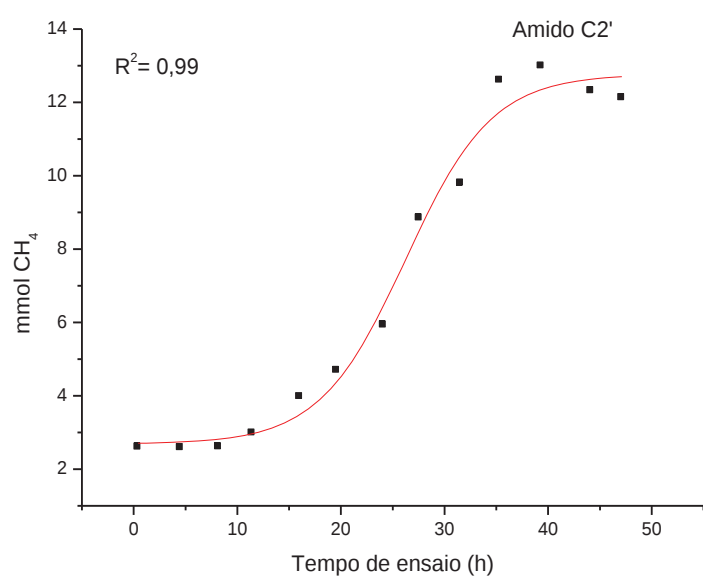
ANEXO C.4. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 1, ao final do primeiro ensaio, com amido como fonte de substrato.



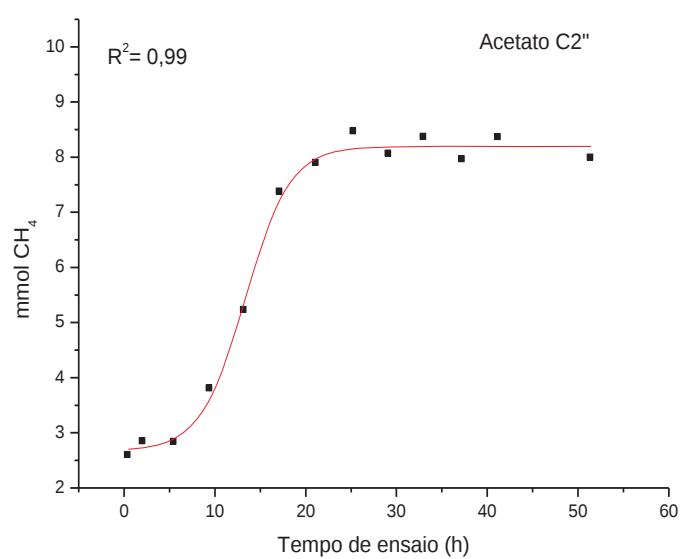
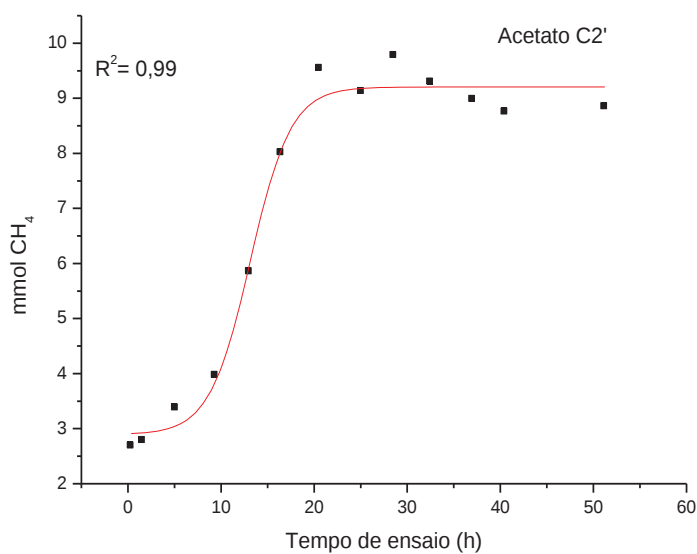
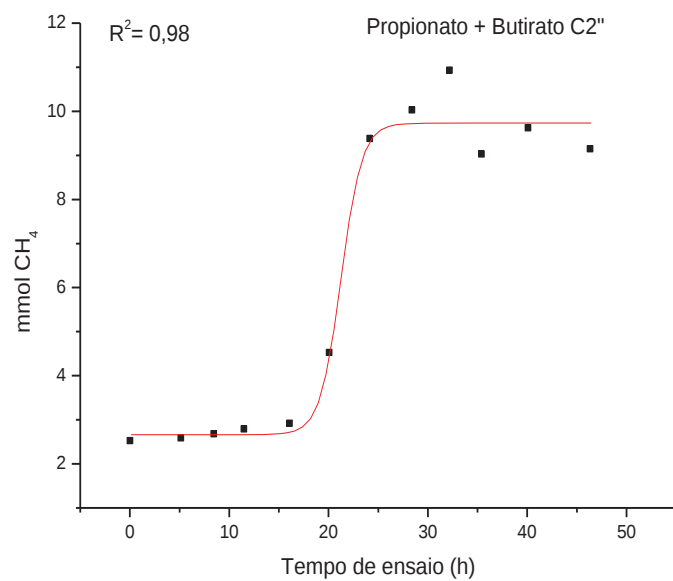
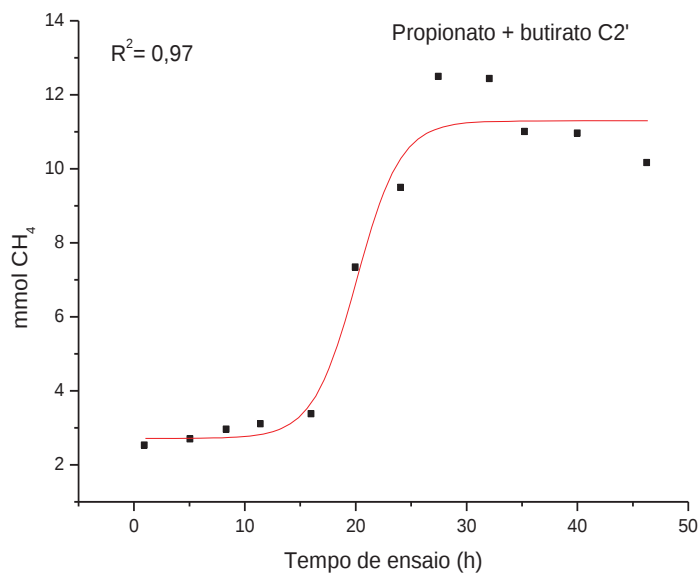
