

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

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM
REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS SEGUIDOS DE
REATOR OPERADO EM BATELADAS SEQUENCIAIS

Ariane Chiareli dos Santos

Bióloga

JABOTICABAL – SÃO PAULO – BRASIL

Agosto de 2009

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

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM
REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS SEGUIDOS DE
REATOR OPERADO EM BATELADAS SEQUENCIAIS

Ariane Chiareli dos Santos

Orientador: Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira

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

JABOTICABAL – SÃO PAULO – BRASIL

Agosto de 2009

DADOS CURRICULARES DO AUTOR

ARIANE CHIARELI DOS SANTOS – Filha de José Arimatéia dos Santos e Maria Aparecida Chiareli dos Santos, nascida na cidade de Campinas, no Estado de São Paulo, em 19 de janeiro de 1984. Em 2006, graduou-se em Ciências Biológicas pelo Centro Universitário do Norte Paulista - UNORP, São José do Rio Preto. De março de 2007 a agosto de 2009, realizou o curso de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária, em nível de Mestrado, na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, da Universidade Estadual Paulista, Câmpus de Jaboticabal.

*"Posso ter defeitos, viver ansioso e ficar irritado algumas vezes,
mas não esqueço de que minha vida
é a maior empresa do mundo...
E que posso evitar que ela vá à falência.
Ser feliz é reconhecer que vale a pena viver
apesar de todos os desafios, incompreensões e períodos de crise.
Ser feliz é deixar de ser vítima dos problemas e
se tornar um autor da própria história...
É atravessar desertos fora de si, mas ser capaz de encontrar
um oásis no recôndito da sua alma...
É agradecer a Deus a cada manhã pelo milagre da vida.
Ser feliz é não ter medo dos próprios sentimentos.
É saber falar de si mesmo.
É ter coragem para ouvir um 'não'!!!
É ter segurança para receber uma crítica,
mesmo que injusta...

Pedras no caminho?

Guardo todas, um dia vou construir um castelo"*

(Fernando Pessoa)

*"Ainda que eu tenha tamanha fé, a ponto de transportar
montes, se não tiver persistência, nada serei."*

Carta de São Paulo aos Coríntios

Aos meus pais:

*José Arimatéia dos Santos e Maria Aparecida Chiareli dos Santos, pelo profundo amor, apoio em momentos de dificuldade, por sempre poder contar com vocês sempre, e pela dedicação incansável de suas vidas para minha formação pessoal e profissional.
Amo muito vocês!*

Dedico

Aos meus familiares:

Agenor Chiarelo, Zuleika Garcia Chiarelo, Irene de Jesus Chiarelo, Ângela Cristina Chiarelo, Cristiane e Alexandre, Eliane Santos, Jeane Santos, Geísiane Santos, Ronaldo Wilson Santos, Rodrigo Santos e Tiago Henrique, por tudo que representam, e por todo apoio e amor.

Ofereço

*Aos meus amigos:
Ana Cecília, Jadilson, Amanda, Grasiela, Rodrigo, Grazielli e Danielle,
pela paciência e compreensão pela minha ausência durante todos esses
anos.*

AGRADECIMENTOS

À Deus, pela vida e por tudo!

Ao meu Orientador Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira, por estes anos de convivência, pelos valiosos ensinamentos que proporcionaram meu crescimento profissional e pessoal, pelos conselhos. Pela paciência, tempo e amizade dedicados a mim durante esse período. Agradeço a oportunidade de poder concluir este projeto com a qualidade de suas orientações.

À Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias de Jaboticabal (FCAV/UNESP) e aos professores do curso de Pós-graduação, pelo aperfeiçoamento profissional.

Aos Professores, Jorge, Amaral e Marcelo Zaiat, que compuseram a banca examinadora, pela disponibilidade e correções as quais enriqueceram o trabalho.

Agradeço aos queridos amigos de laboratório: André Arroyo, Alexandre Abud, Cristiane Xavier, Estevão Urbinati, Laurah, Kamilla Ortega, Max Cangani, Marcelo Bruno, Natani, Samantha, Ricardo, Reginaldo, Miller... ter convivido com vocês foi um privilégio que fez toda diferença da minha passagem em Jaboticabal!!

A amiga Rose Maria Duda, sem a qual não poderia ter realizado esse trabalho, obrigada por seu apoio, amizade, sinceridade, companheirismo e discrição.

A amiga a qual já regressou às suas origens (Adriana Miranda) pela grande amizade e pelos bons momentos compartilhados.

A amiga Roseane Ramires pela sua amizade e pelos bons momentos compartilhados.

As amigas de Jaboticabal Aline, Elis, Letícia, Carol, Marília, Milena, por esses anos de muita alegria, amizade e muitas risadas.

Aos Funcionários do Departamento de Engenharia Rural, FCAV - UNESP- Câmpus de Jaboticabal, José Nivaldo Vendramin (Fiapo), Luis José Antonichelli (Luizinho), Luis Cláudio, Marcos Antonio Rechi (Marquinho) e Francisco Gonçalves de Souza (Primo) pela convivência, colaboração e auxílios prestados durante o período desenvolvimento deste trabalho.

Às funcionárias Clarice Álvares e Silva Busoli pela solicitude e amizade.

Aos Secretários do Deptº. de Engenharia Rural, Miriam Rosângela e Davi Aparecido, pela convivência agradável e atendimento prestativo.

Aos funcionários da Biblioteca e da sessão de Pós-Graduação pela disposição e solicitude.

E aos demais Docentes e Funcionários do Departamento de Engenharia Rural, FCAV - UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

À Edna Maria Testa D'Aquila, secretária do Departamento de Microbiologia e a Rosângela Andrade Vaz, pela disposição e solicitude.

E a todos que de alguma forma contribuíram, para que eu pudesse realizar este trabalho e, me trouxeram contribuições ao meu profissional e pessoal.

SUMÁRIO

	Páginas
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. REVISÃO DE LITERATURA.....	3
2.1. Suinocultura.....	3
2.2. Tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura.....	7
2.3. Reator anaeróbio horizontal com manta de lodo e leito fixo no tratamento de águas residuárias.....	15
2.4. Meios suporte para reatores anaeróbios de leito fixo.....	19
2.4.1. Bambu (<i>Bambusa oldhammi</i>).....	20
2.4.2. Eletroduto corrugado plástico (conduíte).....	22
2.4.3. Bucha vegetal (<i>Luffa cylindrica</i>).....	23
2.5. Reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS) para o pós tratamento de águas residuárias.....	25
3. MATERIAL E MÉTODOS.....	29
3.1. Local do experimento.....	29
3.2. Instalações experimentais.....	30
3.3. Afluente.....	33
3.4. Descrição da operação do sistema de tratamento.....	34
3.5. Acompanhamento, metodologias e frequência.....	36
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	39
4.1. Temperatura do ar, do afluente e dos efluentes.....	39
4.2. Demanda química de oxigênio e sólidos suspensos.....	41
4.3. Produção e composição do biogás.....	53
4.4. pH, Alcalinidade e ácidos voláteis totais.....	56
4.5. Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis (SV) da manta de lodo.....	62
4.6. Macronutrientes e Micronutrientes.....	70

4.6.1.	Nitrogênio.....	70
4.6.2.	Fósforo total (P-total).....	80
4.6.3.	Cálcio, Potássio, Magnésio e Sódio.....	83
4.6.4.	Cobre, Ferro, Manganês e Zinco.....	85
4.7.	Coliformes totais e termotolerantes.....	88
4.8.	Estimativa do balanço de massa para a DQO, metano e sólidos voláteis no lodo.....	91
4.9.	Perfil espacial nos reatores anaeróbios horizontais.....	95
4.10.	Perfil temporal do RBS.....	104
5.	Conclusões.....	114
6.	Referências.....	117
7.	Anexos.....	135

LISTA DE FIGURAS

	Página
FIGURA 1. Esquema dos reatores horizontais anaeróbios com manta de lodo (R1) e leito fixo (R1, R2, R3 e R4), em série seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua),.....	31
FIGURA 2. Reatores anaeróbios horizontais construídos com tubos de PVC, com manta de lodo (R1) e leito fixo (R2, R3 e R4), em série e gasômetros de alumínio.....	32
FIGURA 3. Reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF) com anéis de bambu, de plástico (eletroduto corrugado) e bucha (<i>Luffa cylindrica</i>) R2, R3 e R4, instalados em série.....	33
FIGURA 4. Impelidor do sistema de mistura.....	33
FIGURA 5. Esquema do ciclo operacional do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua),.....	35
FIGURA 6. Características do ciclo operacional do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	35
FIGURA 7. Quantidade de afluente e lodo sedimentado no reator reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	36
FIGURA 8. Temperatura máxima, média e mínima do ar observadas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Jaboticabal, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	40
FIGURA 9. Temperaturas do afluente, do efluente e do ar adjacente (ambiente) aos reatores anaeróbios horizontais durante os ensaios 1, 2, 3 e 4...	41
FIGURA 10. Valores de DQO_{total} obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	47
FIGURA 11. Valores de DQO_{diss} obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	48
FIGURA 12. Eficiências médias da DQO_{total} e DQO_{diss} devido a sólidos suspensos obtidos nos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	49

FIGURA 13.	Valores de SST obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	51
FIGURA 14.	Valores de SSV obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	52
FIGURA 15.	Eficiências médias dos SST e SSV obtidos nos reatores R1, R2, R3, R4 e reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	53
FIGURA 16.	Produção volumétrica de metano (CH ₄) nos reatores anaeróbios horizontais e no conjunto de reatores (R1+R2+R3+R4) nos ensaios 1, 2 e 3.....	55
FIGURA 17.	Valores do pH no afluente e dos efluentes anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	59
FIGURA 18.	Valores de alcalinidade total (AT) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	60
FIGURA 19.	Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	60
FIGURA 20.	Valores de alcalinidade intermediária (AI) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	61
FIGURA 21.	Valores da relação alcalinidade total e alcalinidade parcial (AI/AP) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	61
FIGURA 22.	Concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	62

FIGURA 23.	Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal R1 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.	68
FIGURA 24.	Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal R2 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.	68
FIGURA 25.	Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal R3 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.	69
FIGURA 26.	Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal R4 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.	69
FIGURA 27.	Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal RBS dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.....	70
FIGURA 28.	Concentração de Nitrogênio amoniacal no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	71
FIGURA 29.	Concentração de NTK no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	74
FIGURA 30.	Eficiência de remoção de NTK no conjunto de reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R4) e no sistema composto por reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1,2,3 e 4.....	74
FIGURA 31.	Concentrações de Nitrito e Nitrato no reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	79
FIGURA 32.	Concentração de nitrogênio total no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	79
FIGURA 33.	Eficiência de remoção de nitrogênio total no conjunto de reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R4) e no sistema composto por reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua).....	80

FIGURA 34.	Concentração de fósforo total no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	82
FIGURA 35.	Valores de DQO_{total} obtidos no afluente e efluentes dos reatores anaeróbios horizontais em série, durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	96
FIGURA 36.	Valores de DQO_{diss} obtidos no afluente e efluentes dos reatores anaeróbios horizontais em série, durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	96
FIGURA 37.	Eficiências de remoção de DQO_{total} e DQO_{diss} versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais no ensaio 1.....	97
FIGURA 38.	Eficiências de remoção de DQO_{total} e DQO_{diss} versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais no ensaio 2.....	97
FIGURA 39.	Valores de pH do perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série (R1, R2, R3 e R4), durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	98
FIGURA 40.	Valores de pH versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais nos ensaios 1 e 2.....	99
FIGURA 41.	Valores de alcalinidade total do perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série (R1, R2, R3 e R4), durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	99
FIGURA 42.	Valores de alcalinidade parcial do perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série (R1, R2, R3 e R4), durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	100
FIGURA 43.	Valores de alcalinidade total (AT) e alcalinidade parcial (AP) versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, nos ensaios 1 e 2.....	100
FIGURA 44.	Valores da relação (AT/AP) versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, nos ensaios 1 e 2.....	101
FIGURA 45.	Valores dos ácidos voláteis totais do perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série (R1, R2, R3 e R4), durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	102
FIGURA 46.	Concentração de ácidos voláteis totais versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, nos ensaios 1 e 2.....	102

FIGURA 47.	Valores de N-amoniaco do perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série (R1, R2, R3 e R4), durante a realização do perfil, nos ensaios 1 e 2.....	103
FIGURA 48.	Valores da concentração de nitrogênio amoniacal versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais no ensaio 1.....	103
FIGURA 49.	Valores de oxigênio dissolvido e temperatura obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	105
FIGURA 50.	Valores do pH obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	106
FIGURA 51.	Valores do alcalinidade total, parcial e intermediária obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	106
FIGURA 52.	Concentração de Nitrito obtidas durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	107
FIGURA 53.	Concentração de Nitrato obtidas durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	107
FIGURA 54.	Concentrações de NTK, Nitrogênio amoniacal e fósforo total obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	109
FIGURA 55.	Valores dos ácidos voláteis totais obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	109
FIGURA 56.	Valores da DQO_{total} e DQO_{diss} obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	110
FIGURA 57.	Valores de cálcio obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	111
FIGURA 58.	Valores de potássio obtidos durante o perfil do reator reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	111

FIGURA 59.	Valores de magnésio obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)nos ensaios 1 e 2.....	112
FIGURA 60.	Valores de sódio obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)nos ensaios 1 e 2.....	112
FIGURA 61.	Valores de zinco obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	113
FIGURA 62.	Valores de cobre obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)nos ensaios 1 e 2.....	113
FIGURA 63.	Valores de ferro obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)nos ensaios 1 e 2.....	114
FIGURA 64.	Valores de Manganês obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1 e 2.....	114

LISTA DE TABELAS

	Página
TABELA 1. Condições operacionais dos reatores anaeróbios horizontais, instalados em série (R1, R2, R3 e R4), seguidos do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.	34
TABELA 2. Exames e determinações realizados nos afluentes, efluentes, biogás e lodo dos reatores anaeróbios horizontais anaeróbios, e afluente e efluente do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante o experimento.....	38
TABELA 3. Temperatura do ar, máxima, média e mínima do ar (°C) obtida durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	39
TABELA 4. Temperatura média afluente, efluente (R4) e ambiente dos reatores anaeróbios horizontais, obtida durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	40
TABELA 5. Valores médios e coeficientes de variação (cv) da carga orgânica volumétrica, demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), e dissolvida (DQO_{diss}); obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio composto pelos reatores horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	44
TABELA 6. Valores médios e coeficiente de variação (c.v.) das eficiências de remoção da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}) e dissolvida (DQO_{diss}), obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	45
TABELA 7. Valores médios e coeficientes de variação (cv) da carga orgânica volumétrica, dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio composto pelos reatores horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	46
TABELA 8. Valores médios e coeficiente de variação (c.v.) das eficiências de remoção dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	50

TABELA 9.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH_4) no biogás e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH_4 nos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	54
TABELA 10.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI/AP, obtidos durante a operação do sistema de tratamento nos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	58
TABELA 11	Valores médios e coeficientes de variação de sólidos totais (ST) e os respectivos coeficientes de variação (cv), do lodo dos reatores anaeróbios horizontais durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	64
TABELA 12.	Valores médios e coeficientes de variação de sólidos totais (ST) e os respectivos coeficientes de variação (cv), obtidos do lodo sedimentado do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 2, 3 e 4.....	65
TABELA 13.	Valores médios e os coeficientes de variação (c.v) da taxa de carregamento do lodo (TCL) em $\text{g DQO}(\text{g SV d})^{-1}$ e do tempo de retenção de sólidos (TRS em d) nos reatores anaeróbios horizontais e no reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	66
TABELA 14.	Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de Nitrogênio amoniacal, Nitrogênio Kjeldahl, obtidos durante a operação do sistema de tratamento nos reatores anaeróbios horizontais, seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	73
TABELA 15.	Valores médios e coeficiente de variação (c.v) das eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal (N-am) e Nitrogênio total Kjeldhal (NTK) obtidos durante a operação do sistema de tratamento reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	75
TABELA 16.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) de concentrações de nitrito e nitrato, oxigênio dissolvido (OD), e temperatura diária e N-amoniacal, do efluente do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	76

TABELA 17.	Eficiências médias de remoção de nitrogênio total (N.T), obtidos durante a operação do sistema de tratamento reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	78
TABELA 18.	Valores médios e coeficientes de variação (c.v) das concentrações e eficiências de remoção do fósforo total (P-total), obtidos na operação do sistema de tratamento com os reatores anaeróbios horizontais, seguidos de reator reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	81
TABELA 19.	Valores médios e coeficientes de variação (c.v) das concentrações e eficiências de remoção (E) de sódio (Na); potássio (K); cálcio (Ca); Magnésio (Mg) no afluente e efluentes dos reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	84
TABELA 20.	Valores médios e coeficientes de variação (c.v) das concentrações e eficiências de remoção (E) de zinco (Zn); cobre (Cu); ferro (Fe) e manganês (Mn) no afluente e efluentes dos reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	87
TABELA 21.	Valores de contagens de coliformes totais e termotolerantes, e respectivas eficiências de remoção, nos ensaios 1 e 2.....	90
TABELA 22.	Estimativas das percentagens da DQO _{total} afluente e removida convertida em metano (CH ₄) e da relação entre produção diária de metano medida (expressa em g DQO CH ₄ d ⁻¹) e a DQO removida a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida na forma de metano nos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	94

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS SEGUIDOS DE REATOR OPERADO EM BATELADAS SEQUENCIAIS

RESUMO: Avaliou-se o desempenho de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com concentrações médias de sólidos suspensos totais (SST) de 18624, 11395, 6690 e 21705 mg L⁻¹. Foram utilizados quatro reatores anaeróbios horizontais com volume total de 49,5 L cada, um com manta de lodo (RAHML) e três de leito fixo (RAHLF), instalados em série e seguidos de um reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS, com alimentação contínua). Nos RAHLF foram utilizados como meios suporte anéis de bambu, anéis plásticos de eletroduto corrugado e anéis de bucha (*Luffa cylindrica*), respectivamente. Os tempos de detenção hidráulica (TDH) e as cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas no RAHML foram de 12, 10, 8 e 8 h e 52,6; 60,9; 64,8 e 123,2 g DQO (L d)⁻¹, respectivamente. O RBS foi operado com ciclo de 24 h e COV de 0,34; 0,50; 0,32 e 3,88 g DQO (L d)⁻¹. As eficiências médias de remoção de DQO_{total} e SST no conjunto de reatores anaeróbios horizontais, em série, diminuíram de 95,5 a 96,7% para 78,8%, e de 95,0 a 98,7% para 85,6% respectivamente, com o aumento da COV para 123,2 g DQO (L d)⁻¹ no RAHML. As maiores produções de metano ocorreram nos RAHLF com valores médios de até 0,925 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹ e 0,31 m³ CH₄ (g DQO removida)⁻¹. A inclusão do RBS permitiu melhorar a qualidade do efluente e a estabilidade do sistema de tratamento, atingindo eficiências de remoção de DQO_{total} de 94,2 a 99,0% e de SST de 94,4 a 99,3%. As eficiências médias de remoção de K, Ca, Mg e Na no sistema de tratamento foram de 50 a 81%, de 67 a 89 % de 65 a 79% e de 53 a 68%, respectivamente, e de Cu, Fe, Mn e Zn foram maiores, de 97 a 98%, de 63 a 99%, de 75 a 85% e de 89 a 94%, respectivamente, e podem ser atribuídas à imobilização no lodo.

PALAVRAS-CHAVE: tratamento anaeróbio-aeróbio, pós-tratamento, remoção de nutrientes, tratamento terciário.

SWINE WASTEWATER TREATMENT IN HORIZONTAL ANAEROBIC REACTOR FOLLOWED BY SEQUENCING BATCH OPERATED REACTOR

ABSTRACT: An anaerobic-aerobic combined system performance was evaluated in swine water waste treatment with an average total suspended solids (TSS) concentration from 18624, 11395, 6690 and 21705 mg L⁻¹, constituted by four horizontal anaerobic reactors each one having a total volume of 49.5 L, one of control-sludge (RAHML), and tree of fixed film installed in series (RAHLF), followed by a sequential operated batch reactor (ASBR) with continue feeding with total volume of 339 L. In the RAHLF was used of bamboo were used as support to fix the film, plastic rings, and wad (*Luffa cyllyndrica*) rings. The hydraulic detention timing (HDT) and volumetric organic loads (VOL) applied in RAHML were 12, 10, 8 and 8 h of 52.6, 60.9, 64.8 and 123.2 g COD (Ld)⁻¹ and the RBS operated in a 24-hours operational cycle were 0.34, 0.50, 0.32 and 3.88 g COD (L d)⁻¹, into the assays number 1, 2, 3 and 4 respectively. The total COD and medium SST removed efficiently horizontal reactors set in serie, were from 95.5 to 96.7%, for 78.8 % and from 95 to 98.7% for 85.6% respectively. Increasing (VOL) to 123,2 g COD (L d)⁻¹ in the (RAHLF). The higher methane production happened in RAHLF with medial values up to 0.925 m³ CH₄ and 0.31 m³ CH₄ (g COD removed). The ASBR inclusion enabled obtain COD removing efficiency in suspended solid from 94.2 a 99% and from 94.4 a 99.3% respectively. The K, Ca, Mg and Na medium removed efficiently in system were from 50 for 81% and 67 for 89%, 65 for 79% and 53 for 68%, for Cu, Fe, Mn and Zn medium removed efficiently in system were high from 97 for 98% and 63 for 99%, and 75 for 85% and 89 for 94%, respectively, and can be attributed to the sludge immobilization.

KEYWORDS: combined system, post-treatment, nutrients removal, anaerobic treatment.

I. INTRODUÇÃO

A alta densidade populacional de suínos em pequenas áreas de produção e conseqüentemente a geração de grandes volumes de dejetos, pode ocasionar sérios problemas sanitários e ambientais, com a disposição indiscriminada no solo ou nos corpos d'água (FERNANDES & OLIVEIRA, 2006). As águas residuárias de suinocultura são caracterizadas pelas altas concentrações de matéria orgânica, nitrogênio, fósforo, Cu, Zn e microrganismos patogênicos, entre outros poluentes (RAMIREZ et al., 2003; SÁNCHEZ et al., 2005; ZHANG et al., 2006).

A digestão anaeróbia é considerada uma alternativa promissora para o tratamento de águas residuárias de suinocultura (SÁNCHEZ et al., 2005 (a)) e vem sendo amplamente estudada por alguns grupos no Brasil, principalmente em virtude da remoção de altas concentrações de matéria orgânica, da produção de metano, da baixa produção de lodo e da pequena demanda de área, entre outras vantagens.

Entre as diversas configurações de reatores anaeróbios de alta taxa utilizados no estudo do tratamento de águas residuárias de suinocultura, destacam-se os reatores UASB (SÁNCHEZ et al., 1995a e b, e 2005; OLIVEIRA 1997, PEREIRA, 2003; RAMIRES, 2005; SANTANA & OLIVEIRA 2005; KARAKASHEV et al., 2008; KUNZ et al., 2008, entre outros) o filtro anaeróbio (SANCHEZ et al., 1994 e 1995a; RAMIREZ et al., 2001, 2002, 2004; entre outros) o reator anaeróbio em batelada sequencial (ZHANG et al., 1997; MASSÉ et al., 2003; DUDA & OLIVEIRA, 2009a e b, entre outros) e o reator anaeróbio compartimentado (ABR) (BOOPATHY & SIEVERS, 1991; BOOPATHY, 1998; BARBER & STUCKEY, 1999; FERNANDES & OLIVEIRA, 2006; SHE et al., 2006; ABREU NETO & OLIVEIRA, 2009, entre outros). Esses reatores têm apresentado altas eficiências de remoção de matéria orgânica suspensa e dissolvida. Quando instalados em dois estágios, aumenta significativamente a estabilidade e a remoção de DQO, SST, N, P, metais e coliformes, como foi observado por ABREU NETO & OLIVEIRA (2009), DUDA & OLIVEIRA (2009 a e b), PEREIRA (2003), RAMIRES (2005) e SANTANA (2008).

Contudo, para algumas situações como pequenas e médias criações de suínos, poderá ocorrer demanda de tecnologias ainda mais robustas, no que diz respeito a tolerância a variações acentuadas de carga orgânica e hidráulica, em virtude do menor controle no manejo dos animais e dos dejetos; além de reatores com construção e instalação ainda mais simples que os reatores anaeróbios verticais citados.

Dessa forma, em algumas propriedades rurais, onde normalmente não existem grandes limitações de área de terreno, mas há maior necessidade de conservação do solo para a produção agropecuária; a maior facilidade de instalação, manutenção e operação, a alta tolerância a choques de carga orgânica, e os menores requisitos de área e de complexidade estrutural de construção podem configurar-se como vantagens para a utilização dos reatores anaeróbios horizontais.

Os reatores anaeróbios horizontais com manta de lodo (RAHML) e leito fixo (RAHLF) vem sendo estudados para o tratamento de esgoto sanitário doméstico e águas residuárias com compostos tóxicos (ZAIAT et al., 1994 e 1997; BARBOZA & FORESTI, 2001; CATTONY et al., 2005 e BENIS et al., 2009) e recentemente no tratamento de águas residuárias da produção agropecuária e agroindustrial, como as provenientes do processamento de mandioca e de laticínios (COLIN et al., 2007; KUCZMAN et al., 2007; RODGERS et al., 2008).

Os RAHLF são capazes de manter alta concentração de biomassa aderida ao suporte, boas características hidrodinâmicas e tempo de detenção hidráulica (TDH) relativamente curto para cargas orgânicas elevadas. Mas, segundo AMORIM et al. (2000 e 2005), há necessidade de estudos para a determinação dos limites de aplicação de cargas orgânicas volumétricas para o melhor aproveitamento do volume útil do reator, tornando-os mais econômicos.

O meio suporte contribui para o aumento do tempo de retenção de sólidos, favorecendo a população metanogênica e, conseqüentemente, aumenta a capacidade do reator horizontal de resistir a choques orgânicos, a mudanças nas características do substrato e à presença de compostos tóxicos, mas também pode contribuir para o entupimento do reator, em virtude da retenção exagerada de sólidos suspensos (RODGERS et al., 2008).

Com a finalidade de promover o equilíbrio entre as vantagens e desvantagens

dos sistemas de tratamento aeróbio e anaeróbio, pesquisas recentes recomendam a combinação destes processos, em especial com a primeira etapa anaeróbia seguida de tratamento aeróbio complementar (RAMIREZ et al., 2003). Comparado com os sistemas de tratamento aeróbio convencionais, os anaeróbios possuem baixo custo de implantação e operacional, ainda que acompanhados por um aeróbio de pós-tratamento para melhorar a qualidade do efluente (MANARIOTIS & GRIGORPOULOS, 2008).

O reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS) é uma das tecnologias empregadas para o pós-tratamento biológico de efluentes de reatores anaeróbios. Tem menor custo quando comparado com o sistema convencional de lodos ativados (CYBIS & PINTO 1997) e é uma alternativa tecnológica capaz de proporcionar as variações das condições ambientais necessárias para a remoção biológica de nutrientes, especialmente, o nitrogênio e o fósforo (BERNET et al., 2000), metais (Ca, Mg, Cu, Fe, Mn e Zn) e coliformes (SANTANA, 2008)

Assim, neste trabalho foram avaliados, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura:

- o desempenho de quatro reatores anaeróbios horizontais, em série, com a aplicação de altas cargas orgânicas volumétricas (COV), de 52,6; 60,9; 64,8 e 123,2 g DQO_{total} (L d)⁻¹,
- a utilização de diferentes formas de retenção de biomassa, (manta de lodo e meios suporte de anéis de bambu, anéis de plástico de conduíte e anéis de bucha vegetal seca (*Luffa cylindrica*) e
- o pós-tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais em reator operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua).

II. REVISÃO DE LITERATURA

2.1. Suinocultura

O alojamento de matrizes de suínos do rebanho industrial manteve a tendência de aumento verificada desde o final de 2004, com crescimento estimado em 3,4% de 2007 para 2008, atingindo 1,526 milhões de cabeças. Para 2009, a previsão de oferta

de animais para abate e para a produção de carne suína estão praticamente acertadas, com crescimento semelhante ao ano de 2008 ou um pouco superior caso haja maior controle da circovirose (MIELE, 2009). No Brasil atualmente existem 36 milhões de cabeças de suínos (IBGE, 2009).

Apesar dessas altas taxas de crescimento, a suinocultura no Brasil ainda é uma atividade, predominantemente, de pequenas propriedades rurais e assim muito importante do ponto de vista social e econômico, além de contribuir para a fixação do homem no campo. Cerca de 81,7% dos suínos são criados em propriedades de até 100 ha. A produção de suínos está presente em 46,5% das 51 milhões de propriedades rurais no Brasil, empregando mão de obra tipicamente familiar e constituindo importante fonte de renda e de estabilidade social (ZANOTELLI & PERDOMO, 2005).

Santa Catarina, com 95.443,9 km² de área territorial e efetivo de suínos de 5.235.692 cabeças, é o Estado com maior densidade de suínos (54,9 suínos/km²), a qual pode ser considerada baixa em relação aos padrões europeus (Alemanha :72,9 suínos/km² e Holanda :301 suínos/km²). No entanto, ao detalhar-se a análise os valores aumentam, na região Oeste de Santa Catarina, para 169 suínos/km², no município de Concórdia, para 287 suínos/km², e na sub-bacia do Rio do Lajeado Frágoso, para 613 suínos/km², tornando a situação preocupante (OLIVEIRA, 2007).

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).

VANOTTI & SZOGI (2009) na Carolina do Norte, em instalação para 5.600 suínos na fase de crescimento e terminação, com piso vazado e lavagem dos dejetos, analisaram 107 amostras de águas residuárias durante três ciclos de produção, num período de 14 meses, e obtiveram valores médios de: SST de 11113 mg L⁻¹, DBO_{5,20} de 6820 mg L⁻¹, DBO_{5,20} solúvel de 2499 mg L⁻¹, NTK de 2007 mg L⁻¹, N-NH₄⁺ de 1251 mg L⁻¹, P-total de 494 mg L⁻¹, Cu de 16,0 mg L⁻¹, Zn de 24,2 mg L⁻¹ e coliformes fecais 1,3 x

10^4 UFC mL⁻¹. ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) no Estado de São Paulo, em instalação experimental para 100 suínos na fase de crescimento e terminação, com lâmina d'água, analisaram 76 amostras de águas residuárias, num período de 267 dias, e os valores médios obtidos foram similares: SST de 4591 a 13001 mg L⁻¹, DQO_{total} 13350 a 28770 mg L⁻¹, DQO_{diss} de 2548 a 4055 mg L⁻¹, NTK de 496 a 1157 mg L⁻¹, N-amoniaco de 135 a 328 mg L⁻¹, P-total de 329 a 782 mg L⁻¹, Cu de 1,6 a 11,5 mg L⁻¹, Fe de 18,2 a 49,3 mg L⁻¹, Mn de 2,2 a 6,2 mg L⁻¹, Zn de 8,7 a 18,4 mg L⁻¹ e coliformes fecais de $5,5 \times 10^4$ a $9,6 \times 10^5$ NMP mL⁻¹.

Os principais constituintes dos dejetos suínos que afetam as águas superficiais são a matéria orgânica, os nutrientes, as bactérias fecais e os sedimentos. Nitratos e bactérias são os principais componentes que afetam a qualidade da água subterrânea. A produção de suínos acarreta também, a poluição associada ao problema do odor desagradável dos dejetos. Isto ocorre devido à evaporação dos compostos voláteis, que causam efeitos prejudiciais ao bem estar humano e animal, (PERDOMO, 1999; LUCAS JR et al., 1999).

A carga poluidora dos dejetos gerados em uma propriedade é determinado pelo tipo de dejetos, volume e grau de diluição, pois diferentes consistências exigem técnicas específicas de manejo, tratamento e distribuição. As perdas e desperdícios de água nos bebedouros e água utilizada na higienização das edificações de animais aumentam o volume de efluentes produzidos, agravando o problema da poluição e elevando os custos de armazenamento, tratamento, transporte e distribuição dos dejetos (PERDOMO, 2005). De acordo com LUDKE & LUDKE (2002), cerca de 45 a 60% do nitrogênio, 50 a 80% do fósforo e cálcio, 70 a 95% do cobre, zinco, potássio, magnésio, manganês e ferro consumidos são excretados pelos suínos.

A estratégia de armazenagem da água residuária de suinocultura, praticada no Brasil, na maioria das vezes por pequenos produtores, provoca altos índices de contaminação dos recursos naturais e pioram a qualidade de vida nos grandes centros produtores, pois a maioria dos efluentes da produção de suínos é disposta diretamente ou indiretamente no solo e cursos de água, sem receber tratamento adequado. O problema ambiental que esta atitude pode trazer para o desenvolvimento da suinocultura é grande. A poluição do ambiente nas regiões produtoras pode ser alta,

pois enquanto a demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅) do esgoto doméstico é de cerca e 200 a 500 mg L⁻¹, a DBO₅ dos dejetos de suínos oscila entre 30.000 e 52.000 mg L⁻¹, ou seja, em torno de 260 vezes superior. OLIVEIRA (1997) e PALHARES & CALIJURI (2007) afirmaram que, comparando-se o potencial poluidor de um suíno com o de uma pessoa, um animal pode poluir o equivalente a 3,5 humanos em relação à poluição orgânica.

O grande número de patógenos que podem estar presentes nos dejetos brutos representa um risco para a ocorrência de doenças como gastroenterites, entre outras. 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 pela sua relação com doenças como hipertensão, câncer, alergias e disfunções no sistema nervoso (PERDOMO, 2001). 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 *E. coli* 0157:H7, parasitas, tais como, *Cryptosporidium parvum* e vírus como os enterovírus.

Segundo KUNZ & MIELE (2008), os dejetos de suínos, quando adequadamente utilizados e manejados, podem constituir-se num adubo para as plantas, substituindo os adubos químicos. No entanto, ao contrário desses, que podem ser formulados de acordo com o tipo de cultura e solo, os dejetos de suínos possuem vários minerais que encontram - se em quantidades diferentes daquelas exigidas pelas plantas. Por essa razão, o seu uso continuado ou em excesso poderá prejudicar o solo, as plantas e as águas. Uma das maiores dificuldades para a mudança do pensamento equivocado de que o uso dos dejetos suínos como adubo não representa riscos de danos ambientais, é o fato de que muitos desses danos passam despercebidos ou demoram a ser percebidos pelos agricultores e até mesmo pelos técnicos de campo.

A produção e disposição destes dejetos em áreas onde não se tem uma demanda por nutrientes suficiente têm causado a lixiviação e percolação de dejetos, apresentando em determinadas regiões altos índices de contaminação dos recursos hídricos. Um dos elementos que deve ser objeto de preocupação é o nitrogênio, que está presente em altas concentrações em dejetos de suínos. Em fase aquosa está presente em várias formas e estados de oxidação, e os de maior relevância são o

nitrogênio orgânico dissolvido e particulado, o nitrogênio amoniacal (NH_3 / NH_4^+), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-) (HIGARASHI et al., 2008).

Portanto, é necessário que, os produtores tomem certas medidas de controle ambiental, e para que elas promovam mudanças reais e permaneçam ativas é fundamental, inicialmente, conhecer o material a ser manejado, pois as características quantitativas e a qualitativas dos efluentes dos sistemas de produção suinícola podem variar acentuadamente. Revisão detalhada a este respeito poderá ser encontrada em OLIVEIRA (1997), RAMIRES (2005), DUDA (2006), ABREU NETO (2007), PERDOMO (1999 e 2001), entre outros.

A utilização de biodigestores no tratamento de dejetos de suínos é uma tentativa para resolver os problemas ambientais desta atividade. Atualmente, no Brasil, a tecnologia dos biodigestores tem sido colocada como a única tecnologia capaz de resolver os problemas ambientais e, além disso, gerar créditos de carbono (PALHARES, 2008). No entanto, existem vários modelos de reatores anaeróbios de alta taxa que estão sendo estudados e aplicados.

A digestão anaeróbia pode constituir-se em alternativa para a atenuação dos impactos das águas residuárias de suinocultura, desde que se considerem no projeto e implantação: as características físicas, químicas e microbiológicas dos dejetos produzidos associados ao tipo de reator a ser utilizado, as possibilidades de disposição final do efluente e a disponibilidade de mão de obra preparada para a operação do sistema de tratamento na propriedade rural.

2.2.Tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura

Quando se discute águas residuárias de suinocultura, a aplicação do processo anaeróbio é destacado. A utilização de sistemas de tratamento contendo reatores anaeróbios está sendo amplamente estudada, em virtude de possibilitar a produção de metano, demandar pequena área, ter construção simples e permitir a utilização de nutrientes (nitrogênio e fósforo), após o tratamento, em outras atividades agrícolas. O lodo anaeróbio excedente pode ser utilizado como fertilizante e o líquido efluente do reator pode ser aplicado ao solo para a fertirrigação de culturas agrícolas (CAMPOS et

al., 2005). Para a reutilização do lodo anaeróbio e do efluente existe a necessidade de atendimento aos padrões sanitários, por exemplo, os descritos pela Organização Mundial de Saúde (OMS) (WHO, 2006) e nas Resoluções 357 e 375 do CONAMA (BRASIL, 2005 e 2006).

O interesse das agroindústrias pelo tratamento anaeróbio do resíduo que produzem vem aumentando, em virtude das vantagens em relação ao tratamento aeróbio. A digestão anaeróbia é um processo complexo natural em dois estágios, no qual é produzida uma variedade de intermediários, metano e dióxido de carbono, pela ação de um consórcio microbiano. A interdependência dos microrganismos é o fator chave no processo de digestão anaeróbia (SINGH & PRERNA, 2008).

No primeiro estágio, os sólidos voláteis são hidrolisados a ácidos graxos, pela ação dos microrganismos hidrolíticos e acidogênicos, no segundo estágio estes ácidos são convertidos à biogás por microrganismos especializados na formação de metano. Com forma e planejamento próprio o processo de digestão anaeróbia está presente na natureza por milhões de anos, e graças a novas tecnologias ela pode ser gerenciada em fazendas, convertendo resíduos em um produto rentável (SINGH & PRERNA, 2008).

Os microrganismos que participam do processo de decomposição anaeróbia podem ser divididos em três importantes grupos, com comportamentos fisiológicos distintos.

O primeiro grupo é composto de bactérias fermentativas que transformam, por hidrólise, os polímeros em monômeros, como aminoácidos, glicose e glicerol, e estes em acetato, hidrogênio, dióxido de carbono e ácidos orgânicos de cadeia curta.

O segundo grupo é formado pelas bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, o qual converte os produtos gerados pelo primeiro grupo (ácidos orgânicos e álcoois) em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.

Os produtos finais do segundo grupo são os substratos essenciais para o terceiro, que por sua vez constituem dois diferentes grupos de arqueas metanogênicas. Um usa o acetato, transformando-o em metano e dióxido de carbono, e o outro produz metano através da redução do dióxido de carbono com o uso do H_2 (CHERNICHARO 2007).

Segundo FONTOURA (2004), os reatores anaeróbios de alta taxa em geral, têm como característica a imobilização da biomassa anaeróbia em seu interior, possibilitando um tempo de retenção celular muito superior ao tempo de detenção hidráulica, obtendo-se um lodo mais estável podendo ser disposto sem nenhum tratamento.

Diversos trabalhos estão sendo desenvolvidos para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com esses reatores de alta taxa, principalmente, com UASB (OLIVEIRA & FORESTI, 1994; SANCHEZ et al., 1995a e b, e 2005; SANTANA & OLIVEIRA 2005; SCHOENHALS et al., 2007; entre outros), filtro anaeróbio (SANCHEZ et al., 1994 e 1995a; RAMIREZ et al., 2001, 2002 e 2004) reator anaeróbio compartimentado (ABR) (BOOPATHY & SIEVERS, 1991; BOOPATHY, 1998; BARBER & STUCKEY, 1999, FERNANDES & OLIVEIRA 2006; ABREU NETO & OLIVEIRA 2009). Algumas características das águas residuárias de suinocultura, dos reatores e dos resultados são descritas a seguir.

Os reatores UASB têm sido os mais estudados, em um e dois estágios, e de maneira geral os resultados obtidos têm sido satisfatórios, com eficiências de remoção de DQO e sólidos acima de 80% com COV de 5 a 40 g DQO (L d)⁻¹, e com produção de metano variável com a COV, a DQO e SSV do afluente, e com a temperatura média do ar. As pesquisas foram realizadas no Brasil e no exterior.

SANCHEZ et al. (1995b) avaliaram o desempenho de reator UASB, em escala de laboratório (volume de 6,5 L), tratando águas residuárias de suinocultura pré-peneiradas, por 75 dias, com COV de 5 g DQO (L d)⁻¹. Verificaram que a composição da água residuária variou com DQO de 4.800 a 12.600 mg L⁻¹ e SST de 1.900 a 3.200 mg L⁻¹. A eficiência de remoção de DQO foi de 40%.

OLIVEIRA (1997) avaliou o efeito da concentração de sólidos suspensos totais (500, 1000, 1500 e 2000 mg.L⁻¹) sobre o desempenho e características do lodo de dois reatores UASB de bancada, com volume de 10,5 L cada, tratando águas residuárias de suinocultura. O autor submeteu os reatores a diferentes COV (de 0,82 a 8,03 g DQO_{total}.(L d)⁻¹) e distintos tempos de detenção hidráulica (TDH de 30,20,12 e 8 h) e temperaturas (ambiente, 25 e 30°C). O autor concluiu que a COV e não o TDH foi o parâmetro limitante para afluentes com concentrações de SST de 1000 a 2000 mg L⁻¹ e

que para afluentes com concentrações menores que 1000 mg L^{-1} , o TDH foi o parâmetro limitante. Para COV até $5 \text{ kg DQO}_{\text{total}} (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ observaram-se eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 85%. As produções específica e volumétrica de metano foram de 0,10 a $0,18 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{kg DQO removida})^{-1}$ e de 0,072 a $1,151 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ respectivamente.

SANCHEZ et al. (2005) trataram águas residuárias de suinocultura, com $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 10 g L^{-1} em reator UASB (5 L) com temperatura de 30 a 35°C e COV de 1,0; 1,4; 1,6; 2,0; 2,7; 4,1 e $8,1 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ e observaram eficiências de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 85; 78; 75; 74; 57; 39 e 19 %, respectivamente.

SANTANA & OLIVEIRA (2005) avaliaram o desempenho de dois reatores UASB, em escala piloto, com volumes de 908 e 188 L, com TDH de 62,3 e 31,1 h no primeiro reator e de 12,9 e 6,5 h no segundo reator, respectivamente, e COV na faixa de 3,40 a $14,44 \text{ kg DQO}_{\text{total}} (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ no primeiro reator e de 2,25 a $18,70 \text{ kg DQO}_{\text{total}} (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ no segundo reator, com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 2.216 mg L^{-1} a 7.131 mg L^{-1} . As eficiências médias de remoção para o sistema de tratamento anaeróbio variaram de 86 a 93% e de 87 a 88% para a $\text{DQO}_{\text{total}}$ e SST, respectivamente. As produções volumétricas de metano variaram de 0,594 a $1,130 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ no primeiro reator e de 0,144 a $0,513 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ no segundo reator.

RAMIRES (2005) avaliou as eficiências de remoção da matéria orgânica, nutrientes e coliformes em reatores UASB em dois estágios, em escala piloto, com volumes de 908 e 188 L, para o primeiro e segundo reatores, respectivamente, alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias SST variando de 4940 a 12860 mg L^{-1} . O primeiro reator foi submetido a TDH de 36 e 18 h e COV na faixa de 5,5 a $34,4 \text{ kg DQO}_{\text{total}} (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$. As eficiências médias de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ variaram de 57,0 a 84,0% no primeiro reator e de 46,0 a 49,3% no segundo reator, resultando em eficiências de 81,0 a 91,7% para o sistema de tratamento em dois estágios. As produções de metano variaram de 0,72 a $1,33 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$. As eficiências de remoção de P-total, NTK e N-org variaram de 60,0 a 66,4%; de 37,5 a 62,4% e de 82,9 a 94,6%, respectivamente, para o sistema de tratamento. As eficiências médias de remoção de Fe e Cu variaram de 80,4 a 93,7% e de 81,2 a 88,6% respectivamente, para o sistema de tratamento. Houve redução de coliformes totais de

99,94 a 99,99% e de coliformes fecais de 99,85 a 99,99%.

SCHOENHALS et al. (2007) avaliaram o desempenho de dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), com volume de 27,5 m³, no tratamento de efluentes da suinocultura, com concentrações de SST variando de 1800 a 3330 mg L⁻¹ e de DQO_{total} de 6750 a 13525 mg L⁻¹, operados com TDH de 15,7 h. As máximas eficiências de remoção atingidas para SST e DQO foram 72,5 e 40,0%, respectivamente.

KARAKASHEV et al. (2008) estudaram o tratamento de águas residuárias de suinocultura em um reator UASB de 334 mL. As águas residuárias de suinocultura afluente foram centrifugadas. O reator UASB foi operado a 55°C, com TDH de 4 dias e COV média de 3,8 g DQO_{total} (L d)⁻¹. A alimentação do reator foi semi contínua (2,63 mL/min por 2 minutos, 12 vezes ao dia). A DQO_{total} e DQO_{diss} média do afluente do reator UASB foram de 23 e 19 g L⁻¹, respectivamente. As eficiências médias de remoção de DQO_{diss} observadas no reator UASB foram de 80 a 85%.

URBINATI & OLIVEIRA (2008) avaliaram o desempenho de dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), instalados em série, em escala piloto (com volumes de 908 L e 188 L para o primeiro e segundo reatores, respectivamente), no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com concentrações médias de DQO de 3734 a 26707 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 DQO_{total} variaram de 66% a 88% no primeiro reator e de 36% a 73% no segundo reator, resultando em valores médios de 86% a 96% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, operado com COV de 5,5 a 40,1 kg DQO_{total} (m³ d)⁻¹ no primeiro reator e de 4,5 a 29,7 kg DQO_{total} (m³ d)⁻¹ no segundo reator. As produções volumétricas de metano variaram de 0,318 a 0,805 m³ CH₄ (m³ d)⁻¹ no primeiro reator e de 0,196 a 0,288 m³ CH₄ (m³ d)⁻¹ no segundo reator.

Os filtros anaeróbios também têm sido testados; contudo, para tratar as águas residuárias de suinocultura brutas, existe o risco de colmatção do meio suporte, em virtude das altas concentrações de sólidos suspensos do afluente. Dessa forma, os filtros anaeróbios são mais indicados quando há um pré-tratamento eficiente para

remoção dos SST ou num sistema em dois estágios, após um reator UASB. Os trabalhos têm sido realizados no Brasil e no exterior.

SANCHEZ et al. (1995a) estudaram um filtro anaeróbio de fluxo ascendente com volume de 6 L, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO_{total} de 8,1 g L⁻¹ e DQO_{diss} de 5,4 g L⁻¹, e aplicaram COV de 1 a 25 g DQO_{total} (L d)⁻¹. O meio suporte utilizado foram anéis cerâmicos com 60% de índice de vazios. As eficiências médias de remoção de DQO_{diss} decresceram de 93 para 30%, com o aumento da COV.

RAMIREZ et al. (2004) trabalharam com reator UASB seguido de um filtro anaeróbio, com DQO_{total} e SST afluente de 2200 a 3970 e de 1300 a 4690 mg L⁻¹ respectivamente. O efluente tratado no reator UASB foi introduzido no filtro anaeróbio, de doze litros, confeccionado em tubo de PVC rígido, com diâmetro de 0,15 m, altura de 0,83 m. O meio suporte eram peças plásticas injetadas, previamente tratadas por agente físico e químico para aumento da porosidade superficial, com área específica de 450 m² m⁻³ e peso específico 400 kg m⁻³. O índice de vazios foi de 56% e o meio suporte empacotado ocupava altura de 0,73 m. O filtro foi operado com TDH de 8,5 h e o efluente tinha valores médios de DQO_{total} e solúvel de 1000 e de 680 mg L⁻¹, respectivamente. A remoção da carga orgânica solúvel foi de 2,0 a 4,5 kg DQO (m³ d)⁻¹, propiciando eficiência de remoção de DQO_{total} e SST de até 80 e 60%, respectivamente. O filtro anaeróbio também contribuiu para a remoção de coliformes termotolerantes de 80 a 96% e de *Salmonella choleraesuis* de 50 a 70%.

Outra configuração promissora é o reator anaeróbio compartimentado (anaerobic baffled reactor – ABR). Com os trabalhos de pesquisa concluídos no Brasil e no exterior têm sido obtidos resultados com eficiências de remoção de DQO e sólidos suspensos acima de 70%, com águas residuárias de suinocultura com SST na faixa de 4,5 a 13,0 g L⁻¹. As produções de metano foram inferiores as obtidas nos reatores UASB, em virtude da ausência de separador de fases (gás – sólido – líquido) no ABR.

BOOPATHY & SIEVERS (1991) compararam o desempenho de configuração do reator anaeróbio compartimentado com 2 e 3 câmaras na retenção de material orgânico particulado proveniente de águas residuárias de suinocultura. Os reatores com volume total de 10 L foram operados com COV de 4 g SV (L d)⁻¹ e TDH de 15 d. As partículas de tamanho menor que 3,9 mm eram compostas principalmente por proteínas, celulose,

hemicelulose e lipídeos, as quais são de hidrólise lenta, mas possuem bom potencial para produção de metano (corresponderam a 50% do metano produzido). A maior parte das partículas retidas no reator foi de diâmetro maior que 3,9 mm e apresentaram pouco potencial para produção de metano. A eficiência de remoção de DQO no reator de 3 câmaras alcançou 69% e foi superior ao de 2 câmaras com 62%, mas a eficiência na retenção de sólidos foi maior na configuração em 2 câmaras em virtude do maior volume da primeira câmara.

BOOPATHY (1998) comparou o desempenho do reator anaeróbio compartimentado com número diferente de câmaras (2 a 5) e concluiu que o aumento do número de câmaras num mesmo volume de reator aumenta o TRS (tempo de retenção de sólidos), aumentando significativamente a retenção de partículas no reator. Os reatores, com volume total de 15 L, foram alimentados com água residuária de suinocultura com concentração de DQO de $59,4 \text{ g L}^{-1}$ e foram aplicadas COV de $4 \text{ g SV (L d)}^{-1}$ e TDH de 14 d. Da configuração de 2 câmaras para a de 5 câmaras, a eficiência de remoção aumentou de 54 para 65% para ST, de 65 para 77% para SV e de 70 para 78% para DQO.

FERNANDES & 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 reator compartimentado (ABR) e UASB instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente), alimentados com águas residuárias de suinocultura, submetidos a tempos de detenção hidráulica (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 e de 41,5 a 50,1% no reator UASB, resultando em valores médios de 86,8 a 94,9% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios. As eficiências de remoção de SST e SSV foram da ordem de 95,6%. As produções de metano no ABR foram de $0,63 \text{ a } 0,76 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d)}^{-1}$. As remoções de coliformes fecais foram superiores a 99%, resultando contagens de $2,07 \times 10^4$ a $8,4 \times 10^5 \text{ NMP (100 mL)}^{-1}$.

ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) avaliaram o desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reator compartimentado (ABR) e UASB,

instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente) tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de 4591 a 13001 mg L⁻¹ e submetidos a TDH de 60 a 24 h no primeiro reator e de 13,6 a 5,4 h no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQO_{total} variaram de 69 a 88% no reator ABR e de 34 a 58% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR + UASB). A produção volumétrica máxima de 0,455 m⁻³ CH₄ (m⁻³ reator d)⁻¹ ocorreu no ABR, com COV de 13,42 g DQO (L d)⁻¹ e TDH de 48 h. As eficiências médias de remoção de NTK, N-org e P-total, variaram de 51 a 71%; de 76 a 94% e de 39 a 61%, respectivamente, e de 62 a 95% para cobre, ferro, manganês e zinco. Houve remoção de coliformes totais e fecais acima de 91,935 a 99,667% porém, foram observados nos efluentes número de coliformes fecais acima de 1,5 x 10⁵ NMP/100 mL.

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). Em virtude desta e de outras vantagens, o ASBR têm sido estudado no Brasil e no exterior para o tratamento de dejetos da suinocultura com características de semi-sólido (sólidos totais (ST) de 4 a 10%) e líquido (ST de 0,5 a 3,5%) obtendo-se eficiências de remoção de DQO e ST de 50 a 90%.

ZHANG et al. (1997) trataram águas residuárias de suinocultura com SV de 2,7 a 33,0 g L⁻¹ em ASBR, aplicando COV de 0,9 a 5,5 g SV (L d)⁻¹ e TDH de 2,3 e 6 d, com temperatura de 25°C. As reduções de SV foram de 39 a 61%, de DBO₅ de 59 a 86% e a produções volumétricas de biogás de 0,4 a 2,3 L (L d)⁻¹. Os melhores resultados foram obtidos com TDB de 3 d.

MASSÉ et al. (2003), com águas residuárias de suinocultura com DQO de 48,77 g L⁻¹, aplicaram COV de 1,2 e 1,4 g DQO (L d)⁻¹ em ASBR de 42 L, operado a 20 °C e 15 °C, e obtiveram 89,5 e 64,0% de remoção de DQO, respectivamente.

DUDA & OLIVEIRA (2009 a e b) utilizaram ASBR, em escala piloto (volumes 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%.

Além desses reatores anaeróbios de alta taxa outras configurações e associações entre dois reatores foram revisadas, contudo em menor número de trabalhos publicados e, geralmente, com resultados inferiores e ou aplicabilidade limitada.