ANEXO C.5. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 1, ao final do primeiro ensaio, com glicose e propionato + butirato como fonte de substrato.



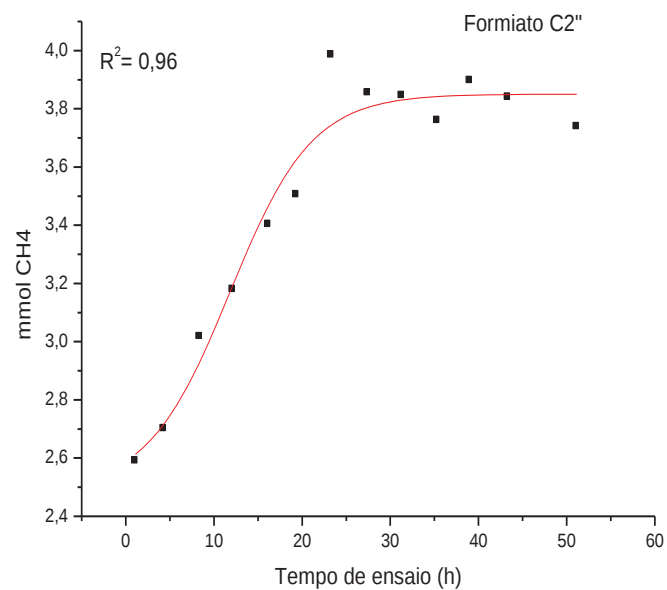
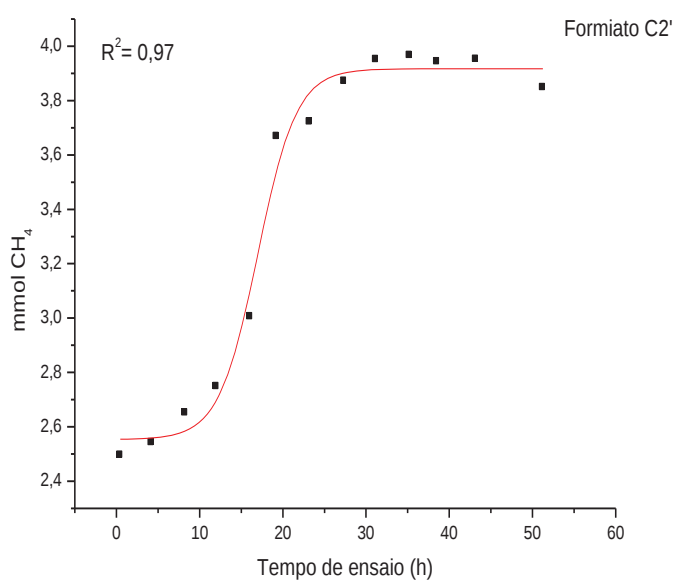
ANEXO C.6. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 1, ao final do primeiro ensaio, com acetato e formiato como fonte de substrato.



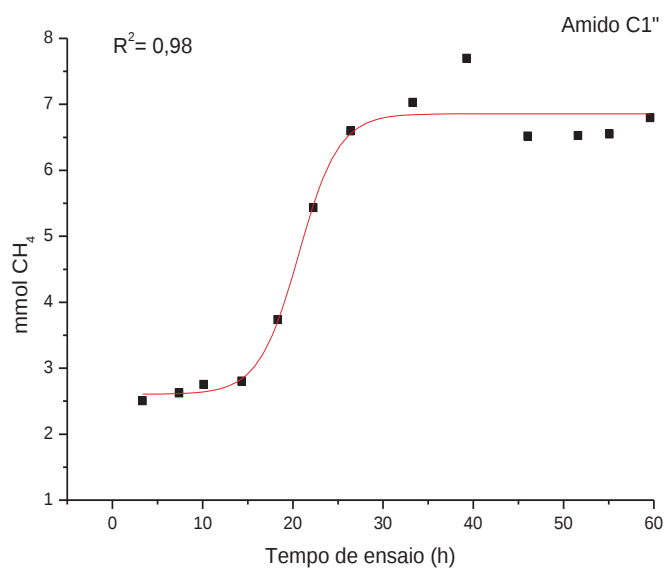
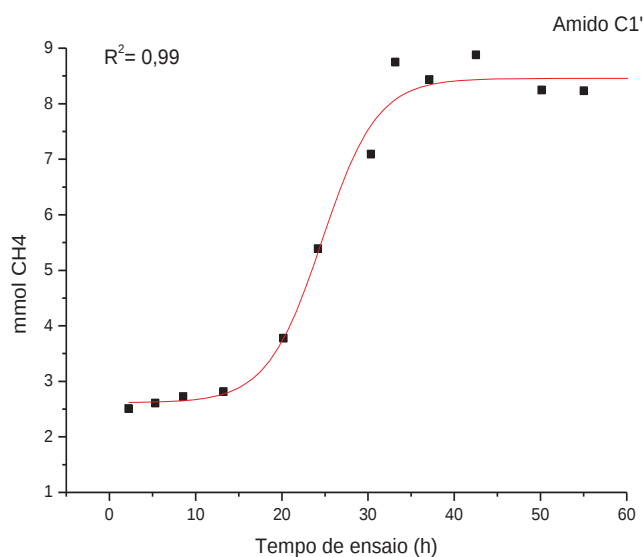
ANEXO C.7. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 2, ao final do primeiro ensaio, com amido e glicose como fontes de substrato.