Uma nova configuração que tem sido intensamente estudada no Brasil, nas últimas duas décadas, com resultados satisfatórios consolidados, principalmente, para tratamento de águas residuárias industriais com compostos tóxicos, é a do reator anaeróbio horizontal. Ele ainda não foi testado com águas residuárias de suinocultura, e pode constituir-se em alternativa vantajosa, no que diz respeito a maior facilidade de instalação, manutenção e operação, e aos menores requisitos de área e de complexidade estrutural para construção. Além disso, a tolerância a variações acentuadas de carga orgânica e hidráulica pode torná-lo uma opção mais adequada em propriedades onde o manejo dos animais e dos dejetos produzam alterações acentuadas nas características quantitativas e qualitativas das águas residuárias de suinocultura.

2.3.Reator anaeróbio horizontal com manta de lodo e leito fixo no tratamento de águas residuárias.

O desempenho e estabilidade do processo anaeróbio de tratamento de águas residuárias são dependentes da retenção da biomassa ativa dentro do reator por períodos maiores que o tempo de geração das arqueas metanogênicas. Por esta razão, biorreatores contendo biomassa imobilizada em suporte inerte estão sendo amplamente usados, como base para uma aplicação extensiva e fundamental de pesquisa (ZAIAT et al., 1997).

O aperfeiçoamento e o desenvolvimento de novos sistemas biológicos para o tratamento de águas residuárias, está intimamente relacionado com os avanços na

microbiologia, principalmente no que diz respeito aos consórcios microbianos (KUCZMAN et al., 2007). De acordo com LIMA et al. (2005), as recentes configurações de reatores anaeróbios para tratamento de esgoto sanitário primam pela adoção de artifícios que propiciam maior acúmulo de biomassa ativa, como o reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF).

Os reatores de leito fixo caracterizam-se por dispor de um meio suporte para retenção da biomassa em seu interior de forma a propiciar condições favoráveis ao crescimento do biofilme aderido ou retido (FORESTI et al., 1995). As descobertas das técnicas de imobilização de microrganismos a partir do filtro anaeróbio contribuíram fortemente para o avanço das novas concepções de reatores anaeróbios (BARBOZA et al., 2002).

ZAIAT et al. (1994) propuseram uma nova configuração de reator anaeróbio com geometria tubular e fluxo horizontal, contendo em seu interior biomassa imobilizada em suporte estacionário de espuma de poliuretano, a qual tem sido extensivamente estudada, no tratamento de esgoto doméstico e águas residuárias industriais e para a remoção de agentes tóxicos (FONTOURA, 2004).

Em 1995, o RAHLF contendo lodo anaeróbio imobilizado em matrizes cúbicas de espuma de poliuretano foi proposto por FORESTI et al. (1995), tratando água residuária de indústria de papel reciclado. ZAIAT et al. (1997) analisaram o desempenho do RAHLF, em escala laboratorial, no tratamento de substrato sintético a base de glicose; com o objetivo de observar as variações do período de partida, e também o comportamento de parâmetros de monitoramento ao longo do reator. Em 2001, foi verificado no RAHLF a remoção de agentes tóxicos como formaldeído (OLIVEIRA, 2001). RIBEIRO et al. (2003) estudaram a performance do RALHF na degradação de compostos BTEX (benzeno, tolueno, etilbenzeno e xileno) existentes em águas contaminadas por postos de combustíveis. Estes são alguns entre os vários trabalhos de pesquisa publicados com o RAHLF, dos quais alguns serão descritos abaixo com o objetivo de dar mais subsídios às justificativas para a sua aplicação no tratamento de águas residuárias de suinocultura.

TOMAZELA et al. (2001) trabalharam com o reator anaeróbio horizontal com volume de 1000 L, com cinco estágios, preenchido com espuma de poliuretano em

forma de cubos, para o tratamento de esgoto doméstico, com DQO_{total} de 660 mg L^{-1} . Foram obtidas reduções das variáveis de DQO, turbidez e sólidos em suspensão, em torno de 57%, 64% e 75%, respectivamente.

BARBOZA & FORESTI (2001) e BARBOZA (2002) utilizaram um reator acidogênico horizontal tubular (RAHT), em escala de bancada, com volume de 2209 mL (comprimento (L) de 104 cm e diâmetro (D) de 5,2 cm), sem leito fixo, para tratar substrato sintético simulando esgoto sanitário, com DQO de 560 mg L^{-1} . A duração do experimento foi de 72 dias e o TDH adotado foi de 4 h. A COV foi da ordem de $3,36 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$. O valor médio de remoção de DQO_{total} , no período até o 33º dia de operação, foi de 42,7%. No período do 33º ao 56º dia de operação, ainda com temperatura de 25°C, a eficiência média de remoção foi de 47,9%. Com a diminuição da temperatura para 20 e 15°C as remoções foram de 51,8 e 50,4%, concluindo-se que não houve influência da temperatura na faixa de 15 a 25°C. A conversão da matéria orgânica ocorreu no início do reator, entretanto, a produção de ácidos foi retardada, intensificando-se a partir do ponto de coleta $L/D=12$. A concentração de ácidos aumentou cresceu com o aumento do TDH. Não houve produção de metano no RAHT.

Para tratar o efluente do RAHT foram instalados dois RAHLF, com dimensões idênticas, preenchidos com cubos de espuma de poliuretano (com 5 e 10 mm de lado), operados com TDH de 8 h. As eficiências de remoção de DQO decresceram de 78,6 e 79,0%, para 67,4 e 67,9% e para 55,2 e 53,0% com a diminuição da temperatura de 25°C para 20°C e 15°C. Nos RAHLF foram observadas produções de metano com grande variação e possivelmente influenciadas pelas variações na temperatura (BARBOZA, 2002).

BARBOZA (2002) também estudou cinco RAHLF submetidos a velocidades e temperaturas crescentes de 10,4 a 52,0 cm h^{-1} e de 15 a 35°C, e TDH decrescentes de 25 a 5 h, para tratar substrato sintético simulando esgoto sanitário pré-acidificado, com DQO de 300 mg L^{-1} . As reduções de temperatura e do TDH provocaram maiores instabilidades na qualidade do efluente. Assim, as eficiências de remoção de DQO foram de 57,0 a 64,2%, 42,5 a 66,6%, 41,3 a 62,8%, 36,8 a 57,0% e de 34,1 a 50,0%, diminuindo com o aumento da velocidade e aumentando com os acréscimos na temperatura. Ocorreu alta capacidade de conversão da matéria orgânica já no primeiro

trecho dos reatores ($L/D=4$). Para remoção de DQO mínima de 70%, na faixa de temperatura estudada, com a menor velocidade seria necessário 45% do comprimento do reator para atingi-la, e com a maior velocidade não seria possível obtê-la.

Considerando que as variações nas concentrações de matéria orgânica em muitas águas residuárias industriais podem restringir a utilização de reatores anaeróbios para o seu tratamento, AMORIM et al., (2005) avaliaram o desempenho e estabilidade de RAHLF submetido a aumentos progressivos na DQO do afluente proveniente de metanol e ácidos voláteis com valores de 2000 a 5000 mg L⁻¹ e a aplicação de choques de carga orgânica (aumentos de até 3 vezes na COV). O RAHLF foi operado com TDH de 7 h e temperatura de 30°C; as COV aplicadas foram de 6,8 a 18,8 kg DQO (m³ d)⁻¹ obtendo-se a partida rápida (15 dias) sem inibição do processo mesmo com COV máxima. Com DQO afluente de 5000 mg L⁻¹, no efluente foram obtidas DQO de 135 ± 92 mg L⁻¹, AVT de 123 ± 55 mg L⁻¹ e porcentagem de CH₄ no biogás de 91 ± 1%. Nas condições de choque de carga orgânica, as COV foram de 17,10 a 47,10 g DQO (m³ d)⁻¹ e, apesar de aumentos na DQO e AVT no efluente, após 17 h o reator recuperou o desempenho anterior ao choque, indicando que o limite máximo da capacidade de assimilação de choques de COV ainda não foram atingidos nas faixas estudadas.

Recentemente, os reatores anaeróbios horizontais com manta de lodo e com leito fixo estão sendo estudados para o tratamento de águas residuárias de origem da agroindústria e agropecuária, (COLIN et al., 2007, KUCZMAN et al., 2007 e RODGERS et al., 2008).

KUCZMAN et al., (2007) operaram reator anaeróbio horizontal, com volume de 16,2 L, para tratar águas residuárias de fecularia com DQO de 13307 a 17650 mg L⁻¹, aplicando TDH de 13,0; 8,2 e 6,5 d, o que resultou em COV de 1,28; 1,57 e 2,68 g DQO_{total} (L d⁻¹). A alimentação com a manipueira foi descontínua simulando a sua produção diária na indústria e a temperatura foi controlada a 33±1°C. O reator foi inoculado com lodo proveniente de lagoa anaeróbia de fecularia. As reduções médias de SV e DQO_{total} foram de 89,5 a 99,5% e de 95,3 a 99,2%, respectivamente; e as produções médias de biogás variaram de 0,49 a 0,82 L (g DQO removida)⁻¹ e de 0,41 a 0,63 L (L reator d)⁻¹.

COLIN et al. (2007) utilizaram um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (volume total de 13 L e útil de 9,46 L), com varetas de bambu (de 20 a 30 cm de comprimento e diâmetro de 1 cm) como meio suporte, para o tratamento de águas residuárias da produção de amido de mandioca, com valores médios de DQO_{total} de 5100 mg L^{-1} , SST de 1280 mg L^{-1} e SSV de 1250 mg L^{-1} . O reator foi operado com COV crescentes até $11,8 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$, com TDH de 43,2 a 9,5 h, num período de 6 meses, com temperatura média diurna de 30°C e noturna de 19°C . A eficiência de remoção de DQO_{total} foi de 87% com a COV máxima e a produção específica de biogás foi de $0,36 \text{ L (g DQO removida)}^{-1}$, com concentrações de metano de 69 a 81%.

RODGERS et al. (2008) propuseram um reator de escoamento horizontal com biofilme, construído com 45 placas de poliestireno nervuradas sobrepostas paralelamente. O afluente utilizado foi água residuária sintética simulando efluentes de laticínios com valores médios de DQO_{total} de 2709 mg L^{-1} , $DQO_{filtrada}$ de 2229 mg L^{-1} , DBO de 1933 mg L^{-1} , SST de 333 mg L^{-1} , NT de 299 mg L^{-1} e N-amoniacal de 138 mg L^{-1} . A alimentação do afluente foi intermitente (10 min h^{-1}) sobre a 1ª e 30ª placas, a partir das quais escoava por gravidade até a 45ª placa. As cargas orgânicas superficiais corresponderam a $63,2 \text{ g DQO (m}^2 \text{ d)}^{-1}$ e $31,6 \text{ g DQO (m}^2 \text{ d)}^{-1}$ na 1ª e 30ª placas, respectivamente. Foi observada redução média de 97% para DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$. A maior parte da remoção da $DQO_{filtrada}$ (91%) ocorreu da 1ª a 7ª placas, nas quais ocorreram as maiores concentrações de ST (49554 mg L^{-1}) e SV (20911 mg L^{-1}) do biofilme e as concentrações de oxigênio dissolvido (OD) foram próximas de zero. A nitrificação aumentou da 7ª a 29ª placas, com OD de $5,05$ a $5,85 \text{ mg L}^{-1}$, e a desnitrificação ocorreu depois da 30ª placa, onde o OD diminuiu para $1,5 \text{ mg L}^{-1}$, resultando em remoções médias de 72,8% do NT. A remoção média de P foi de 39%.

2.4. Meios suporte para reatores anaeróbios de leito fixo

A principal finalidade do meio suporte é reter sólidos no interior do reator, como biofilme formado na superfície deste ou por retenção de lodo nos interstícios existentes.

O leito fixo ajuda a separar os sólidos dos gases e ajuda a promover a uniformização do escoamento no reator. Além disso, é possível haver acúmulo de

grande quantidade de biomassa, com o conseqüente aumento do tempo de retenção celular e diminuição do tempo de detenção hidráulica, visto que o meio suporte é uma barreira física que evita o carregamento dos microrganismos e de outros sólidos para fora do sistema de tratamento, ajudando também a obter efluente de melhor qualidade (CHERNICHARO, 2007).

Vários tipos de materiais já foram estudados e utilizados como meio suporte em reatores anaeróbios: blocos cerâmicos, conchas de ostras e de mexilhões, caroço de pêssego, anéis plásticos, cilindros vazados, granito, polietileno, escória de alto forno, casca de coco verde, espuma de poliuretano, entre outros.

O material suporte deve ter estrutura resistente, leveza, grande área específica, porosidade elevada, ser biológica e quimicamente inerte, possibilitar a colonização acelerada dos microrganismos e ter custo reduzido (PINTO, 1996 e SPEECE, 1996) características encontradas no bambu, eletroduto de polipropileno corrugado (conduíte plástico) e a bucha vegetal seca (*Luffa cylindrica*).

2.4.1. Bambu (*Bambusa oldhamii*)

No Brasil, a maioria das espécies de bambus conhecidas foi trazida pelos portugueses na época da colonização. Eles trouxeram as espécies tropicais exóticas, sendo as mais comuns: a *Bambusa Vulgaris* (bambu-verde), *Bambusa vulgaris* variedade Vitaa (bambu imperial), *Bambusa tuldoidea* (bambu comum), *Dendrocalamus giganteus* (bambu gigante ou bambu balde) e *D. latiflorus* (COSTA, 2003).

O maior desenvolvimento vegetativo de bambus observa-se em solos arenosos com elevado teor de matéria orgânica e boa drenagem, essenciais para o ciclo de vida vegetativa de espécies tropicais. As chuvas, por sua vez, desempenham papel de grande relevância, pois o bambu é um grande consumidor de água e nutrientes. O nível de precipitação pluviométrica para o desenvolvimento dos bambus varia de 1.300 a 1.400 mm por ano (COSTA, 2003).

Existem vários trabalhos relacionados a tratamento de águas residuárias com reatores nos quais o bambu é utilizado como material suporte. A maioria são com filtros anaeróbios, na tentativa de substituir a pedra brita (mais comumente utilizada no Brasil),

buscando materiais que tenham estrutura resistente, leveza, grande área específica, porosidade elevada, custo reduzido e que seja biológica e quimicamente inerte (SPERLING, 1996).

TRITT et al. (1993) relataram que quando se usa material sintético para a fixação de matéria orgânica os resultados são positivos em termos de purificação, mas esbarram no problema dos altos custos. Por este motivo o uso de material sintético pode se tornar inviável em países subdesenvolvidos, pois além do alto custo de aquisição, há necessidade do transporte, já que nestes países dificilmente eles são fabricados. 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.

NAVAL et al. (2004) testaram um filtro anaeróbio, com volume de 1662 m³, no pós-tratamento de reator UASB tratando esgoto sanitário doméstico, com DQO_{total} de aproximadamente 250 mg L⁻¹. No filtro anaeróbio de fluxo ascendente foi utilizado como material suporte anéis de bambu. As eficiências médias de remoção de DQO no filtro anaeróbio foram de 25%, com concentrações finais da ordem de 150 mg L⁻¹. A remoção de sólidos também foi satisfatória e o efluente teve aspecto bastante clarificado, entretanto a remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo) praticamente não aconteceu.

TONETTI et al. (2007) avaliaram a partida de filtros anaeróbios, com recheio de bambu, para tratar esgoto sanitário proveniente de algumas instalações de uma universidade. Foi utilizado um tratamento preliminar e em seguida, uma porção do fluxo foi direcionada a três filtros anaeróbios. Os filtros foram construídos em aço inox com formato cilíndrico e com volume total de 500 L, com fundo cônico e separado da região ocupada pelo meio suporte por uma grade de bambu, funcionando como um compartimento para a distribuição do esgoto. Foram utilizados bambus da espécie *Bambusa tuldoidea*, cortados em anéis de 5 cm. A avaliação dos valores de DQO demonstraram que, apesar de ter transcorrido um período de 6 meses, o sistema ainda não havia entrado em condições de equilíbrio, demonstrando que a eficiência de remoção poderia superar a média de 58%.

COLIN et al. (2007) utilizaram o bambu em RAHLF com remoções de DQO de até 87%, conforme descrito no item 2.3.

2.4.2. Eletroduto de polipropileno corrugado (conduíte plástico)

Em vários trabalhos com reatores anaeróbios de leito fixo têm sido utilizados meios suportes sintéticos, como espumas de poliuretano, colméias plásticas, anéis de plástico corrugado (conduíte) e anéis pré-fabricados de plástico, para o tratamento de águas residuárias predominantemente orgânicas. Isto porque na hora de escolher o material para suporte o índice de vazios é um dos aspectos mais importantes, pois quanto maior, mais biomassa pode ser acumulada, fazendo com que o tratamento, teoricamente, seja mais eficiente. Entre os materiais citados, os conduítes e os anéis pré-fabricados de plástico tem sido os mais utilizados (CAVALCANTI, 2005).

Este tipo de enchimento foi utilizado por ANDRADE NETO (1994) em filtros anaeróbios para tratar esgoto sanitário doméstico, obtendo-se efluente com 15 e 100 mg L⁻¹ de SSV e de DQO, respectivamente. Houve diminuição de gastos, pois o meio suporte constituído de conduíte era bem mais leve do que o utilizado comumente, composto por brita nº 4.

ANDRADE NETO et al. (2001) analisaram, comparativamente, o desempenho de dois filtros anaeróbios com volumes iguais, mesmo material de enchimento e o mesmo afluente e vazões, mas com sentido de fluxo diferentes, um ascendente e outro descendente (afogado). Os filtros receberam o efluente de um grande tanque séptico de câmaras em série, alimentado com esgoto essencialmente doméstico. Cada filtro tinha 4,0 m de comprimento por 0,7 m de largura e profundidade de 1,2m. Foram preenchidos com anéis de eletroduto corrugado de plástico. Nos dois filtros os valores de remoção foram similares, de até 56 e 61% para DQO_{total} e SST, respectivamente.

BRITO et al. (2005) avaliaram o desempenho de uma Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) anaeróbia compacta na remoção de SS, DQO e turbidez. A ETE consistia de uma unidade compacta, fabricada em plástico reforçado com fibra de vidro, composta por um digestor anaeróbio, que tinha características de decanto-digestor e de reator de manta de lodo em um mesmo reator com separador de fases, seguido por um filtro anaeróbio com enchimento de anéis de eletroduto corrugado de plástico. O sistema de tratamento foi alimentado com esgoto essencialmente doméstico; com um tempo de detenção total de 19,6 h, sendo 13 h no primeiro reator anaeróbio e 6,6 h no

filtro anaeróbio. O sistema foi acompanhado durante seis meses e verificaram-se reduções de SST e DQO de até 82,2% e 89,8% respectivamente.

CIRNE et al. (2007) avaliaram um sistema para tratamento de esgotos sanitários composto por um decanto-digestor prismático retangular com duas câmaras em série, seguido por quatro (três em uso) filtros anaeróbios de fluxo descendente e leito afogado, em paralelo. Os filtros, cujos volumes eram idênticos, diferenciavam-se pela utilização de diferentes meios suporte: tijolos cerâmicos vazados, anéis de eletroduto corrugado de plástico (conduíte cortado) e pedra britada nº 4. Os resultados obtidos demonstraram que o filtro utilizando anéis de eletroduto corrugado de plástico (média de remoção de DBO e SST no sistema de 84% e 80%, respectivamente) foi o de melhor desempenho, seguido do que utilizou tijolos cerâmicos vazados e o com brita nº 4 (médias de remoção de DBO e SST no sistema de 77% e 78%, respectivamente).

2.4.3. Bucha Vegetal (*Luffa cylindrica*)

A *Luffa cylindrica* é uma planta herbácea, pertencente à ordem das *Curbubitales* e à família das *Cucurbitáceas*. É uma trepadeira de regime anual e perene, rastejantes ou escandentes que podem chegar até 5 metros, de folhas grandes, ásperas e verde-escuras, que lembram a forma de uma mão aberta. Produz flores grandes e amareladas. Seu fruto, de até 50 cm de comprimento, é cilíndrico. Prefere solo argilo-arenoso, bem drenado e com acidez fraca. Deve ser plantada na primavera, e exigente em fertilidade do solo e apresenta boa resposta a adubação orgânica (CORRÊA, 1978).

A bucha vegetal (*Luffa cylindrica*) é de crescimento fácil no Brasil. É leve, e apresenta naturalmente uma arquitetura entrelaçada e altamente porosa. Essas características conferem a esse material um potencial de uso como suporte em imobilização de biomassa (OGBONNA et al., 1996).

O fruto da *Luffa cylindrica* é ao mesmo tempo poroso e fibroso, com fibras finas, resistentes e elásticas. Apresenta um núcleo com estrutura semelhante a um material do tipo colméia, circundado por um emaranhado de fibras dispostas em um arranjo multidirecional. Além da manta externa, o núcleo e as fibras soltas podem compor materiais com propriedades peculiares (BOYNARD, 1998).

Alguns trabalhos têm sido feitos em reatores com leito fixo utilizando a bucha vegetal seca como meio suporte para tratamento de águas residuárias para a remoção de metais e de matéria orgânica.

TARLEY & ARRUDA (2004) estudaram a aplicação da bucha vegetal seca na remoção de chumbo de efluentes de laboratório e observaram que a capacidade máxima adsorção foi de $9,20 \text{ mg g}^{-1}$, o que permitiu remoções de até 98% de Pb em $\text{pH} = 4,0$. Concluíram que era possível tratar 250 L do efluente com 15 kg de bucha. OLIVEIRA (2007) também utilizou a bucha vegetal (*Luffa cylindrica*) como meio suporte para tratamento de efluentes contendo íons metálicos e corantes têxteis. O experimento foi realizado em batelada e também em colunas de leito fixo, constatando-se que em $\text{pH} 2,5$ ocorreu a maior remoção dos corantes e com $\text{pH} 5,0$ a maior remoção de Pb, Cd, Cu e Zn.

VIANNA (2005) estudaram o fruto seco descascado de bucha vegetal (*Luffa cylindrica*) como meio suporte em filtros biológicos percoladores de bancada (com diâmetro de 0,2 m e altura útil de 1,0 m) para tratamento de esgoto sanitário. Obtiveram valores médios de densidade aparente de 20 kg m^{-3} , porosidade de 0,97 e permeabilidade de 108 cm s^{-1} para a bucha. As remoções médias de DQO, DBO e SST foram de 53, 67 e 53% no filtro preenchido com bucha e de 46, 55 e 28% no preenchido com seixos. A turbidez foi menor nos filtros com bucha (6,98 UNT) do que nos filtros com seixos (8,92 UNT). Nos filtros com bucha a concentração média de nitrato no efluente foi de $36,71 \text{ mg L}^{-1}$ e no filtro com seixos de $3,88 \text{ mg L}^{-1}$. Quanto a durabilidade da bucha, observou-se que as fibras permaneciam inalteradas, somente houve diminuição do volume ocupado no reator, provocando reposição mensal para manter a altura do meio suporte nos filtros.

O custo ambiental da disposição final de produtos convencionais quando comparados a materiais que utilizam fibras vegetais são desfavoráveis, além dos benefícios sociais que o uso desses materiais acarreta. O desenvolvimento auto-sustentado, relacionado ao equilíbrio dos ciclos biológicos, tem como principal preocupação, não retirar da natureza mais do que ela seja capaz de produzir, o que aponta para a produção agrícola e ao extrativismo não-predatório. Juta, sisal, fibras de coco, abacaxi, *rami*, cânhamo, fibra de madeira, bagaço de cana e várias outras fibras

celulósicas são exemplos de produtos naturais que têm sido utilizados como matérias-primas para compor materiais novos. Além de estarem enquadradas nos ciclos ecológicos, apresentam um grande potencial comercial (BLEDZKI, 1999).

2.5. Reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS) para o pós-tratamento de águas residuárias.

De acordo com CALLADO & FORESTI (2003), a 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-amoniacoal de no máximo de 20 mg L^{-1} . Embora não haja restrição quanto ao fósforo nos efluentes, a Resolução nº 357 do CONAMA fixa que nas águas doces o teor máximo de fosfato deve ser de $0,025 \text{ mg L}^{-1}$ de P. Desta forma, faz-se necessário o pós-tratamento dos efluentes anaeróbios, para que estes possam ser lançados nos corpos receptores sem que causem danos.

De acordo com ABREU & ZAIAT (2008), 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.

O uso do RBS aeróbio é uma alternativa tecnológica capaz de proporcionar as variações das condições ambientais necessárias para a remoção biológica de nutrientes, especialmente nitrogênio e fósforo (BERNET et al., 2000).

Nos despejos de águas residuárias, normalmente, encontram-se nutrientes em excesso, como por exemplo o nitrogênio. Este constituinte quando na forma de amônia, irá ocasionar problemas ao meio ambiente aquático. O reator aeróbio em batelada seqüencial (RBS) é uma das tecnologias empregadas no tratamento biológico de

esgoto doméstico e industrial, que permite a remoção de nitrogênio. Este tipo de reator possui grande potencial para o processo de nitrificação, em virtude da sua flexibilidade operacional, além de apresentar custo menor quando comparado com o sistema convencional de lodos ativados (CYBIS & PINTO, 1997).

A utilização de reatores aeróbios em batelada sequencial (RBS) é uma das possíveis alternativas tecnológicas, capazes de proporcionar as variações das condições ambientais necessárias para a ocorrência da nitrificação e desnitrificação (CYBIS & PICKBRENNER, 2000).

Para isso é necessário que ocorra primeiro a amonificação, na qual os microrganismos heterótrofos transformam compostos orgânicos nitrogenados em nitrogênio amoniacal (NH_3 e NH_4). O segundo processo é a nitrificação, no qual microrganismos autótrofos, em ambiente aeróbio, oxidam o amônio a nitrito e nitrato. E finalmente, o processo de desnitrificação, no qual em ambiente anóxico, microrganismos heterótrofos facultativos realizam a redução de nitritos e nitratos a nitrogênio elementar. A operação segundo um ciclo pode proporcionar as condições ambientais para que ocorram esses processos. Implica também na divisão do reator em duas partes superpostas. A parcela superior do volume útil do tanque, a zona de carga, é alternadamente preenchida e esvaziada, o que determina a intermitência do fluxo do esgoto. A parte inferior consiste na zona de lodo, na qual é acumulado o lodo do reator, quando completada a sua sedimentação. O reator seqüencial, portanto, funciona, sucessivamente, ora como tanque de aeração, ora como decantador final. (SANTOS et al., 2006).

BERNET et al. (2000) estudaram o tratamento de águas residuárias de suinocultura com a combinação de dois reatores RBS: anaeróbio (volume 1,5 L) e aeróbio (volume 1,5 L ou 3,0 L), em série. O reator RBS anaeróbio foi alimentado com o afluente com concentrações de SST variando de 2,84 a 18,00 g L⁻¹. Ambos reatores foram operados com 1 ciclo por dia (22 h de reação anaeróbia e aeróbia e o tempo de alimentação variou com a taxa de recirculação aplicada). Os autores observaram que as eficiências de remoção de COV foram de 81 a 91% e de NTK de 85 a 91%.