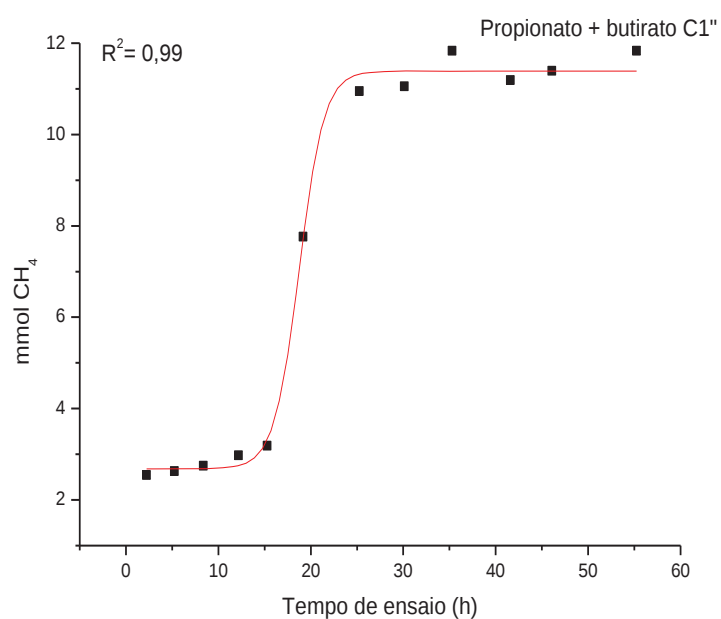
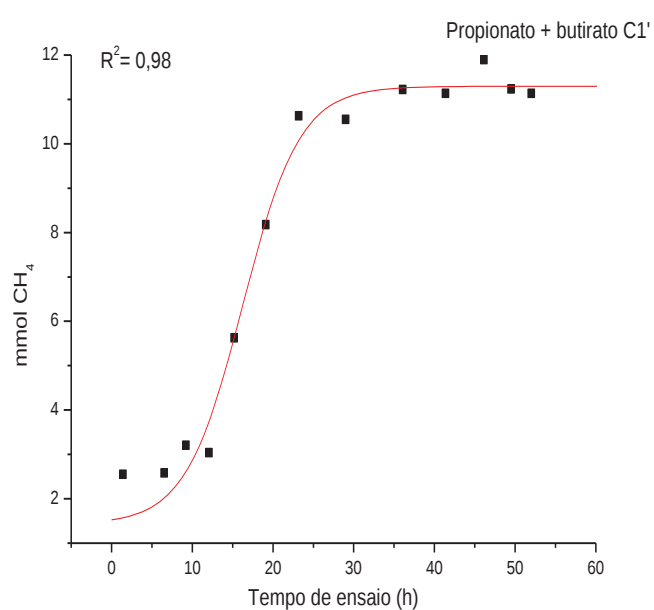
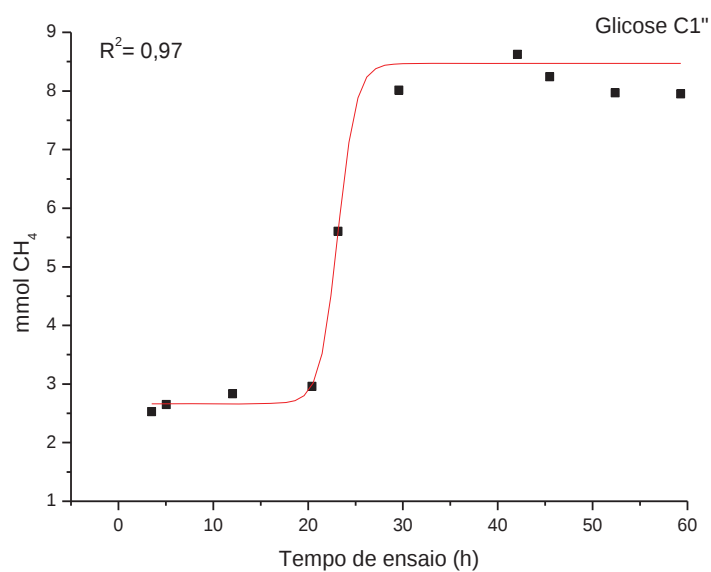
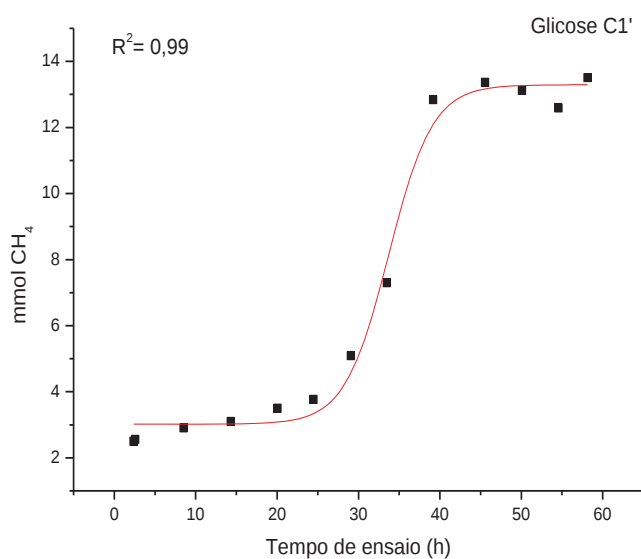
ANEXO C.8. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 2, ao final do primeiro ensaio, com propionato + butirato e acetato como fontes de substrato.



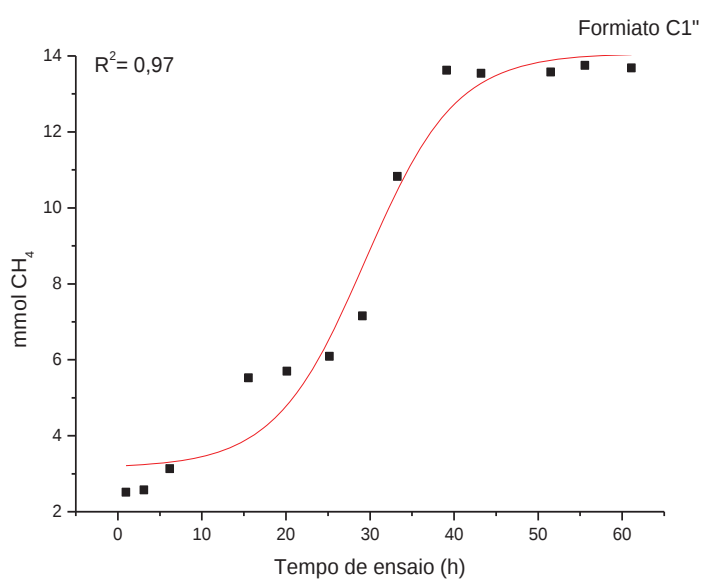
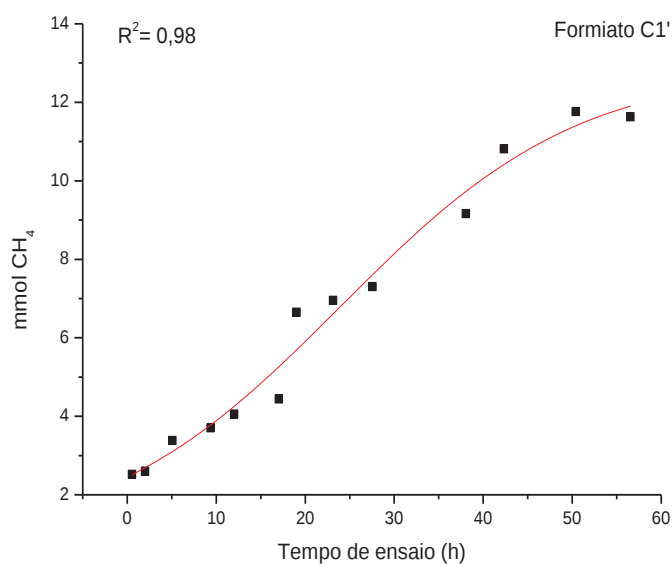
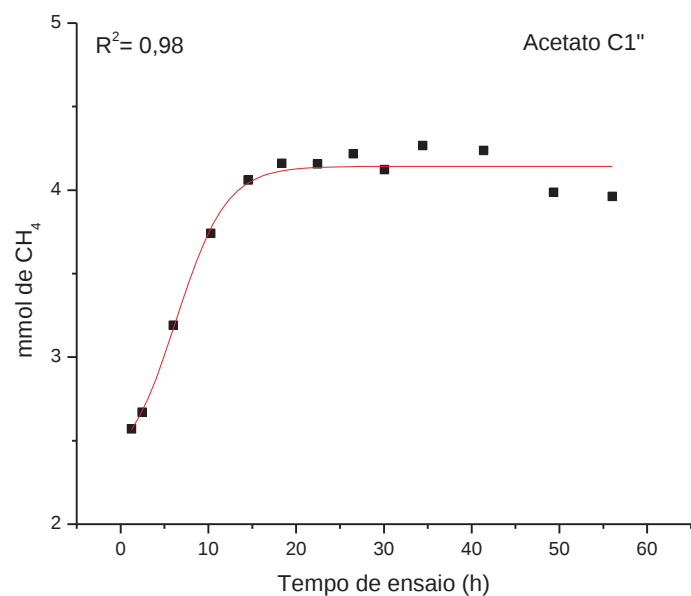
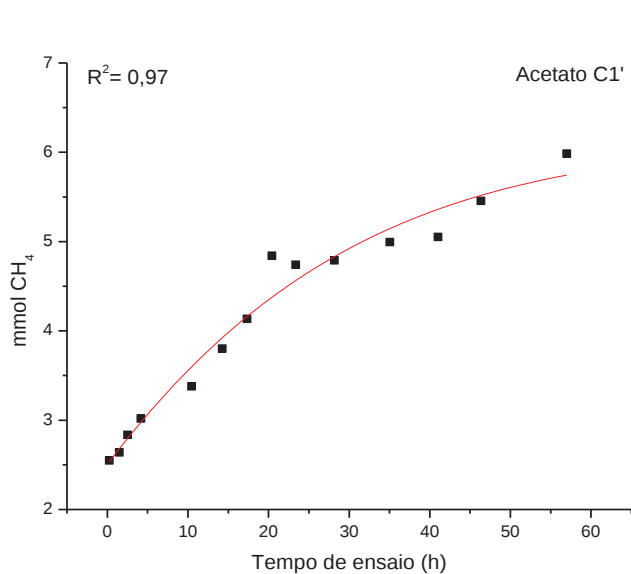
ANEXO C.9. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo do câmara 2, ao final do primeiro ensaio, com formiato como fonte de substrato.