RAMIREZ et al. (2003) trabalharam com um reator biológico aerado (RBA) no pós - tratamento de águas residuárias, visando a remoção da DQO e a nitrificação. O

efluente utilizado foi proveniente de uma granja de criação de suínos, de ciclo completo com 500 matrizes, localizado no município de Pelotas – RS. O efluente bruto, foi tratado em um reator UASB com TDH de 12 h, e um filtro anaeróbio com TDH de 8,5 h, ambos de bancada. O efluente tratado serviu para a alimentação do RBA. A partir da 16ª semana de operação, quando ocorreu completa nitrificação, foram obtidas taxas específicas de utilização, considerando NTK como substrato, de 0,23 kg NTK (kg SSV d)⁻¹. Entendeu-se que essa alta taxa específica de utilização de N deveu-se a alta concentração de microrganismos nitrificantes. Assim, os autores constataram que o sistema UASB - FA - RBA apresentou excelente desempenho, removendo em média, 95% de DQO, 96% de SSV, 85% de NTK.

DENG et al. (2006) avaliaram um sistema de tratamento combinado usando reatores anaeróbios de circulação interna (IC) com volume de 133 L (volume de trabalho de 120 L) seguido de RBS aeróbio com volume de 32,7 L (volume de trabalho de 18 L) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 3000 a 15000 mg L⁻¹; N-NH₃ de 400 a 1400 mg L⁻¹ e NT de 600 a 2100 mg L⁻¹, resultando em COV de 6 a 7 g DQO (L d)⁻¹ no reator IC. O RBS foi operado com 3 h de aeração, 3 h de repouso, 3 h de aeração, 1 h de sedimentação e 1 h de descarte. Para o RBS, os autores observaram eficiências médias de remoção de DQO e N-amoniaco de apenas 7,54 e 81,2%, respectivamente. Avaliando o sistema de tratamento combinado IC-RBS, as eficiências médias de remoção foram de 95,5; 99,4 e de 94,3%, para DQO, N-amoniaco e NT, respectivamente.

Segundo CYBIS & PICKBRENNER (2000), o mecanismo de remoção biológica de fósforo é baseado na capacidade que certas bactérias apresentam de acumular fósforo em excesso das suas necessidades. Este fenômeno ocorre quando se utilizam sistemas anaeróbios / aeróbios combinados com regimes de excesso e escassez de matéria orgânica, criando condições favoráveis ao desenvolvimento de bactérias removedoras de fósforo. YANG & WANG (1999) também citaram que, embora a integração de um tratamento anaeróbio seguido de aeróbio possa realizar a redução dos poluentes em águas residuárias da suinocultura, o consumo de energia e a redução de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, requerem mais estudos para este sistema.

DENG et al. (2007) avaliaram sistemas de tratamento combinados usando reator

UASB, com volume total de 17,7 L, seguido de RBS aeróbio, com volume total de 12,5 L e volume de trabalho de 10 L; 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 da retirada do sobrenadante. Os autores verificaram 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 com valores médios de 94,3; 98,8; e 70,6%, respectivamente, no sistema de tratamento combinado (UASB-RBS).

OLIVEIRA et al. (2008) avaliaram o desempenho de dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (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 aeróbio em batelada seqüencial (RBS), com volume de 3000 L, e alimentação contínua. As eficiências médias de remoção da $\text{DQO}_{\text{total}}$, SST, nitrogênio total (NT) e P-total foram de 95; 97; 64 e 74%, respectivamente, para o sistema de tratamento anaeróbio composto pelos reatores UASB em dois estágios e seguidos do RBS aeróbio. O número de coliformes termotolerantes foi reduzido até $2,4 \times 10^3 \text{ NMP } 100 \text{ mL}^{-1}$.

SANTANA & OLIVEIRA (2008) avaliaram o desempenho de sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio constituído por dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em série (R1 e R2), em escala piloto (volumes de 510 e 209 L, respectivamente) seguidos de um reator aeróbio em batelada seqüencial aeróbio (RBS com volume de trabalho 210 L), tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de sólidos suspensos totais (SST) variando de 5 a 11 g L^{-1} e submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) de 28 e 14 h no primeiro reator (R1), 11 e 6 h no segundo reator (R2) e de 58 e 26 h no RBS. As eficiências médias de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e SST variaram de 54 a 90% e de 54 a 96%,

respectivamente, no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2), com carga orgânica volumétrica (COV) de 11 a 26 g DQO (L d)⁻¹ no R1. A produção volumétrica máxima de metano de 1,613 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹ ocorreu no R1, com COV de 19 g DQO (L d)⁻¹ e TDH de 14 h. 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 variando de 0,4 a 3,6 g DQO (L d)⁻¹. Assim, no sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio (R1+R2+RBS), as eficiências médias de remoção da DQO_{total}, SST, P-total, NTK e NT atingiram valores de 96 a 99%, 96 a 99%, 77 a 85%, 76 a 97% e 68 a 89%, respectivamente, e dos micronutrientes de 77 a 98%, 94 a 99%, 83 a 97% e de 62 a 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 x 10³ NMP 100 mL⁻¹.

III. MATERIAL E MÉTODOS

3.1. Local do experimento

A pesquisa foi desenvolvida nas instalações experimentais e laboratórios da área de Biodigestão Anaeróbia do Departamento de Engenharia Rural da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias – Câmpus 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. No período de 08 de outubro de 2008 a 29 de abril de 2009. 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, Câmpus 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 composto de uma caixa de armazenamento do afluente; quatro reatores anaeróbios horizontais, construídos conforme descrito por ZAIAT et al. (1994), um com manta de lodo (R1) e três com leito fixo (R2, R3 e R4), em série. Para o pós-tratamento do efluente do conjunto de reatores anaeróbios horizontais (2008) foi utilizado um reator aeróbio operado em bateladas seqüenciais (RBS), descrito por SANTANA (2008), com alimentação contínua (bateladas alimentadas), conforme ilustrado nas Figuras 1 e 2.

Os reatores anaeróbios horizontais, com volume total de 49,5 L, foram construídos com tubos para esgoto de policloreto de vinila (PVC), com 3 m de comprimento e diâmetro interno de 145 mm, conforme descrito por ZAIAT et al. (1994) e adaptado por LIMA et al. (2005) (Figuras 1 e 2).

Foram utilizados como meio suporte nos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF) anéis de bambu para o R2, anéis plásticos de eletroduto corrugado, no R3, e anéis de bucha vegetal seca (*Luffa cylindrica*), no R4 (Figura 3). Os meios suportes foram utilizados na sequência do maior tamanho de poro (bambu) para o menor (bucha).

Os anéis de bambu, anéis de plástico e os anéis de bucha possuíam 75,0; 87,0 e 92,5% de índice de vazios. Portanto os volumes úteis dos reatores foram de 49,5; 37; 12; 43,06 e 47,78 L, para o R1, R2, R3 e R4, respectivamente. As cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas e os tempos de detenção hidráulico (TDH) nos RAHLF foram calculadas com esses valores.

Os reatores anaeróbios horizontais possuíam registros ao longo do comprimento, três laterais para a coleta de amostras de efluentes, para a realização do perfil espacial, e dois registros na parte inferior dos reatores para a coleta de lodo. Os registros de coleta de efluente estão a 75, 150 e 225 cm da entrada do afluente. Os registros de coleta do lodo estão distanciados de 100 cm das entradas e saídas dos reatores.

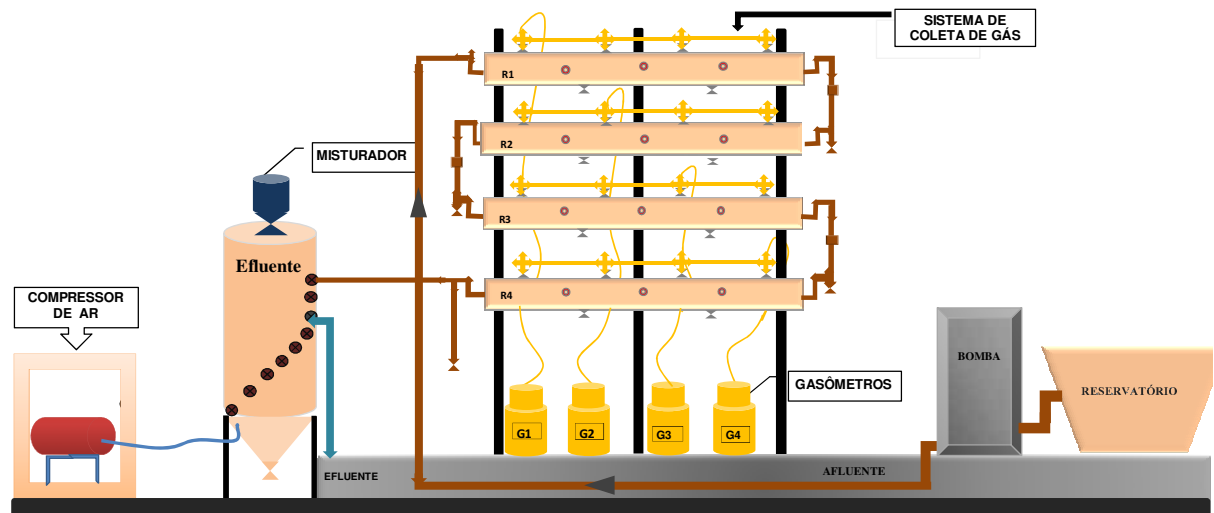


FIGURA 1. Esquema dos reatores anaeróbios horizontais com manta de lodo (R1) e leito fixo (R2, R3 e R4), em série, seguidos de reator operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua.

Na partida, o R1 foi inoculado com lodo proveniente de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. O volume do lodo de inóculo adicionado foi em torno de (15 L) no R1, o suficiente para preencher 30% do seu volume total. Ao final dos ensaios 1 e 2 todo o lodo contido no R1 foi retirado e o procedimento inicial de inoculação foi repetido. No ensaio 4 foi mantido o lodo presente no final do ensaio 3.

Os anéis de bambu, anéis de plástico e os anéis de bucha foram previamente inoculados, por meio de imersão no mesmo lodo proveniente dos reatores UASB, por um período de seis dias, ficando com o aspecto mostrado na Figura 3. Ao final dos ensaios 1 e 2, no R2, R3 e R4, os registros de coleta de lodo foram abertos até que cessasse o escoamento de lodo por eles. Em seguida, foram fechados e iniciaram-se as partidas nos ensaios 2 e 3.

O R1 foi alimentado utilizando-se uma bomba helicoidal, a qual foi instalada com o intuito de propiciar a regularização das vazões do afluente no R1 e conseqüentemente no R2, R3, R4 e RBS, para os quais a condução foi por gravidade.

Foram acopladas quatro saídas de biogás eqüidistantes na parte superior dos reatores horizontais, e a monitorização da produção foi realizada com gasômetros de

alumínio, revestidos com fibra de vidro, conforme descrito por FERNANDES & OLIVEIRA (2006).

O reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS com alimentação contínua do efluente do R4) foi construído com tubo de PVC com diâmetro de 400 mm e 3,39 m de altura, conforme descrito por SANTANA (2008). O volume total do RBS foi de 339 L. Na base do RBS foi instalado um difusor de ar de membrana (bolha fina), o qual foi conectado a tubulação do compressor de ar. No topo do RBS foi instalado um conjunto de motor-redutor com velocidade de 55 rpm, conectado a um eixo com 6 impelidores construídos com PVC, o qual foi ligado a temporizador analógico para a programação do tempo de mistura. Os impelidores foram do tipo turbina com 6 pás, confeccionados com chapa de PVC, cujas características geométricas foram determinadas conforme proposto por METCALF & EDDY (2003), resultando nas dimensões descritas por SANTANA (2008), para obterem-se gradientes de velocidade de 128 a 145 s⁻¹ (Figura 4). No RBS foi mantido o lodo proveniente da pesquisa realizada por SANTANA (2008).



FIGURA 2. Reatores anaeróbios horizontais construídos com tubos de PVC, com manta de lodo (R1) e leito fixo (R2, R3 e R4), em série, e gasômetros de alumínio.



FIGURA 3. Reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF) com anéis de bambu (R2), de plástico (eletroduto corrugado) (R3) e bucha vegetal seca (*Luffa cylindrica*) (R4), instalados em série.



FIGURA 4. Impelidor do sistema de mistura.
Fonte: SANTANA (2008)

3.3. Afluente

As águas residuárias brutas utilizadas como afluente foram coletadas diariamente em confinamento de suínos nas fases de crescimento e terminação, com lâminas d'água para escoamento dos dejetos, do Setor de Suinocultura da FCAV/UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

Os dejetos de suínos (fezes, urina, restos de alimentos e água), após serem coletados foram peneirados (peneira de malha quadrada de abertura 3 mm), com o objetivo de retirar algum objeto (pedra, madeira) que pudesse danificar a bomba e ou as tubulações. Na peneira também ficaram retidos cascas e restos de alimentos não digeridos pelos animais e pêlos dos animais (DUDA 2006). Os suínos foram

alimentados com ração à base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral.

3.4. Descrição da operação do sistema de tratamento

Os tempos de detenção hidráulica (TDH) aplicados nos reatores anaeróbios horizontais R1+R2+R3+R4 foram de 42,6; 35,4, 28,4 e 28,4 h nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 1). No ensaio 4 foi aplicado choque de carga orgânica, praticamente, dobrando-se o valor da DQO_{total} do afluente.

TABELA 1. Condições operacionais dos reatores anaeróbios horizontais, instalados em série (R1, R2, R3 e R4), seguidos do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros		Ensaio 1	CV (%)	Ensaio 2	CV (%)	Ensaio 3	CV (%)	Ensaio 4	CV (%)
Temperatura média do ar (°C)	-	24,9	10	23,9	6	24,5	6	21,4	7
Duração do ensaio (dias)	-	40	-	40	-	60	-	50	-
TDH (h)	R1	12,0	-	10,0	-	8,0	-	8,0	-
	R2	9,0	-	7,5	-	6,0	-	6,0	-
	R3	10,4	-	8,7	-	6,9	-	6,9	-
	R4	11,1	-	9,2	-	7,4	-	7,4	-
	RBS	53,1	-	48,2	-	43,4	-	43,4	-
Vs (m h ⁻¹)	R1	0,23	-	0,28	-	0,35	-	0,35	-
	R2	0,31	-	0,37	-	0,46	-	0,46	-
	R3	0,27	-	0,32	-	0,40	-	0,40	-
	R4	0,25	-	0,30	-	0,38	-	0,38	-
COV	R1	52,65	58	60,95	55	64,83	53	123,27	46
(g DQO _{total} (L d) ⁻¹)	RBS	0,35	76	0,51	43	0,32	72	3,88	33

TDH - tempo de detenção hidráulica; Vs – velocidade superficial, COV- carga orgânica volumétrica; R1- reator 1; R2- reator 2, R3 – reator 3; R4 – reator 4, RSB – reator seqüencial aeróbio, CV – coeficiente de variação.

Os TDH aplicados no R1, R2, R3 e R4 foram de 12,0; 9,0; 10,4 e 11,1 h, de 10,0; 7,5; 8,7 e 9,2 h, de 8,0; 6,0; 6,9 e 7,4 h e de 8,0; 6,0; 6,9 e 7,4 h; nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As velocidades superficiais (Vs) do líquido nos reatores anaeróbios foram calculadas dividindo-se a vazão pelo índice de vazios e área da seção transversal do reator, conforme descrito por BARBOZA (2002). No R1, R2, R3 e R4 as

Vs foram de 0,23; 0,31; 0,27 e 0,25 m h^{-1} , 0,28; 0,37; 0,32 e 0,30 m h^{-1} ; de 0,35; 0,46; 0,40; 0,38 m h^{-1} e de 0,35; 0,46; 0,40; 0,38 m h^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

O ciclo operacional do RBS foi de 24 h, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, divididos em 9,0 h para reação anaeróbia; 8,5 h para a reação aeróbia; 6,0 h de sedimentação e 0,5 h de descarte (Figuras 5 e 6). Durante a fase de reação anaeróbia foi acionado o misturador de pás acoplado a motor-redutor, num gradiente de velocidade (G) de 145 e 138 s^{-1} nos ensaios 1 e 2, respectivamente, e G de 128 s^{-1} nos ensaios 3 e 4, com rotação em torno de 55 rpm. Na fase de reação aeróbia o compressor de ar foi ligado. Foram mantidos 120 L de lodo sedimentado, descartando-se 99,0 e 118,8 L nos ensaios 1 e 2, respectivamente, e 148,5 L nos ensaios 3 e 4, conforme ilustrado na Figura 7.

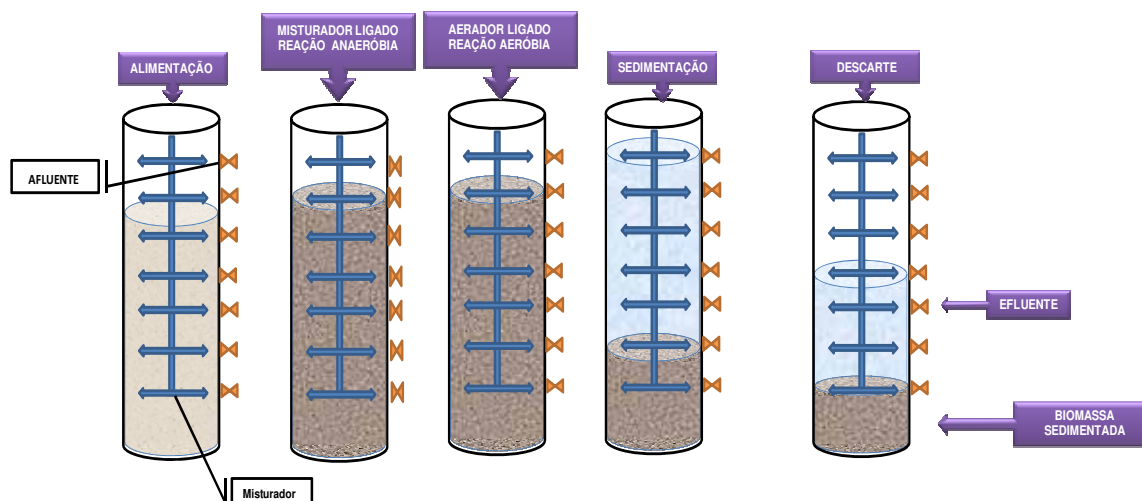


FIGURA 5. Esquema do ciclo operacional do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua)

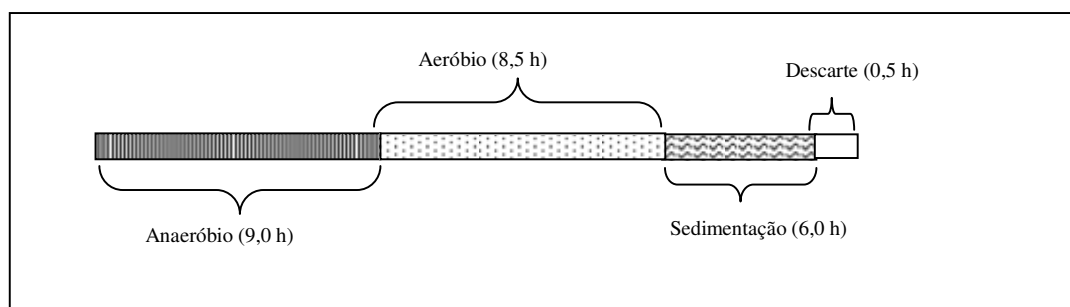


FIGURA 6. Características do ciclo operacional do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua, nos ensaios 1, 2, 3 e 4).

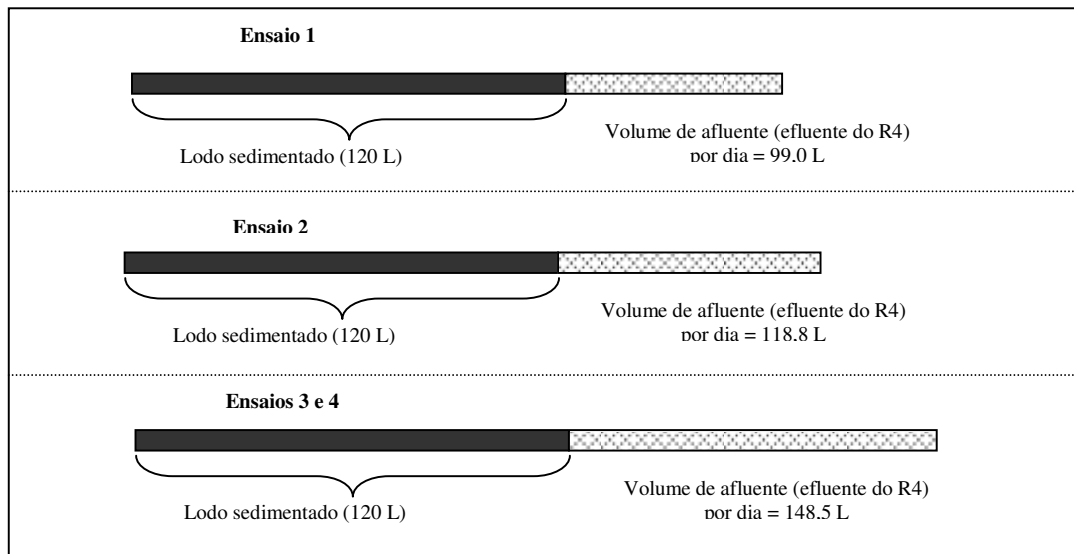


FIGURA 7. Quantidade de afluente e lodo sedimentado no reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua, nos ensaios 1, 2, 3, e 4.

3.5. Acompanhamento, metodologias e frequência

A avaliação de desempenho da unidade experimental baseou-se na monitorização da água residuária de suinocultura afluente e dos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais, em amostras compostas de amostras simples coletadas de hora em hora das 7:30 a 11:30 h, e ao final do ciclo operacional para o RBS, em amostras simples, conforme frequência descrita na Tabela 2.

As amostras de lodo foram coletadas, semanalmente, para a determinação de sólidos totais e voláteis (ST e SV), as quais foram retiradas em dois pontos de amostragem equidistantes ao longo do comprimento dos reatores anaeróbios horizontais e em cinco pontos do RBS. O volume de lodo coletado foi em torno de 200 mL em cada ponto de amostragem.

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 (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) 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" ($3 \text{ m} \times 1/8$ ") 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 1 atm e 0°C foi efetuada por meio da expressão que resulta da combinação das leis de Boyle e Gay-Lussac:

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

Na qual,

V_0 = volume corrigido do biogás;

P_0 = pressão corrigida do biogás (10332,72 mm H_2O);

T_0 = temperatura corrigida do biogás, em K;

V_1 = volume do biogás nas condições de leitura (área do gasômetro multiplicada pela leitura, sendo a área de $0,0346 \text{ m}^2$, para os gasômetros dos reatores R1, R2, R3 e R4;

P_1 = pressão do biogás no gasômetro, em mm H_2O (pressão atmosférica do local + pressão interna do gasômetro);

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

Como a pressão atmosférica média de Jaboticabal é de 9632,43 mm H_2O , e as pressões dos gasômetros foram medidas, resultaram as seguintes expressões: $V_0=254,72 (V_1/T_1)$; $V_0=255,52 (V_1/T_1)$; $V_0=255,51 (V_1/T_1)$ e $V_0=255,35 (V_1/T_1)$, para a correção do volume de biogás para 0°C e 1 atm, nos gasômetros dos reatores R1, R2, R3 e R4, respectivamente.

Foram medidas diariamente as temperaturas do afluente e dos efluentes (R1, R2, R3 e R4) em 2 horários (10 h e 15 h), com o objetivo de verificar a relação entre as mesmas. Essas medidas de temperatura foram realizadas utilizando-se o aparelho portátil digital, com sensor localizado na extremidade de uma haste metálica, a qual era introduzida nos pontos de amostragem.

Tabela 2. Exames e determinações realizados nos afluentes, efluentes, biogás e lodo dos reatores anaeróbios horizontais anaeróbios, e afluente e efluente do RBS, durante o experimento.

DETERMINAÇÕES	FREQUÊNCIA	REFERÊNCIAS
Temperatura média, máxima e mínima do ar	Diária	UNESP, Jaboticabal - Estação Agroclimatológica
Afluente e efluentes dos reatores anaeróbios horizontais e RBS		
pH	2 x semana (Reatores horizontais) e diariamente (RBS)	APHA, AWWA, WPCF (1998)
DQO total, dissolvida e devida aos sólidos suspensos	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (digestão com refluxo fechado e método colorimétrico).
Ácidos voláteis totais	2 x semana	DILLALO & ALBERTSON (1961)
Alcalinidade total, parcial e intermediária	2 x semana (Reatores anaeróbios horizontais) e diariamente (RBS)	APHA, AWWA, WPCF (1998) e JENKINS et al. (1983).
Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV)	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998)
NTK, N-amoniaco e N-orgânico	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (método semi-micro Kjeldahl).
P-total	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato utilizando-se a digestão nítrico-perclórica e posterior utilização do método colorimétrico empregando metavanadato e molibdato de amônio).
K, Na, Ca, Mg, Cu, Fe, Mn e Zn	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato utilizando-se a digestão nítrico-perclórica e posterior leitura em espectrofotômetro de absorção atômica).
Coliformes totais e termotolerantes	1 x ensaio	APHA, AWWA, WPCF (1998) (Tubos múltiplos)
Afluente e efluente do reator RBS		
N-NO ₂ ⁻ e N-NO ₃ ⁻	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) – método espectrofotométrico a 573 e 220 nm, respectivamente.
Oxigênio dissolvido	Diária	APHA, AWWA, WPCF (1998) - método de sonda
Lodo (Reatores anaeróbios horizontais e RBS)		
Sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV)	1x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998)
Biogás		
Produção	Diária	OLIVEIRA (1997) (gasômetros)
Composição	semanal	APHA, AWWA, WPCF (1998) (cromatografia gasosa).

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

No final do ensaio 1 e 2 foram coletados amostras dos afluentes e efluentes e também em três pontos equidistantes, localizados em cada reator horizontal, para a realização do perfil de degradação da água residuária de suinocultura ao longo dos reatores.

IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Temperaturas do ar, do afluente e dos efluentes

Na Tabela 3 e Figura 8 estão apresentados os valores das temperaturas do ar máximas, médias e mínimas, observadas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Câmpus de Jaboticabal, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com os reatores horizontais em série e o pós-tratamento com o RBS, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 3. Valores médios das temperaturas máxima, média e mínima do ar (em °C) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaios	Período	Máxima	C.V (%)	Média	C.V (%)	Mínima	C.V (%)
1	08/10 a 18/11/08	32,3	11	24,9	10	19,6	9
2	19/11 a 31/12/08	31,2	7	23,9	6	18,7	8
3	14/01 a 18/03/09	30,7	8	24,5	6	20,4	4
4	19/03 a 29/04/09	29,2	5	21,4	7	18,9	18

c. v. – coeficiente de variação

Durante os ensaios 1 e 2, ocorridos nos meses de outubro a dezembro de 2008 e os ensaios 3 e 4, ocorridos de janeiro a abril de 2009, foram observadas os valores médios da temperatura do ar máximas, médias e mínimas de 32,3; 31,2; 30,7 e 29,2 °C; de 24,9; 23,9; 24,5 e 21,4°C e de 19,6; 18,7; 20,4 e 18,9 °C, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 3).

As temperaturas médias do ar, na maior parte do tempo de operação dos reatores foram iguais ou superiores a 20°C (Figura 8), indicando que os reatores

anaeróbios horizontais e o RBS foram operados, predominantemente, acima do limite mínimo da faixa mesofílica, de 20°C segundo CHERNICHARO (2007).