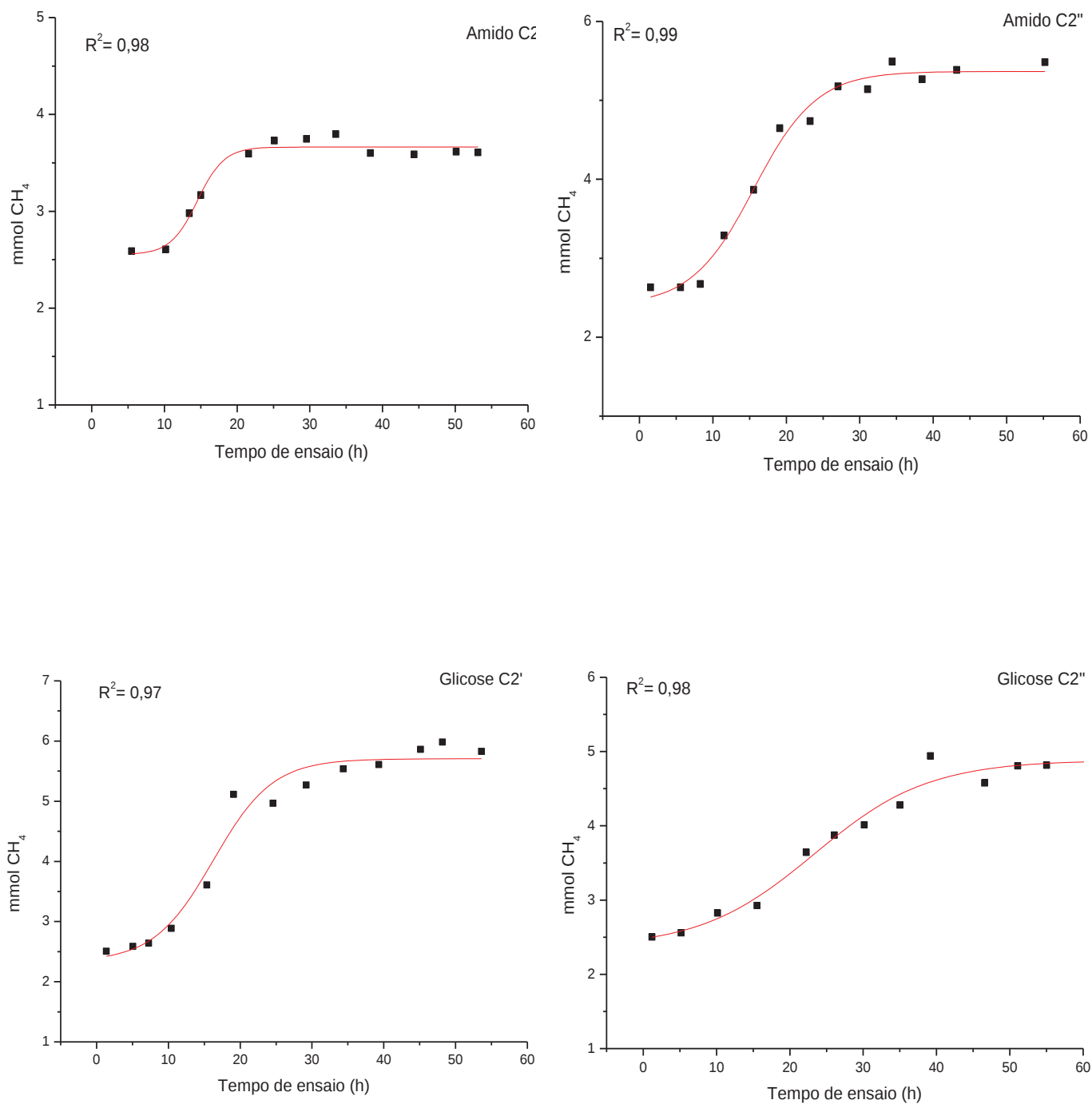
ANEXO C.10. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 1, ao final do quarto ensaio, com amido como fonte de substrato.