Foram medidas diariamente as temperaturas do afluente, do efluente e do ar adjacente aos reatores anaeróbios (ambiente) às 10 h e 15 h, com o objetivo de verificar a relação entre as mesmas. As médias estão apresentadas na Tabela 4 e os valores diários na Figura 9.

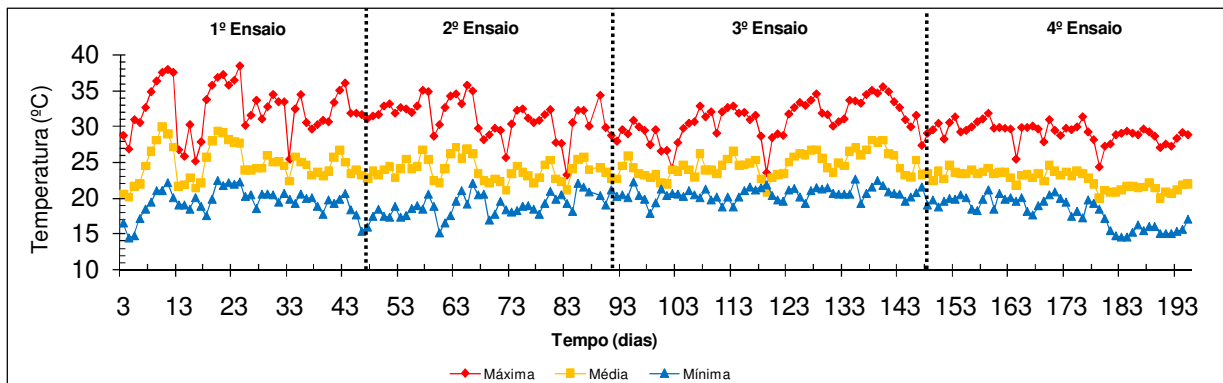


FIGURA 8. Temperaturas máxima, média e mínima do ar observadas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Jaboticabal, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Observa-se que a temperatura do ar adjacente aos reatores (ambiente) foi próxima as observadas no afluente e efluente dos reatores anaeróbios horizontais, o que ocorreu em virtude da pequena espessura (2,5 mm) e diâmetro (150 mm) dos tubos de PVC (branco para esgoto), com os quais foi construído o sistema de tratamento anaeróbio. Ou seja, a temperatura do sistema de tratamento anaeróbio foi influenciada diretamente pela temperatura do ar adjacente e foram, predominantemente, superiores a 25°C durante o dia.

TABELA 4. Temperaturas médias do afluente, do efluente (R4) e do ar adjacente aos reatores anaeróbios horizontais, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)	Afluente	C.V (%)	Efluente	C.V (%)	Ambiente	C.V (%)
1 (40 d)	28,9	9	28,6	10	29,1	11
2 (40 d)	28,6	11	28,6	11	27,2	11
3 (60 d)	29,4	7	28,8	8	28,0	8
4 (50 d)	27,6	5	27,3	6	26,2	6

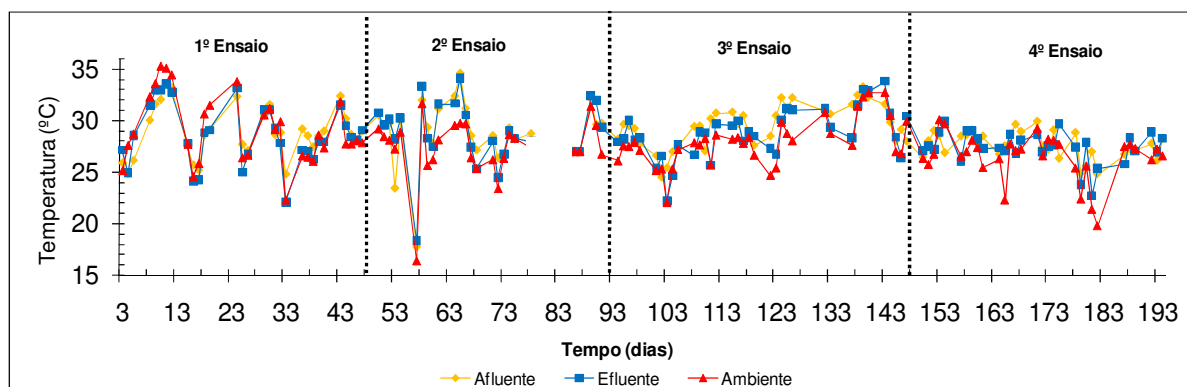


FIGURA 9. Temperaturas do afluente, do efluente e do ar adjacente (ambiente) aos reatores anaeróbios horizontais durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

4.2. Demanda química de oxigênio e sólidos suspensos

Os valores médios de DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV observados no afluente foram de 26327; 25397; 21611 e 41090 $mg\ L^{-1}$; 2837; 2229; 1699 e 6120 $mg\ L^{-1}$; 18624; 11395; 6690 e 21705 $mg\ L^{-1}$ e de 9048; 5603; 3520 e 10644 $mg\ L^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabelas 5 e 6). Nos ensaios 1, 2 e 3, as alterações na composição do afluente (Figuras 10, 11 e 12) ocorreram em virtude de variações na idade e manejo dos animais, dificuldades operacionais na manutenção da homogeneidade durante o armazenamento e coleta diária das águas residuárias nas instalações de confinamento de suínos na fase de terminação. No ensaio 4 foi aumentada a concentração de SST do afluente e, conseqüentemente, a DQO com intuito de aplicar um choque de carga orgânica no sistema de tratamento.

As cargas orgânicas volumétricas aplicadas no R1, R2, R3 e R4 foram de 52,65; 60,95; 64,83 e 123,27 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$; 13,64; 31,18; 23,59; 111,31 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$; 5,83; 9,47; 5,53; 38,83 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$ e de 3,36; 5,72; 2,78 e 28,27 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 5). Segundo AMORIM et al. (2005), que aplicaram COV de 6,52 a 47,10 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$, utilizando como fonte de carbono ácidos graxos voláteis (acético, butírico e propiônico) e metanol, os limites de COV ainda não foram estabelecidos para os reatores anaeróbios horizontais. Assim, as COV aplicadas no reator horizontal (R1), variando de 52,65 a 123,27 $g\ DQO\ (L\ d)^{-1}$, podem ser consideradas altas e indicam, como não ocorreu colapso, que os reatores

horizontais podem ser uma alternativa para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com elevadas cargas orgânicas, dispensando tratamento primário.

No efluente do R4 foram observados valores médios de DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV de 741; 995; 577 e 6977 mg L⁻¹; de 462; 373; 244 e 2038 mg L⁻¹; de 183; 244; 186 e 2747 mg L⁻¹ e de 123; 145; 129 e de 1514 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 5 e Figuras 10, 11 e 12). Enquanto, nos ensaios 1, 2 e 3, mesmo com o aumento da COV no R1 de 52,65 para 64,83 g DQO_{total} (L d)⁻¹, ocorreu melhoria na qualidade do efluente para DQO; no ensaio 4, o aumento acentuado da COV no R1, para 123,27 g DQO_{total} (L d)⁻¹, provocou deterioração da qualidade do efluente, com aumento em torno de dez vezes nos valores médios de DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV no efluente do R4 (Tabela 5 e Figura 10). AMORIM et al. (2005) aumentaram a COV 16,3 para 47,1 g DQO_{total} (L d)⁻¹, por um período de 7 h, e verificaram a recuperação da qualidade do efluente após 12 h do início do choque de carga orgânica. A diferença de resposta entre os dois experimentos pode ser atribuída aos menores valores de COV, ao afluente solúvel e ao menor tempo de manutenção do choque de carga orgânica utilizados por AMORIM et al. (2005).

Embora os valores médios de DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV no efluente do R4 tenham aumentado, ocorreu estabilidade no ensaio 4, o que pode ser confirmado por meio dos menores C.V. das médias de DQO_{total} e DQO_{diss} do efluente do R4 em relação aos obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

Os valores médios da DQO_{ss} do afluente e efluente do R4 corresponderam a 89; 91; 92 e 85% e de 37; 62; 57 e 71% da DQO_{total} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, indicando a predominância de sólidos suspensos orgânicos no afluente e também o seu aumento no efluente após a partida, no ensaio 1, e com as maiores COV e menores TDH aplicados nos ensaios 2, 3 e 4.

As maiores eficiências de remoção de DQO_{total} e SST entre os reatores anaeróbios horizontais foram de 76, 65, 70 e 54% e de 86; 75; 90 e 67%, respectivamente, e ocorreram no R1, exceto no ensaio 4 para DQO_{total} , no qual foi pouco superior no R2 (Tabelas 7 e 8). As COV no R1 eram de 52,65, 67,20; 67,33 e 123,2 g DQO_{total} (L d)⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

As maiores remoções de DQO_{total} , ocorreram no R1, nos ensaios 1 e 3 em virtude das menores velocidades superficiais do líquido (V_s), de 0,23 , 0,28; 0,35 e de 0,35 mh^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e das maiores quantidades de matéria orgânica suspensa do afluente. O mecanismo de remoção de DQO_{total} e SST predominante no R1 deve ter sido retenção física dos sólidos suspensos, os quais foram estabilizados e parte convertidos em metano.

No R2, aplicando-se COV de 13,64, 31,18; 23,59 e 111,31 g DQO_{total} (L d)⁻¹, as eficiências de remoção de DQO_{total} , e DQO_{diss} , foram similares nos ensaios 1, 2, 3 e 4, de 41 e 36%; 53 e 30%; 69 e 34% e de 54 e 43%, respectivamente, indicando que o R2 manteve o desempenho mesmo com o decréscimo de eficiência no R1, nos ensaios 2 e 4; confirmando a afirmação de CABRAL et al. (1995), de que reatores anaeróbios com meio suporte são mais resistentes a altas variações da COV.

Para a DQO_{diss} , as remoções aumentaram ao longo do conjunto de reatores anaeróbios horizontais atingindo valores máximos de 71, 65; 51 e 54% no R4, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Isto pode ser atribuído ao aumento da V_s no R2, R3 e R4 e principalmente, à biomassa imobilizada nos leitos, formando biofilme onde a remoção das frações dissolvidas é facilitada, além da ocorrência de populações de microrganismos melhor adaptados à degradação da matéria orgânica dissolvida resistente à decomposição no último reator (R4).

As eficiências médias de remoção de DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV no sistema de tratamento anaeróbio composto pelos reatores horizontais R1, R2, R3 e R4 foram de 95,8; 83,5; 98,7 e 97,3%; de 95,5; 83,9; 95,0 e 95,8%; de 96,7; 83,4; 95,5 e 85,6 e de 78,8; 55,4; 86,7 e 83,5%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabelas 6 e 8). A utilização do reator anaeróbio horizontal com leito de lodo seguido dos reatores horizontais com meio suporte de anéis de bambu, anéis de conduíte e anéis de (*Luffa cylindrica*) propiciou eficiências de remoção de DQO_{total} e SST acima de 94%, com estabilidade (CV menores que 7%) (Tabelas 7 e 8 e Figuras 12 e 15), mesmo submetidos a altas COV (Tabelas 6 e 7 e Figura 10).

TABELA 5. Valores médios e coeficientes de variação (C.V.) da carga orgânica volumétrica (COV), demanda química de oxigênio total (DQO_{total}) e dissolvida (DQO_{diss}), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbico composto pelos reatores horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbico operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)		COV gDQO _{total} (L d) ⁻¹	C.V. (%)	DQO _{total} mg L ⁻¹	C.V. (%)	DQO _{diss} mg L ⁻¹	C.V. (%)
1 (40 d)	Afluente	-	-	26327	58	2837	84
	R1	52,65	58	5115	93	2388	48
	R2	13,64	93	2528	52	1586	53
	R3	5,83	52	1557	53	1232	53
	R4	3,36	53	741	76	462	109
	RBS	0,34	76	159	63	113	57
2 (40 d)	Afluente	-	-	25397	55	2229	32
	R1	60,95	55	9745	64	2247	36
	R2	31,18	64	3435	33	1670	43
	R3	9,47	33	2194	45	980	57
	R4	5,72	45	995	43	373	65
	RBS	0,50	43	307	40	199	55
3 (60 d)	Afluente	-	-	21611	53	1699	40
	R1	64,83	53	5898	47	885	34
	R2	23,59	47	1591	39	631	49
	R3	5,53	39	858	51	427	65
	R4	2,78	51	577	72	244	50
	RBS	0,32	72	210	44	112	60
4 (50 d)	Afluente	-	-	41090	46	6120	67
	R1	123,27	46	27828	60	5119	38
	R2	111,31	60	11163	43	3392	52
	R3	38,83	43	8716	35	2735	47
	R4	28,27	35	6977	33	2038	37
	RBS	3,88	33	1966	42	952	54

TABELA 6. Valores médios e coeficiente de variação (c.v.) das eficiências de remoção da demanda química de oxigênio total (DQO_{total}) e dissolvida (DQO_{diss}), obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)		Eficiência de remoção (%)			
		DQO_{total}	C.V.	DQO_{diss}	C.V.
1 (40 d)	R1	76	33	*26	71
	R2	41	42	*36	62
	R3	*45	29	*35	67
	R4	54	36	*71	23
	RSB	72	24	62	47
	R1+R2+R3+R4	95,8	6	*83,5	15
	Sistema	99,0	2	93,6	7
2 (40 d)	R1	56	57	*15	53
	R2	53	61	*30	35
	R3	37	40	40	60
	R4	55	21	65	26
	RSB	65	21	59	27
	R1+R2+R3+R4	95,5	3	83,9	10
	Sistema	98,3	1	90,2	9
3 (60 d)	R1	70	21	47	46
	R2	69	26	*34	90
	R3	43	48	*41	60
	R4	41	56	*48	53
	RSB	57	33	51	52
	R1+R2+R3+R4	96,7	2	83,4	12
	Sistema	98,8	1	92,2	8
4 (50 d)	R1	47	40	*44	56
	R2	54	29	*43	54
	R3	30	77	*28	69
	R4	29	69	*28	59
	RSB	70	21	54	36
	R1+R2+R3+R4	78,8	18	55,4	44
	Sistema	94,2	4	81,1	12

COV- carga orgânica volumétrica; DQO_{total} – demanda química de oxigênio total; DQO_{diss} – demanda química de oxigênio dissolvida; C.V. – coeficiente de variação, * Foram suprimidos os valores negativos nas médias.

Essas eficiências de remoção foram superiores as observadas por URBINATI & OLIVEIRA (2008), de 88 e 84% para a DQO_{total} , em dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em série, tratando águas residuárias de

suinocultura similares com COV de 21 e 40 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no primeiro reator UASB. Também foram superiores aos valores médios obtidos por ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009), de 87 a 95% e de 79 a 90% para DQO_{total} e SST, em reator ABR (com três câmaras) seguido de reator UASB, tratando águas residuárias de suinocultura similares, com COV de 29,4 a 54,2 g DQO_{total} (L d)⁻¹ na primeira câmara do ABR. Confirmando mais uma vez a afirmação de CABRAL et al. (1995), de que reatores anaeróbios com meio suporte são mais resistentes a altas variações da COV.

TABELA 7. Valores médios e coeficientes de variação (cv) da carga orgânica volumétrica, dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV), removidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio composto pelos reatores horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio		COV	C.V.	SST	C.V.	SSV	C.V.
(tempo de ensaio)		gDQO _{total} (L d) ⁻¹	(%)	mg L ⁻¹	(%)	mg L ⁻¹	(%)
1 (40 d)	Afluente	-	-	18624	70	9048	77
	R1	52,65	58	1816	156	1060	146
	R2	13,64	93	350	93	239	103
	R3	5,83	52	229	57	168	50
	R4	3,36	53	183	79	123	83
	RSB	0,35	76	57	48	39	51
2 (40 d)	Afluente	-	-	11395	84	5603	85
	R1	60,95	55	3191	139	1724	136
	R2	31,18	64	880	23	548	44
	R3	9,47	33	482	62	303	91
	R4	5,72	45	244	47	145	57
	RSB	0,51	43	76	71	69	115
3 (60 d)	Afluente	-	-	6690	73	3520	85
	R1	64,83	53	2122	193	1099	248
	R2	23,59	47	414	64	311	70
	R3	5,53	39	205	63	153	66
	R4	2,78	51	186	62	129	56
	RSB	0,32	72	70	88	52	101
4 (50 d)	Afluente	-	-	21705	61	10644	59
	R1	123,2	46	9335	76	6020	85
	R2	111,3	60	3975	56	2473	64
	R3	38,8	43	3299	67	1938	60
	R4	28,3	35	2747	109	1514	77
	RSB	3,9	33	874	70	351	36

COV- carga orgânica volumétrica; DQO_{total} – demanda química de oxigênio total; DQO_{diss}- demanda química de oxigênio dissolvida, SST – sólidos suspensos totais; SSV- sólidos suspensos voláteis; C.V. – coeficiente de variação.

No efluente do RBS foram observados valores médios de 159, 113; 57 e 39 mg L^{-1} ; de 307, 211; 76 e 69 mg L^{-1} , de 210, 112; 70 e 52 mg L^{-1} e de 1966; 952, 874 e 351 mg L^{-1} de $\text{DQO}_{\text{total}}$, DQO_{diss} , SST e SSV nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. SANTANA (2008), tratando águas residuárias de suinocultura similares, com COV de 11 a 26 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ no primeiro reator UASB, qualidade do efluente com valores médios similares ou poucos inferiores aos obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

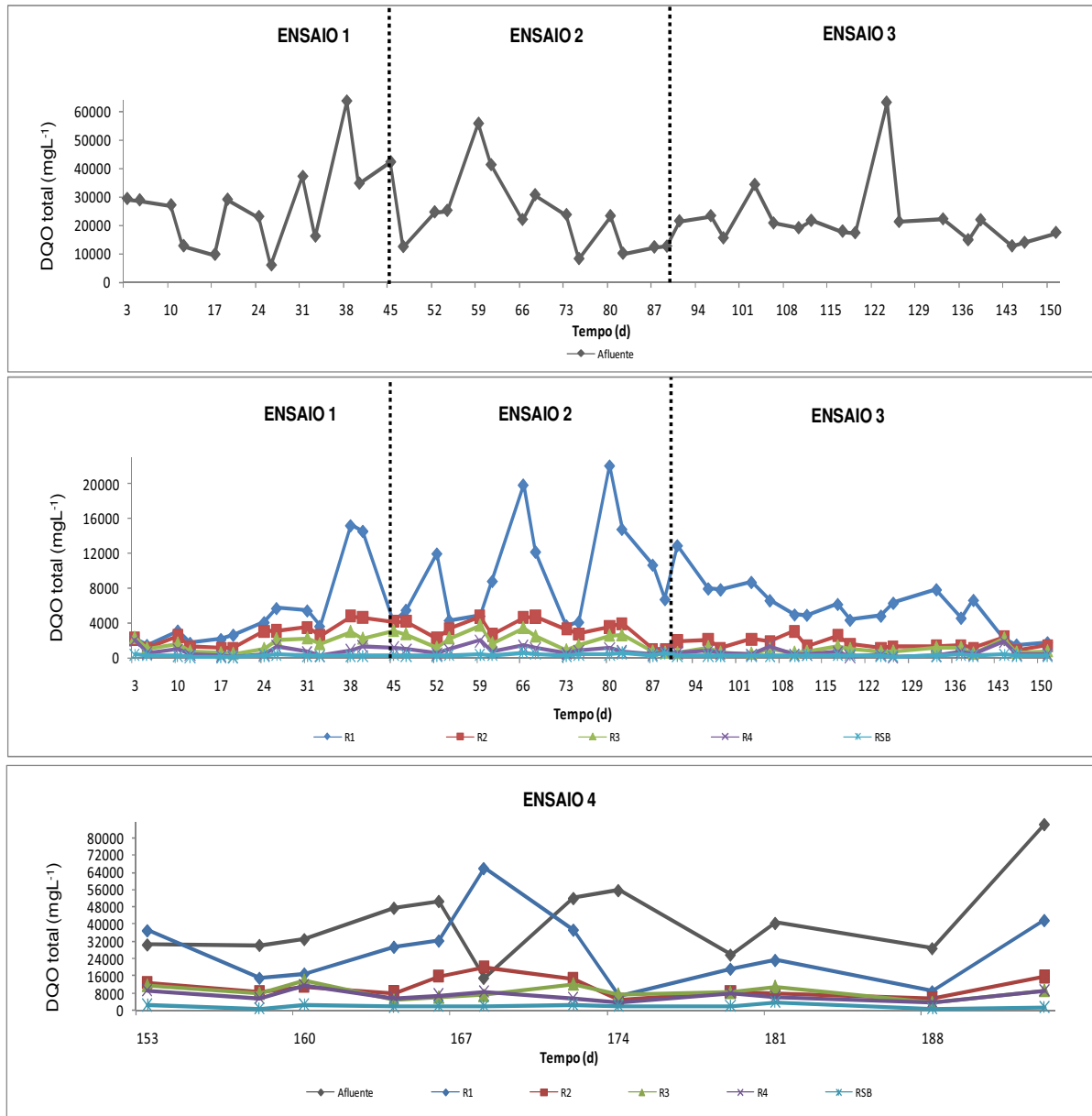


FIGURA 10. Valores de $\text{DQO}_{\text{total}}$ obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS, em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

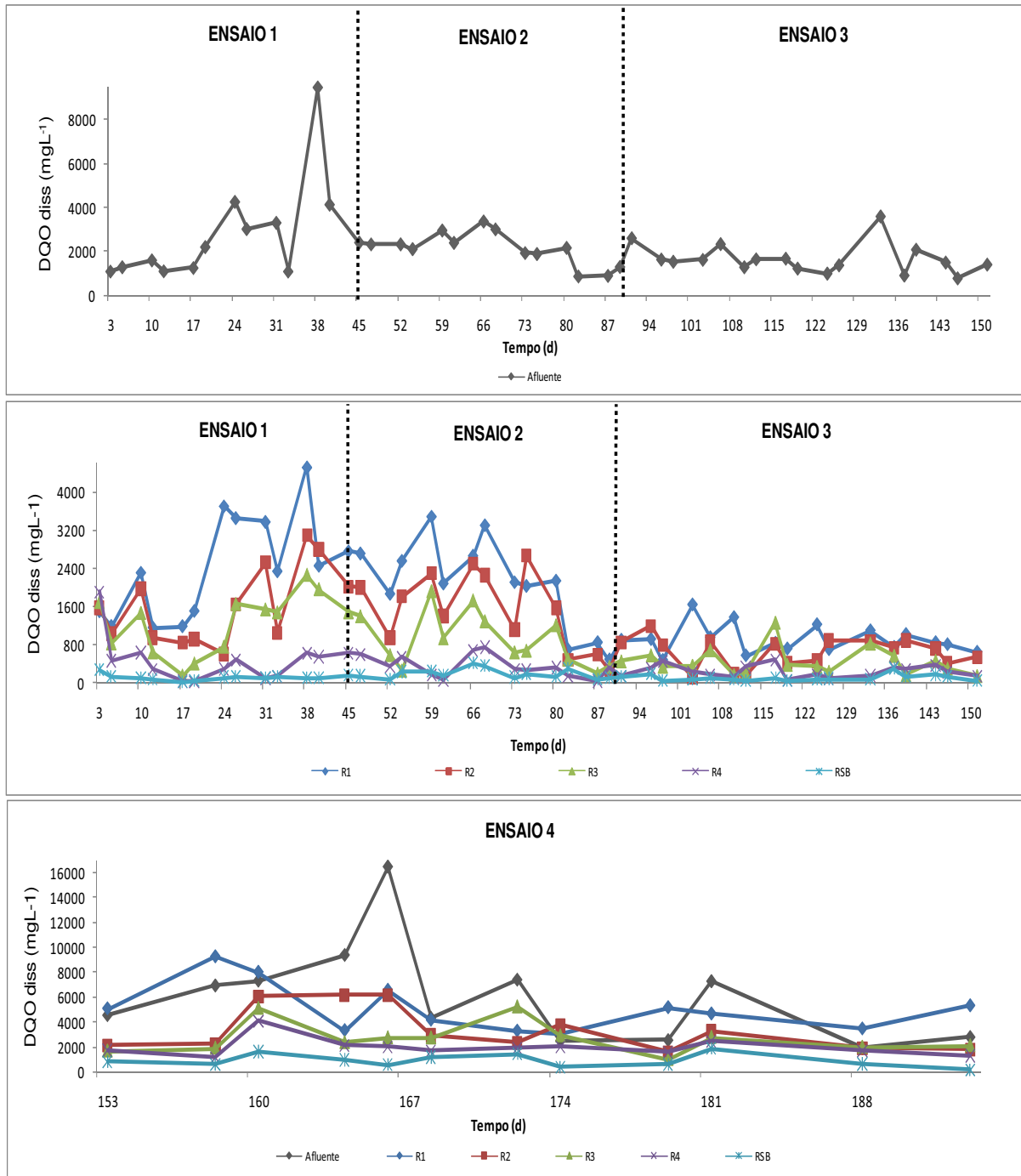


FIGURA 11. Valores de DQO_{diss} obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS, em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

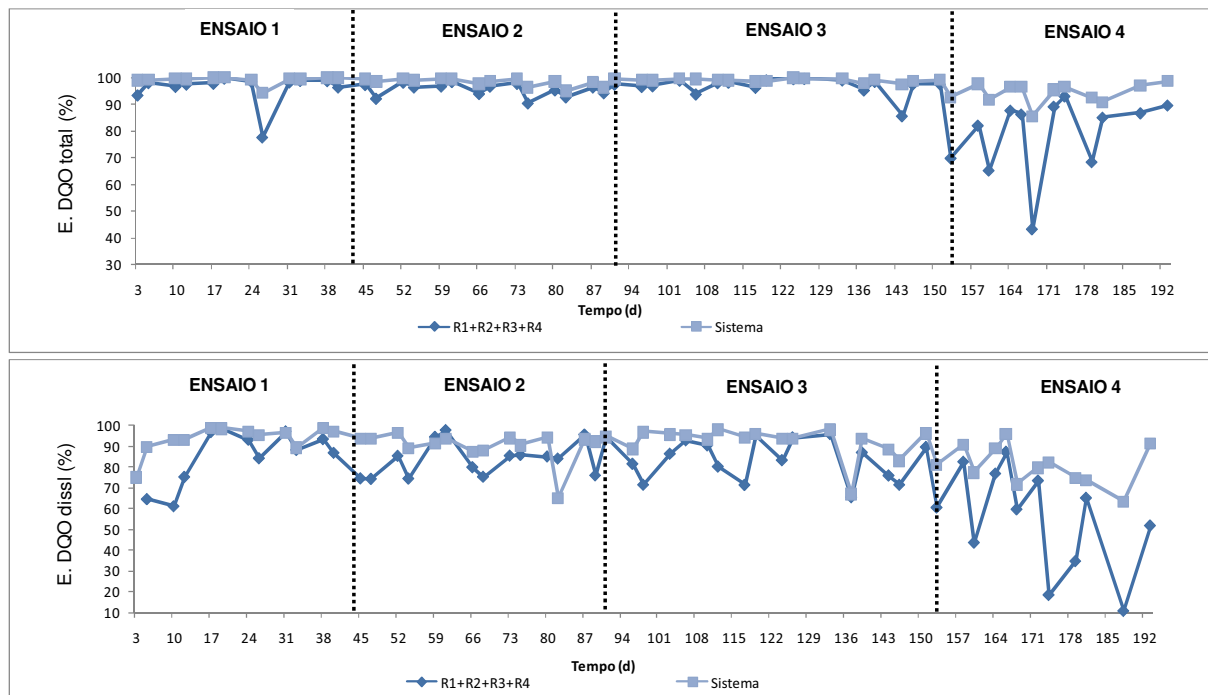


FIGURA 12. Eficiências de remoção da DQO_{total} e DQO_{diss} obtidas nos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS, em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As eficiências médias de remoção no RBS, para a DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV, foram de 72, 62, 62 e 64%; de 65; 59; 68 e 65%; de 57; 51; 67 e 76% e de 70; 54; 71 e 71%, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. A inclusão do RBS para o pós-tratamento do efluente dos reatores anaeróbios contribuiu para o aumento nos valores médios das eficiências de remoção de DQO_{total} , DQO_{diss} , SST e SSV para valores superiores a 94,2; 81,1; 94,4 e 92,5%, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, melhorando a estabilidade do sistema de tratamento, como pode ser observado pelos baixos coeficientes de variação, de 1 a 12 %, apesar das altas COV aplicadas no sistema de tratamento (Tabelas 6 e 7 e Figuras 11 e 12), conforme também foi observado por SANTANA (2008).