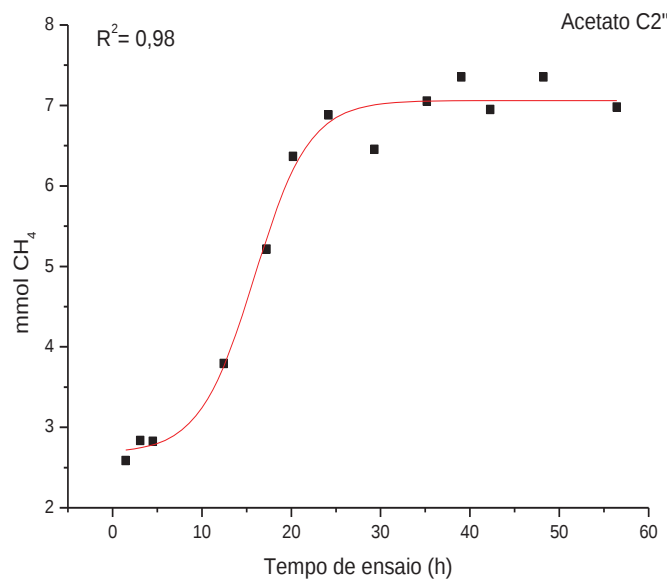
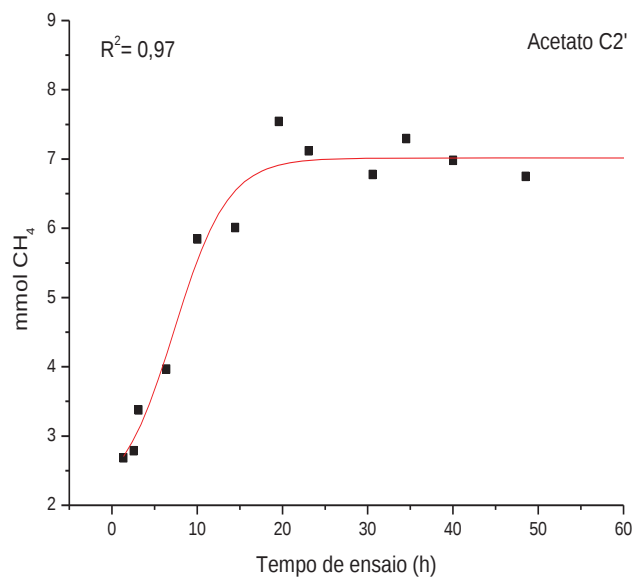
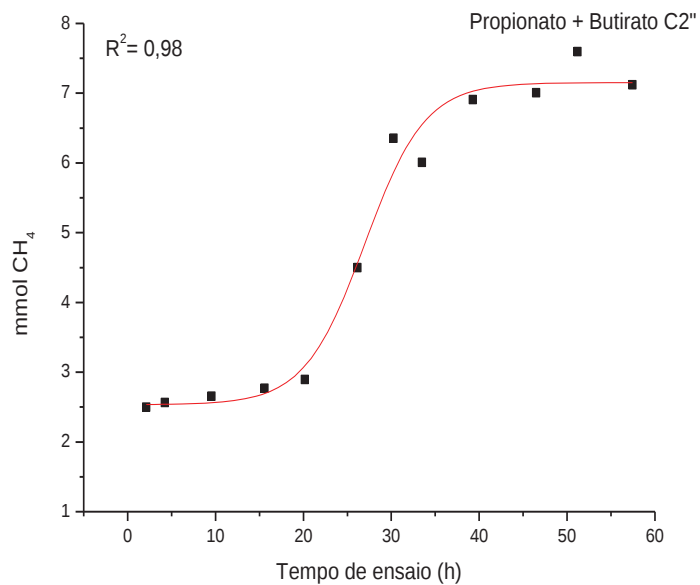
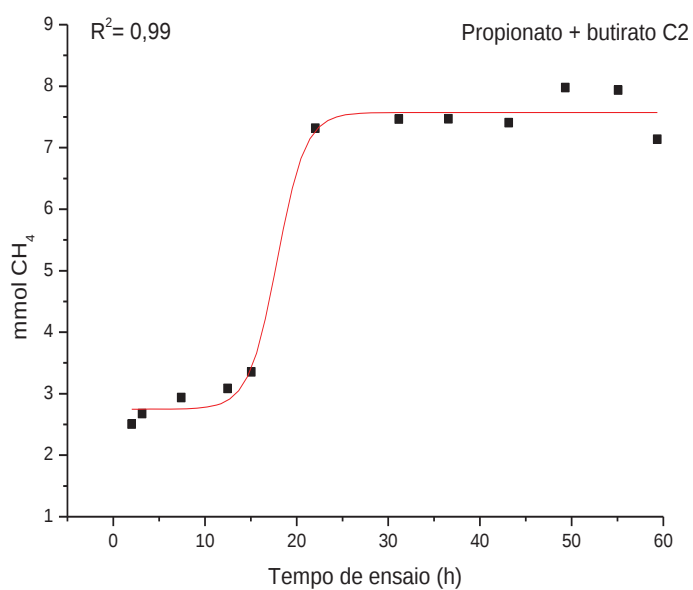
ANEXO C.11. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 1, ao final do quarto ensaio, com glicose e propionato + butirato como fonte de substrato.