Esses valores foram pouco inferiores aos obtidos por SANTANA (2008), utilizando dois reatores UASB, em série, seguidos de RBS, os quais foram de 96 a 99%, 85 a 93%, 96 a 99% e 95 a 99% para remoções de DQO_{total} , $DQO_{dissolvida}$, SST e SSV.

TABELA 8. Valores médios e coeficiente de variação (c.v.) das eficiências de remoção dos sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3, R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)		Eficiência de Remoção (%)			
		SST	C.V.	SSV	C.V.
1 (40 d)	R1	86	30	87	21
	R2	64	29	66	32
	R3	*43	41	*37	66
	R4	*37	63	42	56
	RSB	62	32	64	29
	R1+R2+R3+R4	98,7	4	97,3	4
	Sistema	99,3	1	99,0	2
2 (40 d)	R1	75	27	71	35
	R2	*73	43	*72	47
	R3	52	49	*64	38
	R4	*52	24	*57	24
	RSB	68	21	65	39
	R1+R2+R3+R4	95,0	7	95,8	4
	Sistema	98,5	2	98,3	2
3 (60 d)	R1	*90	11	87	18
	R2	*57	59	46	80
	R3	*51	53	48	60
	R4	*39	50	43	57
	RSB	*67	41	76	24
	R1+R2+R3+R4	95,5	4	94,5	6
	Sistema	98,3	2	92,5	24
4 (50 d)	R1	67	35	*59	43
	R2	45	58	*48	56
	R3	*39	59	*35	51
	R4	*37	52	*41	59
	RSB	*71	30	*71	23
	R1+R2+R3+R4	85,6	11	83,7	11
	Sistema	94,4	6	94,8	6

COV- carga orgânica volumétrica; DQO_{total} – demanda química de oxigênio total; DQO_{diss} – demanda química de oxigênio dissolvida, SST – sólidos suspensos totais; SSV- sólidos suspensos voláteis; C.V. – coeficiente de variação.

As diferenças observadas em relação aos resultados obtidos por SANTANA (2008) podem ser atribuídas aos maiores valores de COV aplicados nos reatores horizontais e à alimentação contínua do RBS.

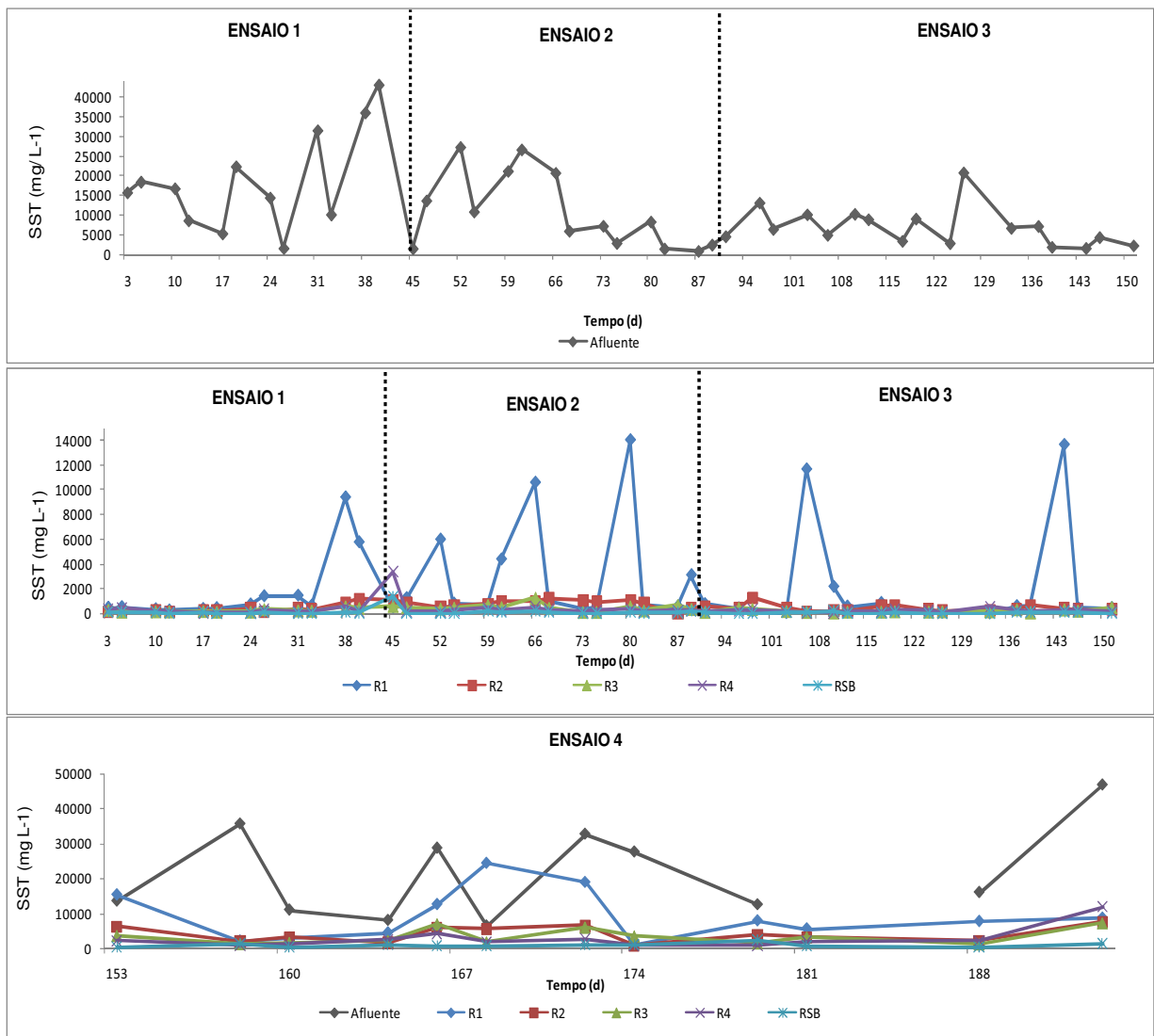


FIGURA 13. Valores de SST obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

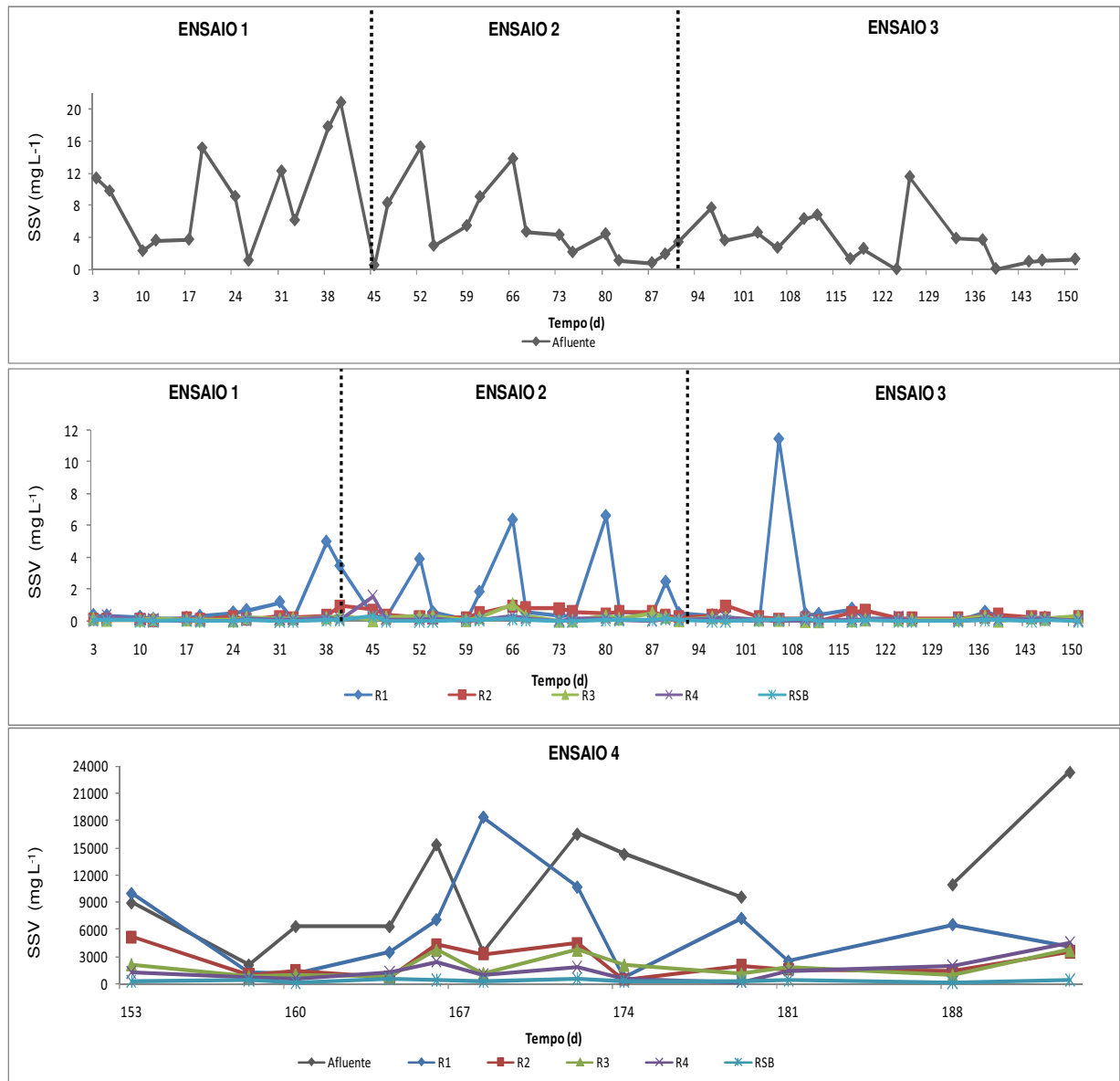


FIGURA 14. Valores de SSV obtidos no afluente e efluentes dos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

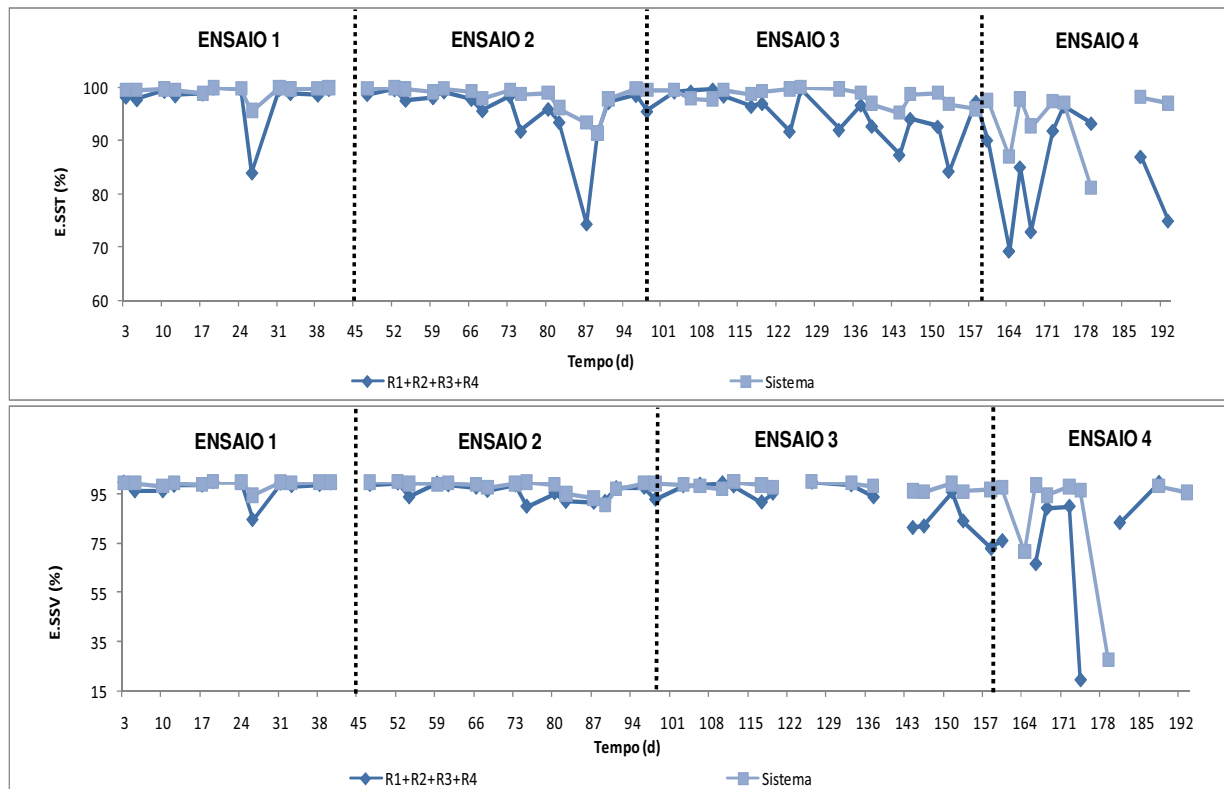


FIGURA 15. Eficiências médias dos SST e SSV obtidos nos reatores R1, R2, R3, R4 e RBS em série, obtidos nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

4.3. Produção e composição do biogás

Na Tabela 9 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH_4) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de CH_4 obtidos nos reatores anaeróbios horizontais, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. Na Figura 16 estão ilustrados os valores diários da produção volumétrica de CH_4 nos reatores horizontais R1, R2, R3 e R4.

As percentagens de metano observadas no biogás foram de 44, 67, 76 e 57%, de 58, 73, 77 e 76%, de 70, 75, 79 e 80% e de 95, 70, 73 e 72% nos reatores R1, R2, R3 e R4, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 9). As menores percentagens de metano foram observadas no R1, o que pode ter ocorrido em virtude das altas COV aplicadas e consequentemente da alta produção de ácidos e do decréscimo do pH para valores próximos a 6,3 (Tabela 10). Segundo CHERNICHARO

(2007), as arqueias metanogênicas tem multiplicação ótima na faixa de pH entre 6,6 a 7,4, embora seja possível obter estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla entre 6,0 e 8,0.

TABELA 9. Valores médios e coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH_4) no biogás e das produções diária de biogás e volumétrica e específica de CH_4 nos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	CH ₄	C.V.	Produção diária biogás	C.V	Produção volumétrica de CH ₄	C.V	Produção específica de CH ₄ adicionada	C.V.	Produção específica de CH ₄ removida	C.V.	
(tempo de operação)	(%)	(%)	(m ³ d ⁻¹)	(%)	(m ³ CH ₄ (m ³ reator d) ⁻¹)	(%)	(m ³ CH ₄ /(kgDQO))	(%)	(m ³ CH ₄ /(kgDQO))	(%)	
1 (40 d)	R1	44	27	0,019	69	0,179	75	0,004	95	0,004	93
	R2	67	5	0,018	108	0,334	110	0,01	125	0,02	132
	R3	76	7	0,018	105	0,314	104	0,03	91	0,07	95
	R4	57	30	0,005	220	0,084	224	0,02	209	0,03	215
	Sistema	-	-	0,059	90	0,218	101	0,01	75	0,01	79
2 (40 d)	R1	58	15	0,016	41	0,175	35	0,004	66	0,021	239
	R2	73	7	0,030	32	0,694	31	0,03	66	0,31	184
	R3	77	5	0,042	18	0,744	17	0,08	31	0,23	33
	R4	76	4	0,031	42	0,527	42	0,10	56	0,24	115
	Sistema	-	-	0,124	21	0,516	21	0,04	58	0,04	62
3 (60 d)	R1	70	9	0,018	70	0,262	48	0,004	55	0,005	51
	R2	75	6	0,036	30	0,729	33	0,05	84	0,09	150
	R3	79	8	0,036	28	0,668	28	0,14	41	0,38	68
	R4	80	5	0,026	42	0,447	40	0,20	85	0,50	90
	Sistema	-	-	0,110	27	0,483	26	0,03	35	0,03	38
4 (50 d)	R1	65	6	0,027	32	0,362	31	0,035	61	0,072	66
	R2	70	6	0,045	51	0,864	51	0,01	90	0,03	133
	R3	73	5	0,055	34	0,925	32	0,03	58	0,18	138
	R4	72	5	0,032	58	0,493	59	0,02	69	0,13	127
	Sistema	-	-	0,152	42	0,600	41	0,02	68	0,03	86

c.v. – coeficiente de variação (%); DQO – demanda química de oxigênio.

As produções volumétricas de metano foram de 0,179; 0,334; 0,314 e 0,084 m³ CH₄ (m³ d)⁻¹; de 0,175; 0,694; 0,744 e 0,527 m³ CH₄ (m³ d)⁻¹, de 0,262, 0,729, 0,668, 0,447 m³ CH₄ (m³ d)⁻¹ e de 0,362; 0,864; 0,925 e 0,493 m³ CH₄ (m³ d)⁻¹ nos reatores R1, R2, R3 e R4, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 9). No ensaio 1, os valores de produção de biogás do R2 e R3 referem-se às produções obtidas a partir do 24º dia, em virtude da dificuldade que houve para quantificar a produção de biogás durante a partida dos reatores anaeróbios horizontais, e no ensaio 2, dos 70 dias até o final do ensaio, porque não foi lida pela responsável pela pesquisa.

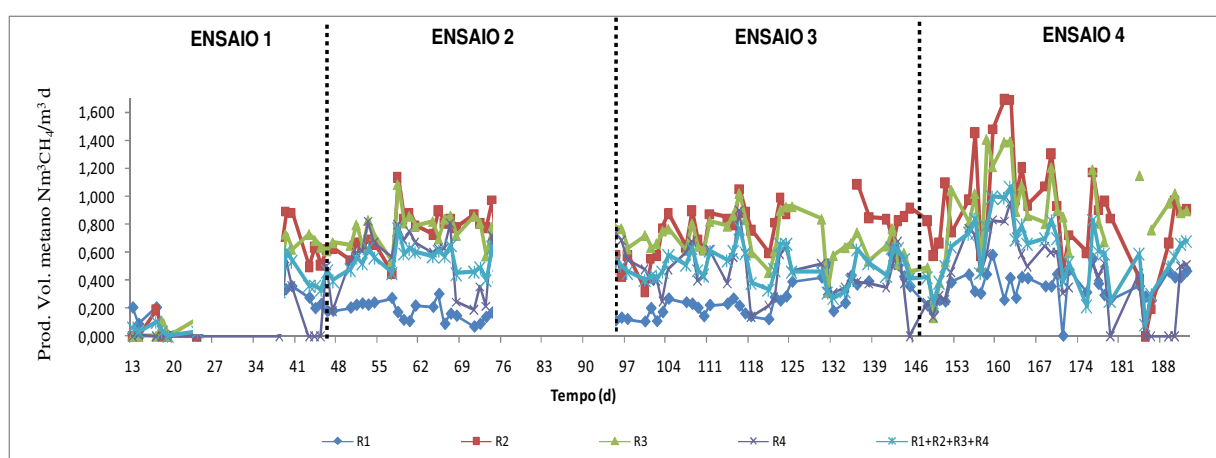


FIGURA 16. Produção volumétrica de metano (CH₄) nos reatores anaeróbios horizontais e no conjunto de reatores (R1+R2+R3+R4) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As maiores produções de metano ocorreram nos reatores com biomassa imobilizada nos leitos fixos (R2, R3 e R4), em virtude da maior capacidade de acúmulo de lodo ativo (nos interstícios e como biofilme) e da diminuição da COV, o que pode ter propiciado melhores condições para que o estabelecimento de arqueas metanogênicas e multiplicação equilibrada com as bactérias acidogênicas. Os maiores valores de produção volumétrica de metano ocorreram no ensaio 4, no qual foram aplicadas as maiores COV. Já as maiores produções específicas em relação à DQO removida foram observadas nos ensaios 2 e 3, em virtude das menores COV e taxa de carregamento orgânico no lodo, as quais propiciaram as melhores condições para as conversões de matéria orgânica em metano. Os valores aplicados no ensaio 4 provocaram produções de ácidos voláteis totais (AVT) maiores que 1000 mg L⁻¹ no R1 e R2 (Tabela 10), os

quais podem ser prejudiciais para o estabelecimento de condições de equilíbrio no processo anaeróbio (GERARDI, 2003), prejudicando a conversão do H_2 e CO_2 , e do ácido acético a metano. O ensaio 1 compreendeu a partida e por conseguinte os valores de produção de metano foram inferiores.

Os valores de produção volumétrica de metano obtidas nos dois reatores UASB, em série, por URBINATI & OLIVEIRA (2008), foram superiores, variando de 0,456 a 1,080 $m^3 CH_4 (m^3 d)^{-1}$, mesmo aplicando COV menores, o que pode ser atribuído ao separador de fases do reator UASB propiciar a coleta de maior proporção do metano produzido. Considerando os valores de produção específica, os valores obtidos por URBINATI & OLIVEIRA (2008) foram inferiores, de 0,033 a 0,173 $m^3 CH_4 (kg DQO removida)^{-1}$, indicando que a presença de biofilme nos R2, R3 e R4 podem propiciar melhores conversões de matéria orgânica em metano, com COV similares, como ocorreu nos ensaios 2 e 3.

Comparando-se com valores obtidos em reator ABR, onde também não há dispositivo de separação de fases, as produções volumétrica e específica de metano foram superiores as obtidas por ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009), as quais foram de 0,110 a 0,163 $m^3 CH_4 (m^3 d)^{-1}$ e de 0,007 a 0,020 $m^3 CH_4 (kg DQO removida)^{-1}$, indicando que nos reatores horizontais foi possível a coleta de maior quantidade do metano produzido.

No conjunto de reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R4), os valores médios das produções específicas de CH_4 foram baixos, de 0,01; 0,038; 0,029 e 0,022 $m^3 CH_4 (kg DQO adicionada)^{-1}$ e de 0,01; 0,042; 0,030 e 0,031 $m^3 CH_4 (kg DQO removida)^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Isto pode ser atribuído ao R1 ter sido predominantemente acidogênico e à dificuldade de coleta de gás nos reatores horizontais, pela inexistência de um dispositivo de separação de fases.

4.4. pH, alcalinidade e ácidos voláteis totais

Na Tabela 10 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, da alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), da relação AI:AP, concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e nos efluentes, obtidos

durante a operação dos reatores anaeróbio horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Os valores destes parâmetros em cada amostragem estão apresentados nas Figuras 17, 18, 19, 20, 21, 22 e 23.

Os valores médios de pH no afluente foram de 5,6; 6,0, 6,2 e 5,7 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Nos efluentes dos reatores R1, R2, R3 e R4 foram observados valores de pH superiores aos observados no afluente de 6,3; 6,4; 6,4 e 6,0; de 6,7; 6,8; 6,7; 6,6; de 7,1; 7,1; 6,9 e 6,8 e de 7,2; 7,2; 7,1 e 6,9, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O pH do efluente do RBS decresceu para 6,7, 6,5 e 6,5, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No ensaio 4 o pH o efluente do RSB foi de 7,1.

Os valores de alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes dos reatores horizontais R1, R2, R3 e R4 foram de 841, 901; 911 e 1362 mg L⁻¹; de 708, 909, 886 e 1223 mg L⁻¹, de 803; 1026; 980 e 1260 mg L⁻¹, de 957; 1099; 994 e 1405 mg L⁻¹ e de 1047; 1403; 1073 e 1556 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os maiores valores de AT no efluente dos reatores R2, R3 e R4 do que os dos seus afluentes (Tabela 10) indicam que houve incremento de alcalinidade, proporcionando maior capacidade tampão a esses reatores. O aumento da alcalinidade total (AT) ocorreu em virtude do acréscimo na concentração de bicarbonato, como pode ser observado por meio dos aumentos dos valores médios da alcalinidade parcial (AP) nos efluentes do R1 para o R4, de 161 para 698 mg L⁻¹, de 208 para 952 mg L⁻¹, de 368 para 752 mg L⁻¹ e de 251 para 865 mg L⁻¹ (Tabela 10 e Figura 19).

No R1, em virtude das altas COV aplicadas, observou-se o consumo ou manutenção de AT, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, em virtude da produção ou manutenção das concentrações de ácidos, como pode ser observado por meio dos valores de AI e AVT na Tabela 10.

TABELA 10. Valores médios e coeficiente de variação (cv) do pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI/AP, obtidos durante a operação do sistema de tratamento reatores anaeróbios horizontais, seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)		pH	C.V.	A.P	C.V.	A.I.	C.V.	A.T.	C.V.	AI/AP	C.V.	AVT	C.V.
1 (40 d)	Afluente	5,6	4	10	163	831	64	841	62	-	-	946	39
	R1	6,3	6	161	58	548	58	708	47	3,9	63	977	35
	R2	6,7	2	316	39	496	51	803	44	1,6	42	768	41
	R3	7,1	3	513	54	445	57	957	52	0,9	54	497	51
	R4	7,2	3	698	56	349	59	1047	50	0,6	73	267	75
	RSB	6,7	4	151	79	82	88	233	82	0,5	30	200	123
2 (40 d)	Afluente	6,0	5	110	115	785	41	901	44	-	-	836	23
	R1	6,4	4	208	57	680	32	909	33	4,1	52	947	25
	R2	6,8	2	486	31	529	26	1026	23	1,2	49	661	29
	R3	7,1	2	641	31	445	42	1099	22	0,9	121	472	40
	R4	7,2	1	952	22	447	38	1403	23	0,5	37	262	32
	RSB	6,5	7	149	40	88	45	236	40	0,6	26	170	30
3 (60 d)	Afluente	6,2	12	339	132	572	66	911	84	-	-	582	43
	R1	6,4	9	368	110	517	56	886	76	3,1	200	431	43
	R2	6,7	7	539	111	489	59	980	81	1,6	75	339	38
	R3	6,9	4	656	77	423	92	994	60	0,7	69	248	49
	R4	7,1	4	752	65	321	42	1073	56	0,5	40	158	39
	RSB	6,5	5	145	67	105	83	277	81	0,7	116	101	54
4 (50 d)	Afluente	5,7	9	311	139	1085	64	1362	77	-	-	1440	31
	R1	6,0	8	251	166	971	89	1223	98	4,0	99	1339	32
	R2	6,6	5	503	108	757	63	1260	76	2,3	59	1220	31
	R3	6,8	4	727	92	678	68	1405	75	1,4	52	894	35
	R4	6,9	3	865	86	691	49	1556	68	0,9	44	756	39
	RSB	7,1	5	406	97	320	106	726	100	0,8	47	378	38

Unidades: A.P.; A.I. e A.T. – mg CaCO₃ / L; A.V.T. – mg CH₃COOH / L; C.V – (%).