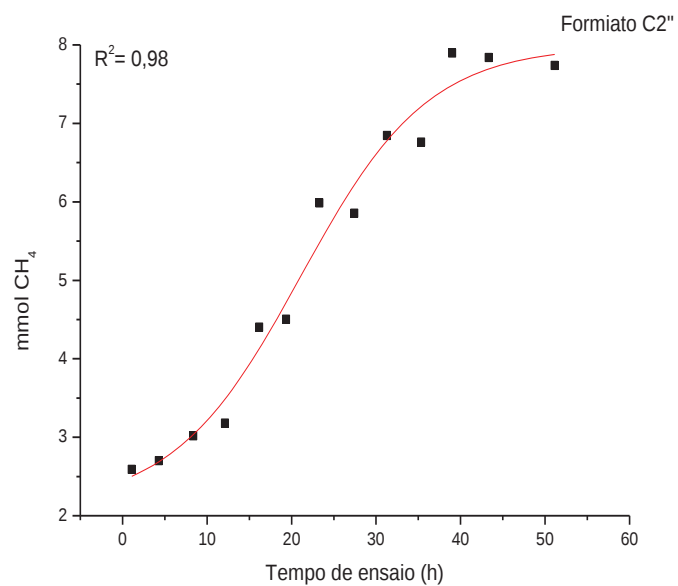
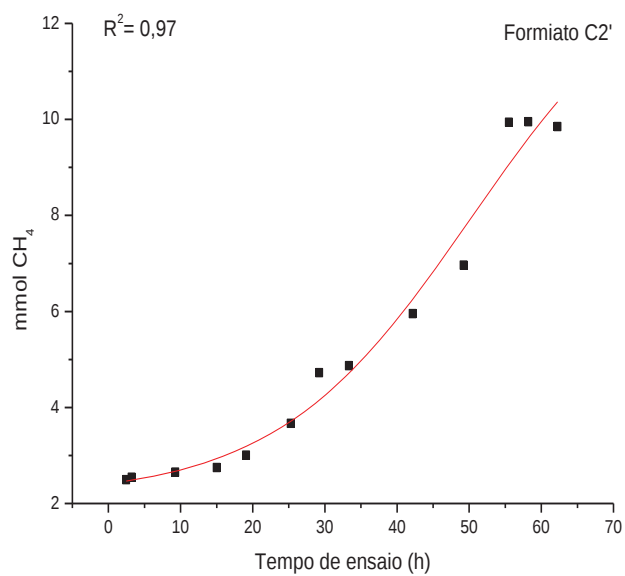
ANEXO C.12. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 1, ao final do quarto ensaio, com acetato e formiato como fonte de substrato.



ANEXO C.13. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 2, ao final do quarto ensaio, com amido e glicose como fontes de substrato.



ANEXO C.14. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo da câmara 2, ao final do quarto ensaio, com propionato + butirato e acetato como fontes de substrato.



ANEXO C.15. Variação temporal da produção de metano no ensaio da atividade específica da microbiota do lodo do câmara 2, ao final do quarto ensaio, com formiato como fonte de substrato.