Os valores médios da relação AI/AP foram de 3,9, 4,1, 3,1 e 4,0 no R1; de 1,6, 1,2, 1,6 e 2,3 no R2; de 0,9, 0,9; 0,7 e 1,4 no R3 e de 0,6, 0,5; 0,5 e 0,9 no R4, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Segundo FORESTI (1994), é possível ocorrer estabilidade no processo de digestão anaeróbia com valores diferentes de 0,3; sendo prudente a verificação para cada caso em particular. No conjunto dos reatores horizontais (R1+ R2 + R3 + R4) as eficiências de remoção e a produção de metano foram estáveis, indicando que as relações AI/AP no efluente do R4 (0,5 a 0,8) podem ser consideradas representativas de operação sem distúrbios.

No efluente do RBS foram observados valores de AT bastante inferiores aos observados no efluente do R4, de 233, 236, 277 e 726 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O consumo de alcalinidade no RBS ocorreu em virtude da oxidação de nitrogênio amoniacal. Segundo METCALF & EDDY, (2003) a alcalinidade necessária para oxidar 1 g de N-am. à nitrito é de 7,07 g CaCO₃.

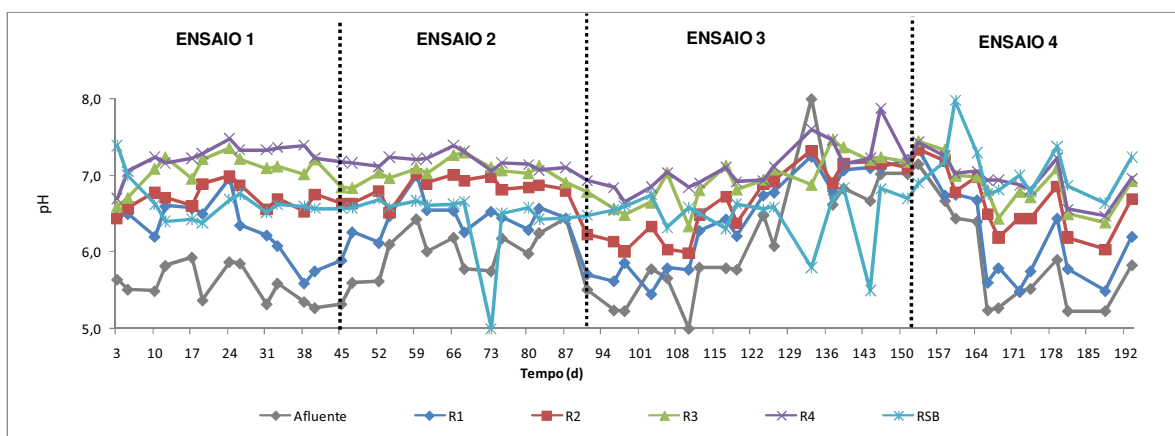


FIGURA 17. Valores do pH no afluente e dos efluentes anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

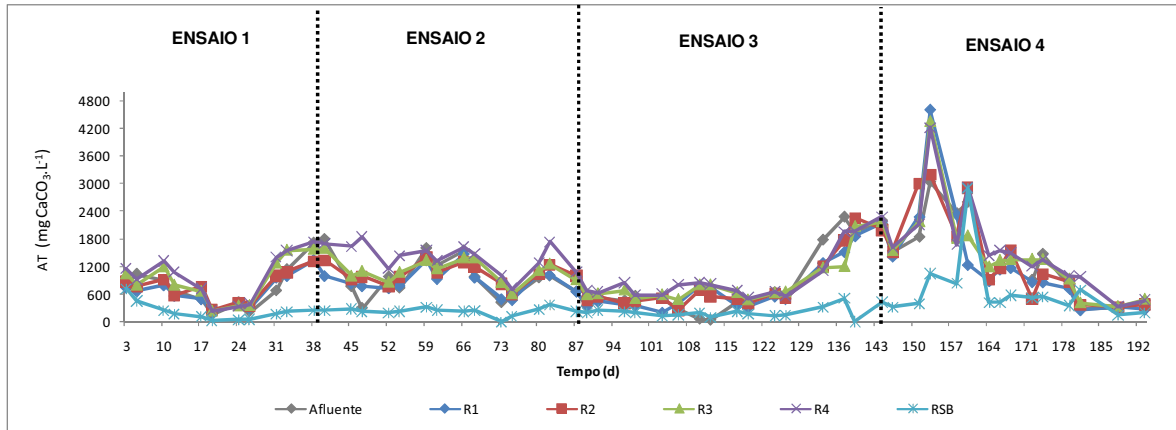


FIGURA 18. Valores de alcalinidade total (AT) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

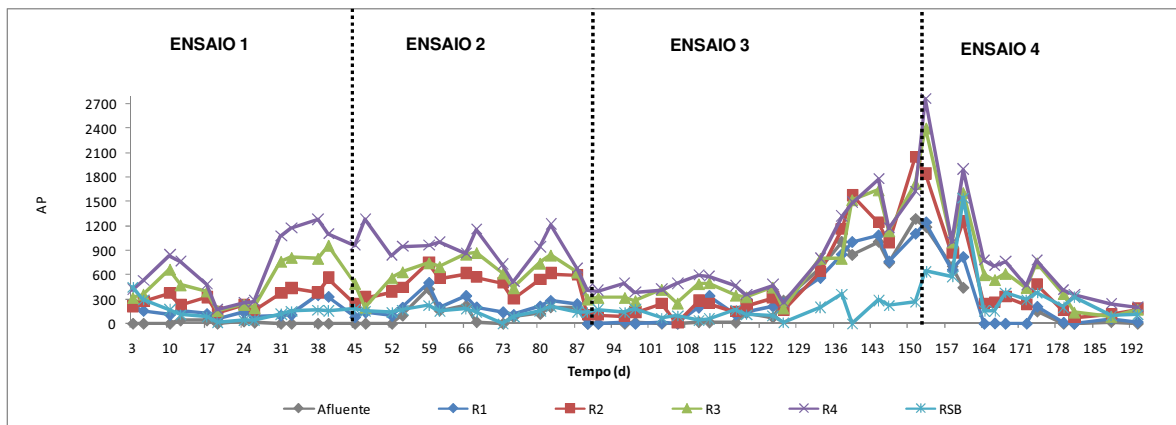


FIGURA 19. Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

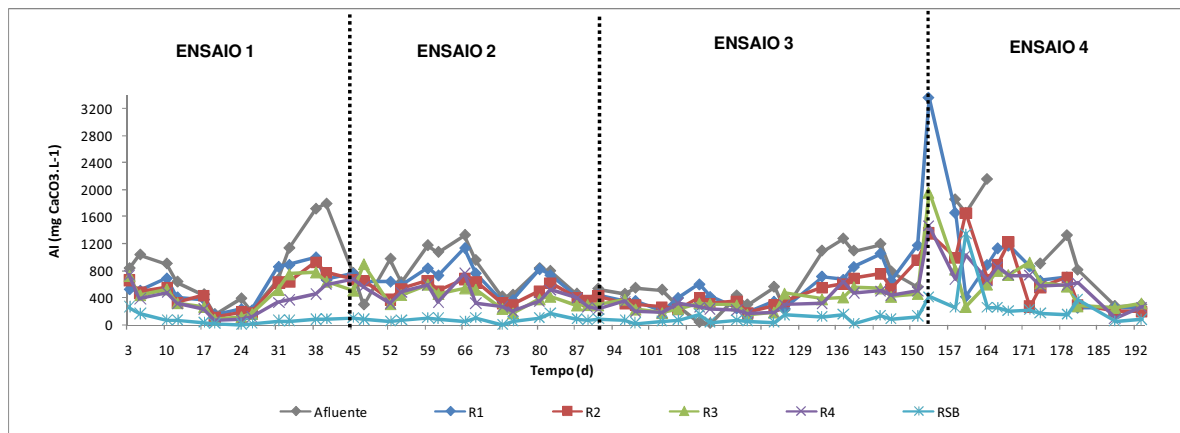


FIGURA 20. Valores de alcalinidade intermediária (AI) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

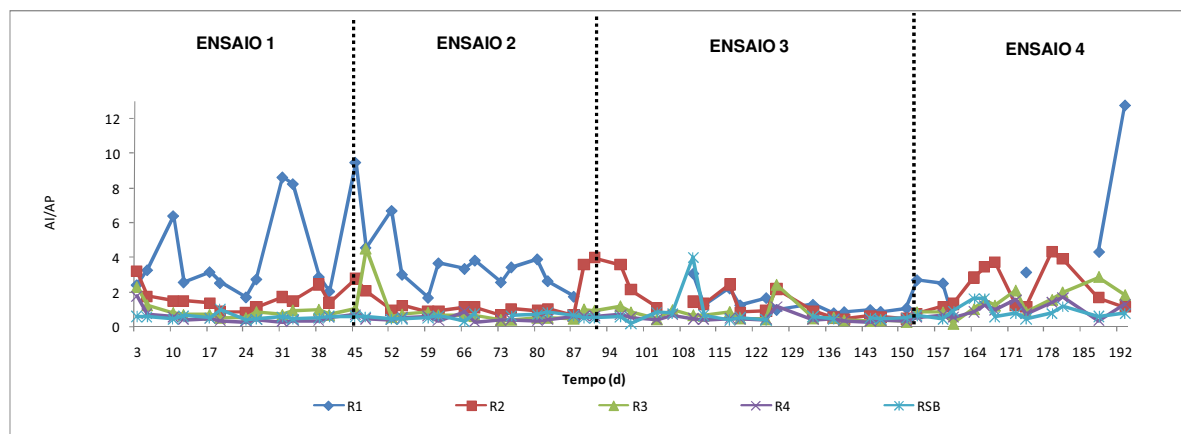


FIGURA 21. Valores da relação alcalinidade total e alcalinidade parcial (AI/AP) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

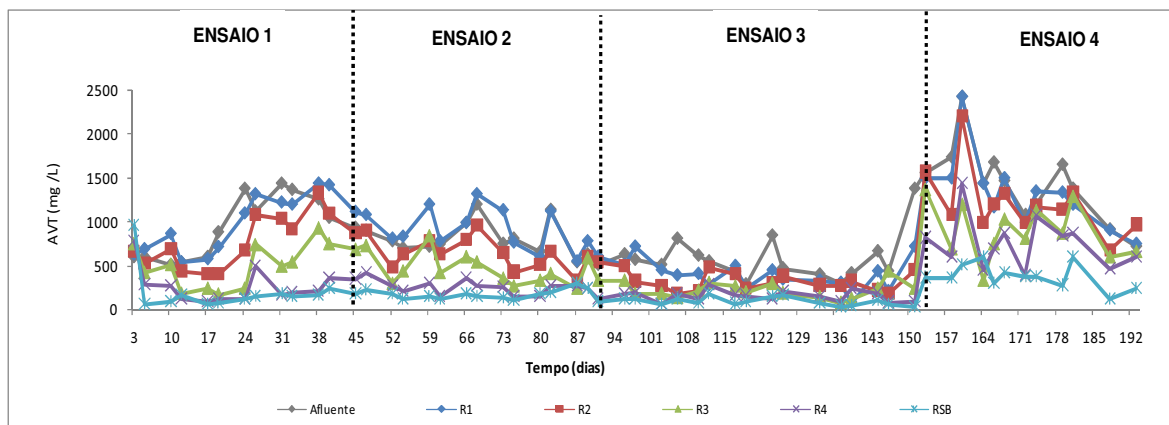


FIGURA 22. Concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores de ácidos voláteis totais (AVT) foram de 946; 977; 768; 497; 267 e 200 mg L⁻¹ de 836; 947; 661; 472; 262 e 170 mg L⁻¹, de 582, 431, 339, 248, 158 e 101 mg L⁻¹ e de 1440, 1339, 1220, 894, 756 e 378 mg L⁻¹ no afluente e efluentes do R1, R2, R3, R4 e RSB, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 10 e Figura 22). Em virtude das altas COV no R1, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, ocorreu predominância de acidogênese, como pode ser confirmado pelo aumento da concentração de AVT e menor concentração de metano no biogás.

4.5. Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis (SV) da manta do lodo

Nas Tabelas 11 e 12 e Figuras 22 a 27 estão apresentados os valores das concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) do lodo, ao longo dos reatores anaeróbios horizontais R1, R2, R3, R4 e RSB.

Os valores médios de ST no lodo do R1 foram de 33,50 e 29,96 g L⁻¹; de 8,34 e 10,61 g L⁻¹; de 10,50 e 7,44 g L⁻¹ e de 38,68 e 41,12 g L⁻¹, nos pontos 1 e 2, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 12), verificando-se que diminuiu com o aumento da velocidade nos ensaios 2 e 3, e aumentou no ensaio 4 em resposta ao acréscimo na concentração de SST do afluente.

As concentrações médias de ST do lodo retido nos interstícios do meio suporte, no R2, tiveram valores médios de 7,20 e 7,93 g L⁻¹, de 17,89 e 11,73 g L⁻¹, de 10,72 e 3,96 g L⁻¹, e de 21,49 e 19,37 g L⁻¹, nos pontos 1 e 2, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No R3 foram de 5,69 e 8,48 g L⁻¹, de 13,58 e 16,71 g L⁻¹, de 25,77 e 12,87 g L⁻¹, de 22,38 e 21,92 g L⁻¹. No R4 foram observados valores menores de ST no lodo nos ensaios 1, 2 e 3, de 2,03 e 2,67 g L⁻¹, de 2,38 e 4,55 g L⁻¹ e de 9,85 e 7,97 g L⁻¹, respectivamente, com aumento acentuado no ensaio 4 para 20,05 e 26,57 g L⁻¹.

Assim como foi verificado por FERNANDES (2004) e ABREU NETO (2008), em reator ABR com três câmaras, e SANTANA (2008), em reatores UASB em dois estágios, o aumento da velocidade nos ensaios 2 e 3 intensificou o arraste de lodo para os reatores subseqüentes, os quais acumularam esse lodo por um período; de tal forma que, com a prática de descarte parcial do lodo do R2, R3 e R4, durante o tempo de operação dos ensaios 1, 2 e 3, as menores concentrações de ST ocorreram no R4, e conseqüentemente não houve prejuízo acentuado na qualidade do efluente para o conjunto de reatores horizontais em virtude do aumento da velocidade. Com o aumento da DQO e da concentração de SST do afluente e da maior velocidade no ensaio 4, no R2, R3 e R4 observaram-se concentrações de ST e SV no lodo similares, em virtude do aumento do arraste de lodo entre os reatores.

A relação SV/ST no lodo do R1, R2, R3 e R4 variaram de 0,70 a 0,86, 0,55 a 0,81; de 0,67 a 0,73 e de 0,50 a 0,81, respectivamente, nos pontos 1 e 2, nos quatro ensaios.

Os maiores valores de ST e SV e da relação SV/ST foram observados no R1, em virtude da manta de lodo e das maiores COV aplicadas. Segundo OLIVEIRA (1997), as altas relações SV/ST evidenciam a predominância de matéria orgânica no lodo, e associando-se à produção de metano e consumo de AVT, conseqüentemente, à presença de microrganismos relacionados à digestão anaeróbia.

De acordo com a Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 375 (BRASIL, 2006), para fins de utilização agrícola, o lodo de esgoto ou produto derivado será considerado estável se a relação entre sólidos voláteis e sólidos totais for inferior a 0,70.

TABELA 11. Valores médios dos sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e os respectivos coeficientes de variação (c.v.) do lodo dos reatores anaeróbios horizontais, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Pontos de amostragem		Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Ensaio 4	
		(40 d)		(40 d)		(60 d)		(50 d)	
		(g L ⁻¹)	c. v. (%)	(g L ⁻¹)	c. v. (%)	(g L ⁻¹)	c. v. (%)	(g L ⁻¹)	c. v. (%)
R1	ST	33,50	14	8,34	61	10,50	86	38,68	27
	SV	24,57	35	7,18	63	8,07	93	29,52	28
	SV/ST	0,71	27	0,86	6	0,72	22	0,76	4
	ST	29,96	25	10,61	84	7,44	53	41,12	44
	SV	20,70	46	9,33	87	6,04	56	32,42	49
	SV/ST	0,70	39	0,85	11	0,80	10	0,76	9
R2	ST	7,20	115	17,89	39	10,72	83	21,49	54
	SV	4,30	156	12,83	42	8,53	84	15,43	53
	SV/ST	0,55	50	0,71	10	0,81	16	0,72	7
	ST	7,93	107	11,73	58	3,96	111	19,37	56
	SV	5,04	92	8,92	61	2,76	124	14,68	57
	SV/ST	0,67	12	0,75	9	0,66	39	0,75	8
R3	ST	5,69	39	13,58	42	25,77	57	22,38	49
	SV	4,02	44	10,30	43	17,02	39	14,89	48
	SV/ST	0,70	7	0,76	5	0,71	19	0,67	11
	ST	8,48	51	16,71	39	12,87	55	21,92	53
	SV	5,88	50	12,30	40	9,80	51	16,70	59
	SV/ST	0,70	7	0,73	7	0,77	8	0,75	12
R4	ST	2,03	61	2,38	33	9,85	96	20,05	48
	SV	1,09	79	1,74	41	7,63	95	15,44	53
	SV/ST	0,50	26	0,73	24	0,77	21	0,75	8
	ST	2,67	69	4,55	28	7,97	104	26,57	58
	SV	1,45	92	3,58	30	6,56	101	19,17	49
	SV/ST	0,50	41	0,78	8	0,81	11	0,69	23

P1 – ponto 1; P2 – ponto 2.

Portanto, no ensaio 1, com a partida e a aplicação das menores COV e velocidades superficiais foi observada maior estabilidade no lodo dos reatores anaeróbios horizontais, com a relação SV/ST variando de 0,50 a 0,71, e o lodo excedente poderia ser destinado a agricultura.

No ensaio 1 o lodo do RBS não foi coletado. Os valores de ST e SV do lodo do RBS, do ponto 1 ao ponto 6, variaram, respectivamente, de 64,47 a 1,75 g L⁻¹ e 47,34 a 1,11 g L⁻¹ no ensaio 2; de 26,33 a 1,95 g L⁻¹ e 19,69 a 1,48 g L⁻¹ no ensaio 3 e de 63,27 a 8,40 g L⁻¹ e 29,52 a 14,68 g L⁻¹ no ensaio 4 (Tabela 12). O decréscimo gradativo dos valores de ST e SV do lodo do RBS da base para o topo da região do lodo sedimentado, indica boas características de sedimentabilidade do lodo.

A relação SV/ST do lodo do RBS foram inferiores a 0,70 nos pontos P3, P4, P5 e P6, nos ensaios 2, 3 e 4, exceto P3 e P4 no ensaio 2 e P5 no ensaio 4, indicando, de acordo com a Resolução do CONAMA nº 375 (BRASIL, 2006), que o lodo do RBS nestes pontos é estável e o excedente poderia ser utilizado na agricultura.

TABELA 12. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) (em g L^{-1}), e os respectivos coeficientes de variação (c.v.), obtidos no lodo sedimentado do RBS aeróbio durante os ensaios 2, 3 e 4.

Pontos de amostragem		Ensaio 2		Ensaio 3		Ensaio 4		
		(40 d)		(60 d)		(50 d)		
		(g L ⁻¹)	c. v. (%)	(g L ⁻¹)	c. v. (%)	(g L ⁻¹)	c. v. (%)	
RBS	P1	ST	64,74	32	26,33	38	63,27	44
		SV	47,34	38	19,69	33	34,10	36
		SV/ST	0,72	12	0,78	20	0,60	31
	P2	ST	14,85	21	8,61	79	23,36	32
		SV	12,12	23	7,33	73	16,95	37
		SV/ST	0,82	11	0,88	8	0,72	10
	P3	ST	4,17	103	1,95	45	10,41	80
		SV	2,83	112	1,48	57	6,30	83
		SV/ST	0,63	19	0,75	23	0,61	9
	P4	ST	1,75	17	8,53	76	9,65	71
		SV	1,21	31	6,75	92	6,29	70
		SV/ST	0,68	16	0,79	35	0,66	10
	P5	ST	1,68	19	3,15	65	10,32	76
		SV	1,11	49	1,81	93	7,71	77
		SV/ST	0,64	38	0,69	49	0,73	8
	P6	ST	2,66	90	11,31	159	8,40	72
		SV	1,12	28	5,64	234	5,72	78
		SV/ST	0,61	48	0,63	53	0,64	15

P1 – ponto 1 (base do reator); P6 – ponto 6 (topo do reator).

SANTANA (2008) operando o mesmo RBS, no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura proveniente de reatores UASB em dois estágios, com a aplicação de COV de 3,6 a 0,4 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$, observou valores de SV decrescentes de 23,471 a 5,754 g L^{-1} e de 8550 a 1495 g L^{-1} , respectivamente, do ponto 1 ao ponto 6, valores médios similares aos constatados neste trabalho.

Os valores médios das taxas de carregamento orgânico (TCL) no lodo variaram de 2,5 a 22,62 $\text{g DQO (g SV d)}^{-1}$ no R1; de 3,1 a 11,6 $\text{g DQO (g SV d)}^{-1}$ no R2; de 1,2 a 3,1 $\text{g DQO (g SV d)}^{-1}$ no R3 e de 0,7 a 2,9 $\text{g DQO (g SV d)}^{-1}$ no R4 (Tabela 12). Os maiores valores ocorreram no R1, nos ensaios 2 e 3, em virtude das maiores COV

terem sido aplicadas no R1. O valor da TCL no R1 diminuiu no ensaio 4 porque aumentou a massa de lodo, proveniente do acréscimo na concentração de sólidos suspensos do afluente bruto. No ensaio 4, a maior TCL ocorreu no R2, provocada pelo aumento acentuado dos valores de DQO do efluente do R1.

TABELA 13. Valores médios e os coeficientes de variação (c.v.) da taxa de carregamento do lodo (TCL em g DQO (g SV d)⁻¹) e do tempo de retenção de sólidos (TRS em d) nos reatores anaeróbios horizontais e no RBS, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Reatores		Ensaio 1 (40 d)		Ensaio 2 (40 d)		Ensaio 3 (60 d)		Ensaio 4 (50 d)	
		C. V.		C. V.		C. V.		C. V.	
R1	TCL	2,5	41	13,3	106	22,62	107	5,03	71
	TRS	30,2	85	8,0	74	7,2	67	3,5	123
R2	TCL	3,1	31	3,6	68	7,1	88	11,6	87
	TRS	6,3	34	7,6	69	5,8	93	2,9	91
R3	TCL	1,2	55	0,9	51	1,0	164	3,1	82
	TRS	14,8	68	29,1	103	39,2	99	4,3	87
R4	TCL	2,9	76	2,5	61	0,7	93	1,5	51
	TRS	5,4	83	11,6	85	12,6	76	31,0	31
RBS	TCL	-	-	0,14	62	0,17	122	0,85	57
	TRS	-	-	151,3	45	192,2	69	28,9	75

c. v. – coeficiente de variação; TRS- tempo de retenção de sólidos; TCL- taxa de carregamento orgânico no lodo.

A TCL, durante o regime permanente, em reatores metanogênicos pode atingir, de acordo com o tipo de água residuária a ser tratada, valores em torno de 2,0 kg DQO_{total} (kg SV_{lodo} d)⁻¹ (CHERNICHARO, 2007). Nos reatores horizontais mesmo com valores superiores de TCL houve produção de biogás com concentrações de metano acima de 44% no R1, acima de 67% no R2 e R3, e acima de 57% no R4; com eficiências de remoção de DQO_{total} de 95 a 97% nos ensaios 1, 2 e 3, e de 79% no ensaio 4, para o conjunto R1+R2+R3+R4. No R1 os altos valores de TCL provocaram menores valores de pH, entre 6,0 e 6,4, e maiores concentrações de AVT, de 431 a 1339 mg L⁻¹. No R2, R3 e R4 os valores de pH aumentaram e os AVT diminuíram como consequência das menores TCL.

As estimativas do tempo de retenção de sólidos (TRS) foram de 30,2; 8,0; 7,2 e 3,5 d no R1; de 6,3; 7,6; 5,8 e 2,9 d no R2; de 14,8; 29,1; 39,2 e 4,3 d no R3 e de 5,4; 11,6; 12,6 e 31,0 d no R4, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No R1 e R2, com o aumento das COV do ensaio 1 ao 4, foram observados decréscimos no TRS, em virtude do aumento no arraste de lodo com o efluente. O lodo arrastado do R1 e R2 ficou retido primeiramente no R3, como pode ser observado pelo aumento do TRS de 14,8 a 39,2 d, do ensaio 1 ao 3, e posteriormente retido no R4, como também pode ser observado pelo aumento do TRS de 5,4 a 31,1 d, dos ensaios 1 ao 4.

Segundo ZHANG et al. (2007), com o aumento da COV ocorre o decréscimo do TRS, em virtude do aumento de sólidos suspensos no reator, que poderão diminuir a sedimentação do lodo e conseqüentemente provocarem o arraste de lodo. De acordo com NDON & DAGUE (1997), o aumento da COV provoca a maior produção de microrganismos dispersos e conseqüentemente decréscimo do TRS.

O TRS mínimo para o processo metanogênico é de aproximadamente 10 d para a temperatura de 35°C (NDON & DAGUE, 1997). Portanto neste trabalho o TRS mínimo para o processo metanogênico somente foi obtido no ensaio 1 para o R1, ensaios 1, 2 e 3 para o R3 e ensaios 2, 3 e 4 para o R4.

Os valores de TCL foram menores e os do TRS maiores no R2, R3 e R4, pois os apresentados na Tabela 13 não consideram o lodo do biofilme, somente o lodo intersticial.

Os valores médios de TCL no RBS aumentaram de 0,14 e 0,17 g DQO_{total} (g SSV d)⁻¹, nos ensaios 2 e 3, para 0,85 g DQO_{total} (g SSV d)⁻¹, no ensaio 4, e TRS diminuiu, de 151,3 e 192,2 d, para 28,9 d, em virtude do aumento da COV de 0,5 e 0,32 g DQO_{total} (L d)⁻¹ para 3,88 g DQO_{total} (L d)⁻¹, respectivamente, ter provocado perda acentuada de sólidos suspensos do lodo do RBS.

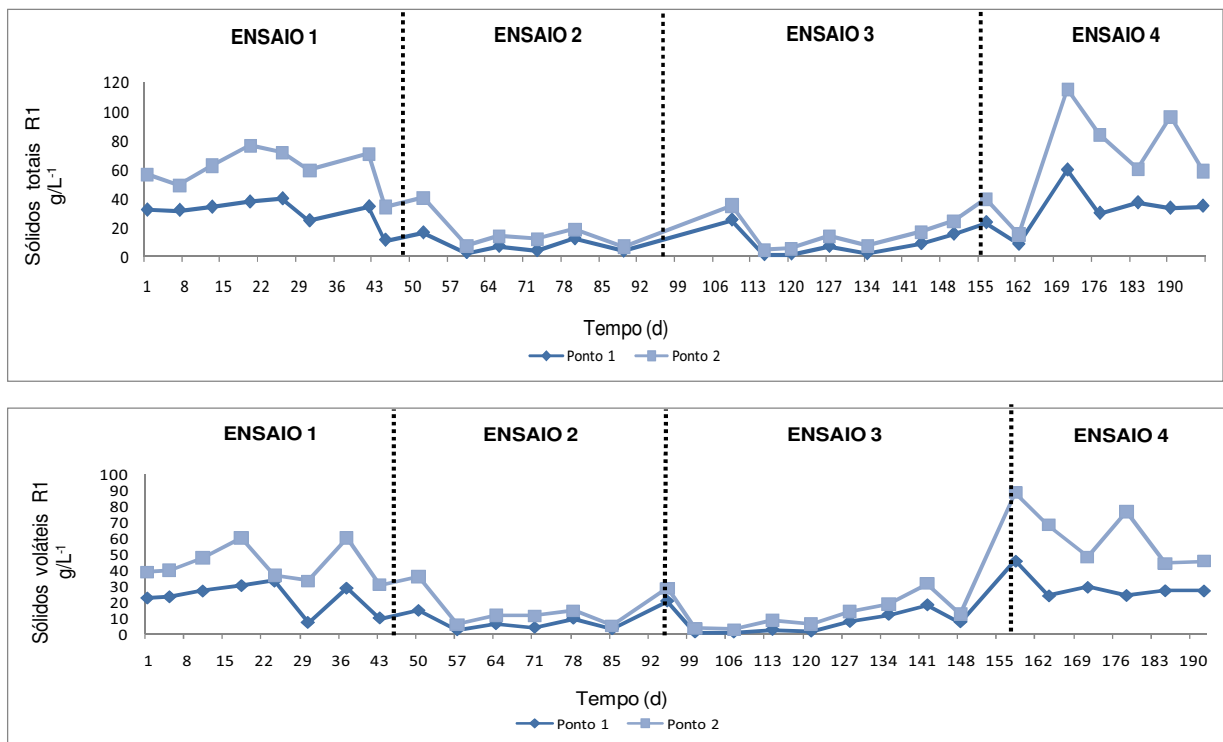


FIGURA 23. Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbico horizontal R1 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.

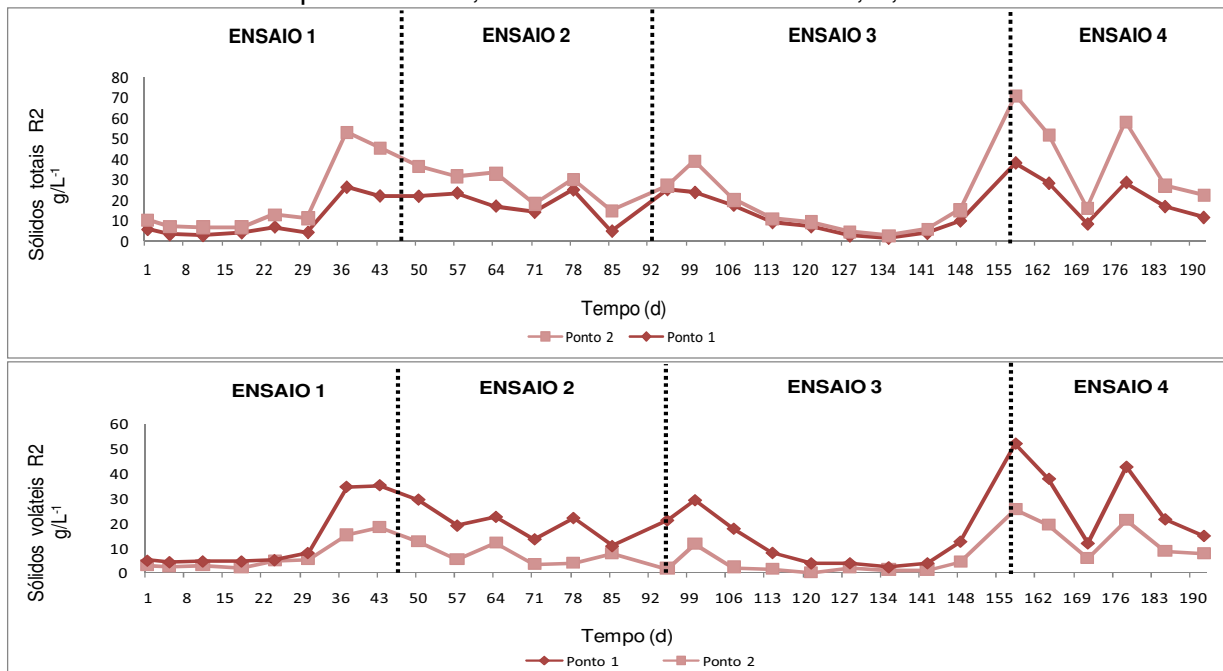


FIGURA 24. Valores de Sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbico horizontal R2 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.

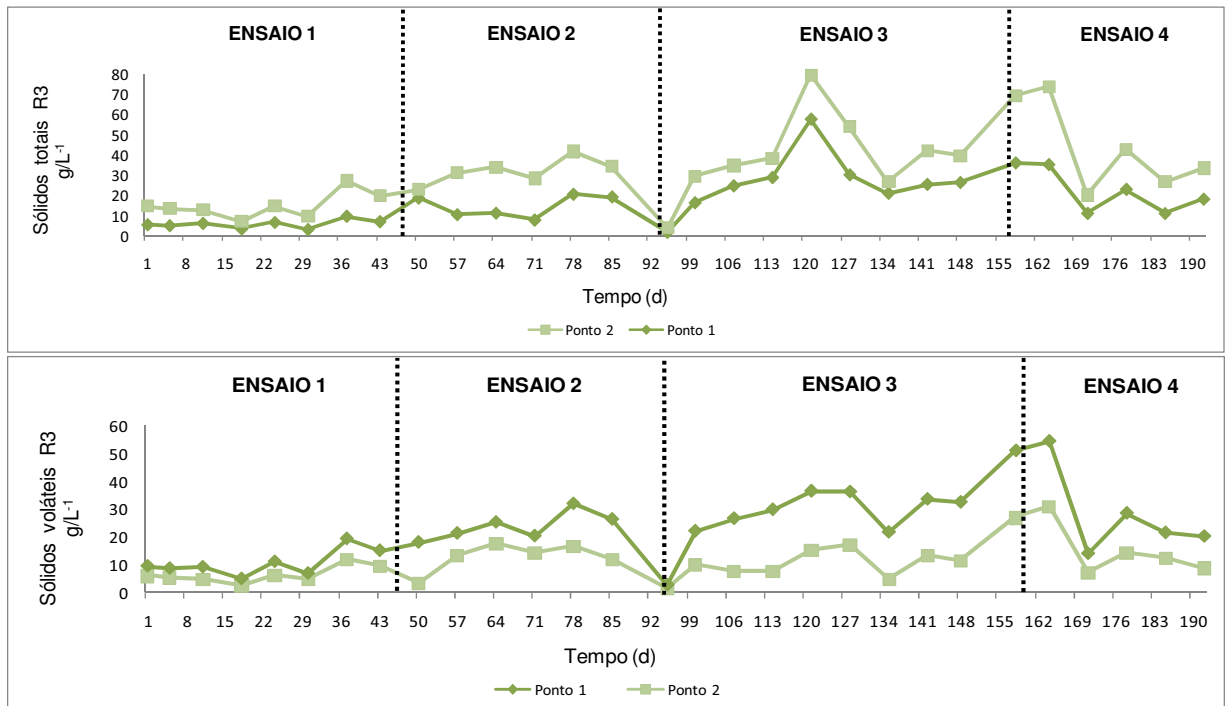


FIGURA 25. Valores de sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal R3 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.

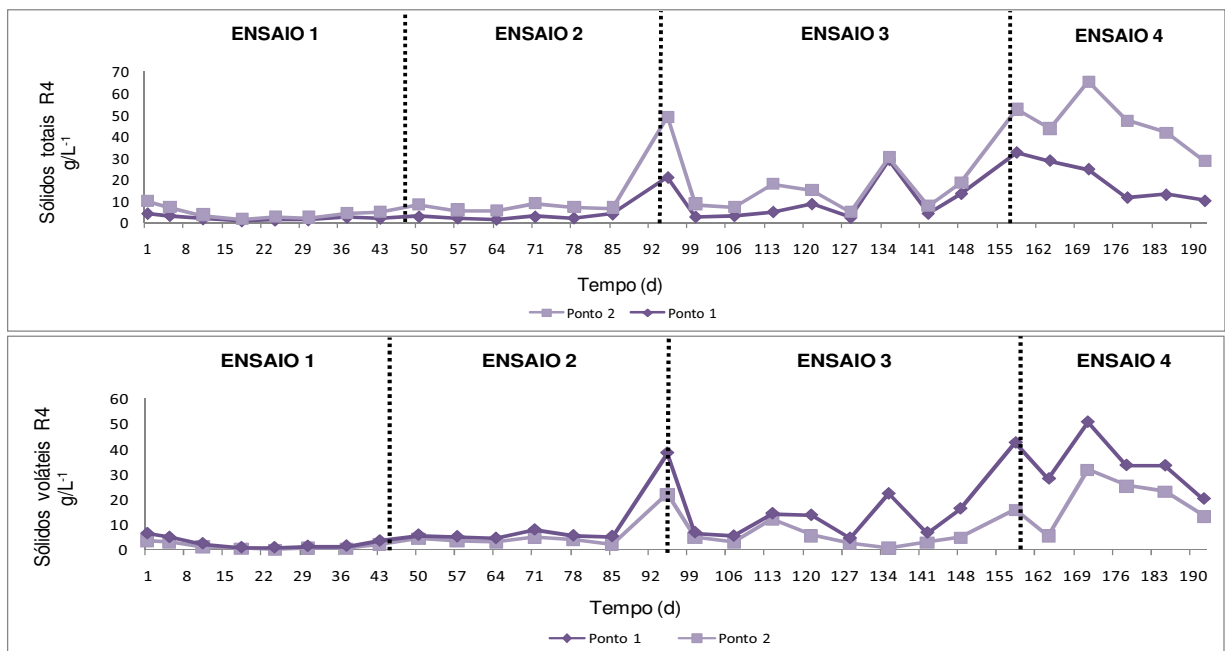


FIGURA 26. Valores de Sólidos totais e voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal R4 dos pontos 1 e 2, obtidos durante o ensaio 1, 2, 3 e 4.

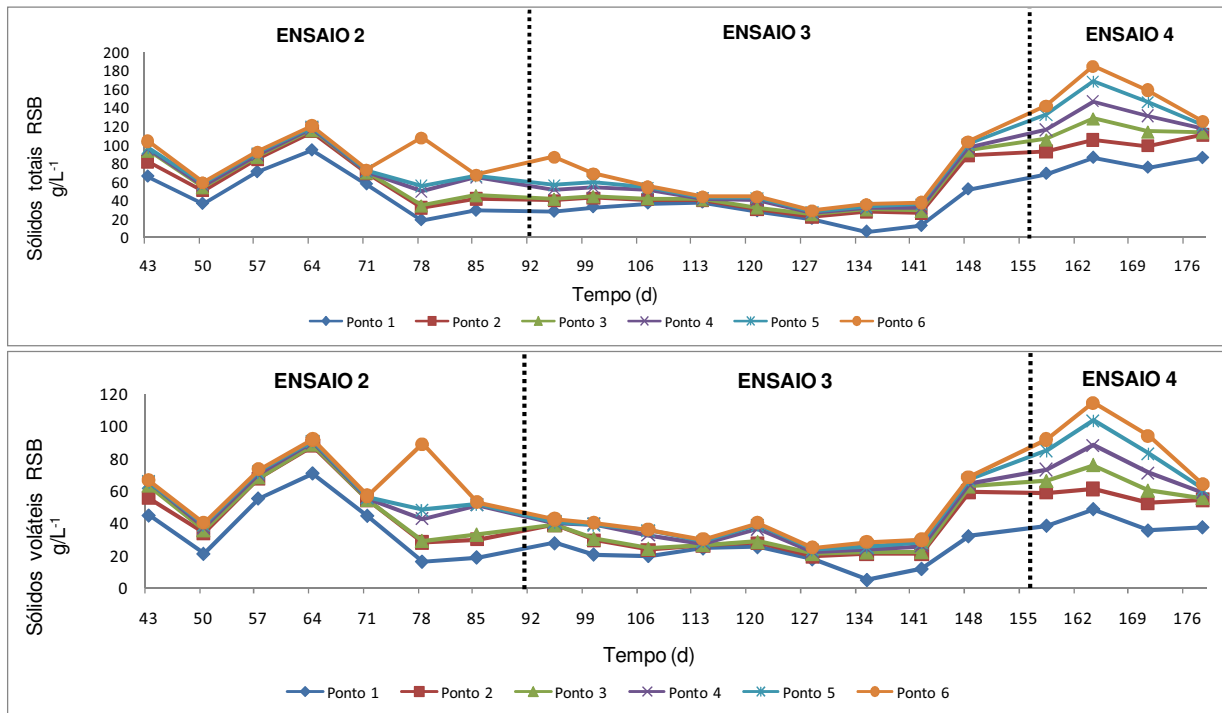


FIGURA 27. Valores de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) obtidos no lodo sedimentado do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 2, 3 e 4.

4.6. Macronutrientes e micronutrientes

4.6.1. Nitrogênio

Na Tabela 14 e nas Figuras 28 e 29 estão apresentados os valores das concentrações de nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio total Kjeldahl (NTK) obtidos durante a operação dos reatores anaeróbios horizontais, seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios da concentração de nitrogênio amoniacal (N-am.) aumentaram de 135, 249 e 296 mg L⁻¹ no afluente para 172, 302 e 352 mg L⁻¹ no efluente do R4 nos ensaios 1, 2, e 4, respectivamente, como resultado da amonificação, que consiste na conversão, por meio da ação de bactérias heterotróficas, da matéria orgânica

nitrogenada, que se encontra na forma solúvel, em amônia (MASCARENHAS et al. 2004). No ensaio 3 não foi observado.

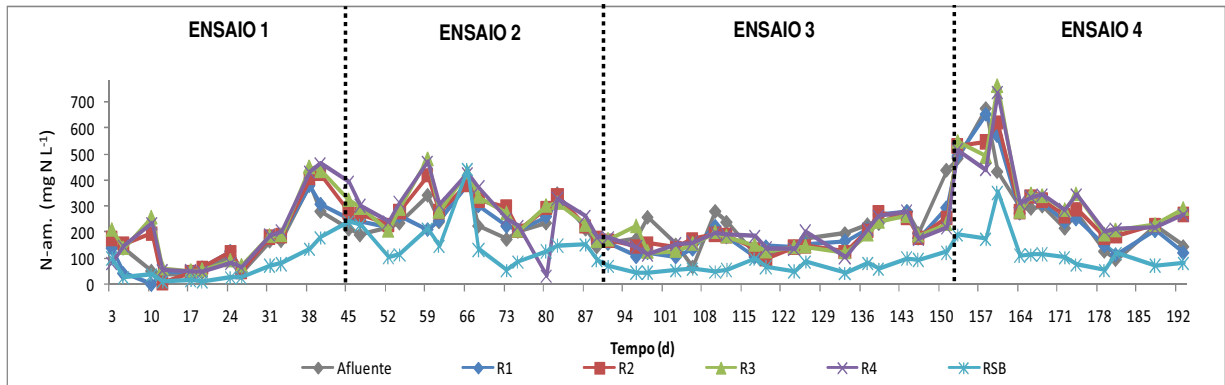


FIGURA 28. Concentração de nitrogênio amoniacal (N-am.) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas seqüenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

No efluente do RBS, as concentrações de nitrogênio amoniacal (N-am.) foram sempre inferiores as do efluente do R4, com valores médios de 61, 169, 72 e 131 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente (Tabela 14 e Figura 28). Contudo, não atenderam ao padrão de lançamento de efluentes, de 20 mg L⁻¹, contido na Resolução 357 do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) (BRASIL, 2005).

As eficiências médias de remoção de N-am no reator RBS foram de 62; 53; 58 e 57% para COV de 0,35; 0,51; 0,32 e 3,88 g DQO_{total} (L d)⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 15). Estes valores são inferiores aos observados por SANTANA (2008), que obteve eficiências de remoção de N-am. de 82 a 96%, com COV de 0,4 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹. SANTANA (2008) trabalhou com o mesmo RBS e condições operacionais descritas neste trabalho, exceto a alimentação que foi realizada em batelada. Isto indica que a alimentação contínua do RBS prejudicou a nitrificação do N-am., em virtude da entrada contínua de matéria orgânica promover maior competição entre as bactérias heterotróficas e as bactérias autotróficas nitrificantes.

Os valores da concentração de nitrogênio total Kjeldhal (NTK) diminuíram, após a passagem pelos reatores anaeróbios horizontais (Figura 29), de valores médios de 1680, 871, 963 e 1680 mg L⁻¹ no afluente para 313, 305, 219 e 475 mg L⁻¹ no efluente

do R4 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Segundo CHERNICHARO (2007), são necessários valores mínimos de relação DQO:N de 200:1 e 70:1 para a biomassa com baixo e alto coeficiente de produção celular, respectivamente. Nesse experimento, as relações DQO:N para os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 16:1; 29:1; 22:1 e 25:1, indicando que não houve deficiência de N para os microrganismos e as condições foram para alto coeficiente de produção celular, como pode ser observado pelas concentrações de SV do lodo dos reatores horizontais.

As maiores eficiências de remoção de NTK foram observadas no R1, de 78; 54; 63 e 62%, com a aplicação das COV de 52,65; 60,95; 64,83 e 123,27 g DQO_{total} (L d)⁻¹, respectivamente e TDH variando de 12 a 8 h. A remoção foi obtida com a retenção dos sólidos suspensos do afluente na manta de lodo.

Nos reatores horizontais R1+R2 as eficiências de remoção de NTK foram de 81; 53; 54 e 56% para TDH de 21; 17,5; 14 e 14 h e COV de 52,65; 60,95; 64,83 e 123,27 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no R1, respectivamente. DUDA & OLIVEIRA (2008), para COV inferiores, de 12,4 e 15,5 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e TDH de 35,7 h, obtiveram eficiências de remoção de NTK de 55 e 52%, respectivamente, no tratamento de águas residuárias de suinocultura similares em reator UASB seguido de filtro anaeróbio de fluxo ascendente preenchido com anéis de bambu. O sistema de tratamento com os reatores horizontais R1 + R2, mesmo submetido a COV maiores, foi semelhante ao estudado por DUDA & OLIVEIRA (2008), quanto a capacidade de imobilização de N na biomassa da manta de lodo. As eficiências de remoção de NTK nos reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R4) diminuíram e foram menos estáveis após o ensaio 1 (Figura 30), e os valores médios foram de 80, 60, 67 e 65%, com os TDH de 42,5; 35,4 28,3 e 28,3 h no sistema de tratamento, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) obtiveram remoções de NTK de 46 a 71%, em reator ABR (com 3 câmaras) seguido de reator UASB, no tratamento de águas residuárias de suinocultura similares, com a aplicação de COV de 13,4 a 21,1 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e TDH de 60 a 24 h. Portanto, com os reatores anaeróbios horizontais foi possível obter remoções maiores de NTK com COV mais altas e TDH menores.

Tabela 14. Valores médios e coeficiente de variação (c.v.) das concentrações de nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio total Kjeldahl (NTK), obtidos durante a operação do sistema de tratamento reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)		N-am. mg/L	C.V (%)	NTK mg/L	C.V. (%)
1 (40 d)	Afluente	135	79	1680	36
	R1	132	88	341	49
	R2	168	79	296	50
	R3	184	76	313	40
	R4	172	84	313	37
	RBS	61	90	65	61
2 (40 d)	Afluente	249	28	871	42
	R1	259	20	413	51
	R2	294	21	345	19
	R3	306	26	324	21
	R4	302	36	305	22
	RBS	169	58	100	35
3 (60 d)	Afluente	200	42	963	99
	R1	176	33	185	33
	R2	176	27	220	57
	R3	176	24	170	37
	R4	180	25	219	118
	RBS	72	33	51	55
4 (50 d)	Afluente	296	55	1680	55
	R1	310	56	704	45
	R2	338	43	603	42
	R3	361	46	522	23
	R4	352	43	475	29
	RBS	131	62	397	39

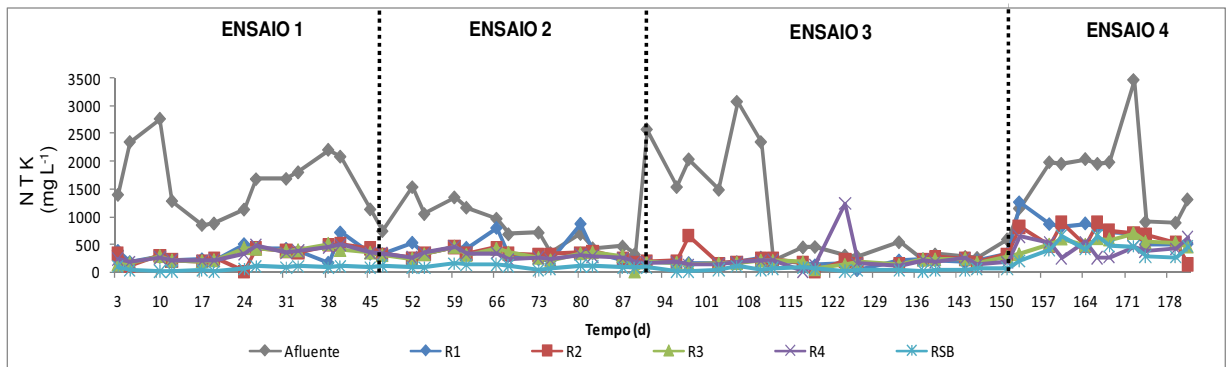


FIGURA 29. Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

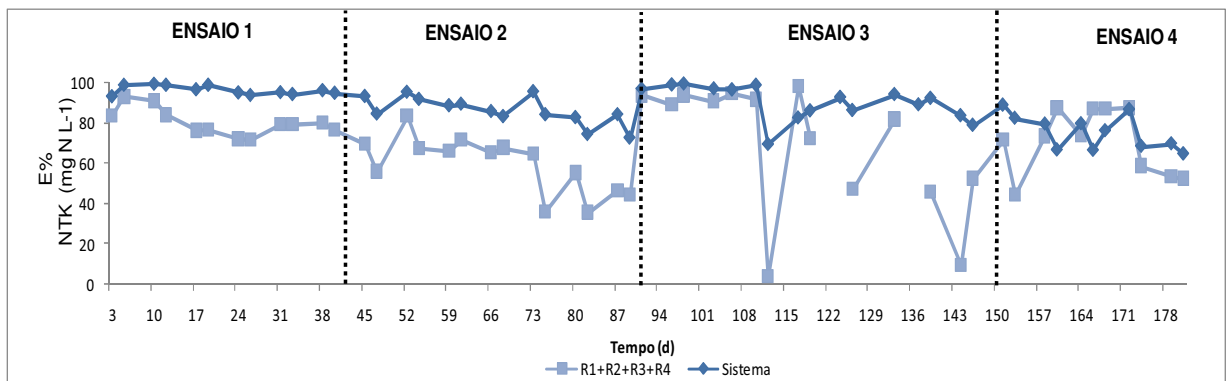


FIGURA 30. Eficiência de remoção de NTK no conjunto de reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R4) e no sistema composto por reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

As eficiências médias de remoção de NTK no RBS foram de 80, 67, 70 e 35%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e contribuíram para o aumento das eficiências médias de remoção de NTK no sistema de tratamento (reatores horizontais em série + RBS) para valores médios de 96, 86, 88 e 73%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 17 e Figura 29). As menores eficiências de remoção de NTK no RBS, no ensaio 4, podem ter ocorrido em virtude do aumento da COV aplicada no RBS, para valor médio de $3,88 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$, e da diminuição da temperatura média do ar para valores inferiores a 21°C . O aumento da COV no RBS no ensaio 4 resultou

no arraste de lodo, como pode ser observado pelo decréscimo no tempo de retenção de sólidos (TRS) para 28,9 dias (Tabela 13).

Tabela 15. Valores médios e coeficiente de variação (c.v.) das eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio total Kjeldahl (NTK), obtidos durante a operação do sistema de tratamento reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4), seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4

Ensaio (tempo de operação)	Reatores	N-am.	C.V	NTK	C.V.
1 (40 d)	R1	-	-	78	14
	R1+R2+R3+R4	-	-	80	8
	RBS	62	45	80	12
	Sistema	56	33	96	2
2 (40 d)	R1	-	-	54	34
	R1+R2+R3+R4	-	-	60	23
	RBS	53	27	67	15
	Sistema	48*	24	86	6
3 (60 d)	R1	-	-	63	46
	R1+R2+R3+R4	-	-	67	45
	RBS	60	16	70	25
	Sistema	58	37	88	10
4 (50 d)	R1	-	-	62	19
	R1+R2+R3+R4	-	-	65	26
	RBS	64	14	35	54
	Sistema	57	23	73	11

c.v. – coeficiente de variação (%)

SANTANA (2008) obteve eficiências de remoção de NTK no RBS de 64 a 89% com COV de 0,4 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹, e de 76 a 97% com o sistema de tratamento com reatores UASB em dois estágios seguidos de RBS. Os menores valores de remoção também ocorreram com a maior COV no RBS. A alimentação em batelada do RBS pode ter propiciado as maiores remoções.

Os valores de nitrato, nitrito e oxigênio dissolvido observados no efluente do RBS foram de 29, 27 e 2,1 mg L⁻¹; de 32, 48 e 1,9 mg L⁻¹; de 32, 43 e 2,1 mg L⁻¹, e de 50, 21 e 0,8 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente (Tabela 16). As quantidades de O₂ transferido, de acordo com estimativas baseadas em parâmetros obtidos em METCALF

& EDDY (2003) e CHERNICHARO et al. (2001), foram superiores 8,0; 8,6 e 2,8 vezes o O_2 requerido para atender as demandas carbonácea, do lodo e da nitrificação (Anexo 3), o que pode ser confirmado pelo OD remanescente no efluente do RBS de 1,9; 2,1 e 0,8 $mg\ L^{-1}$, nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente, após 6,5 horas de sedimentação. A diminuição de O_2 disponível no ensaio 4 deveu-se ao aumento acentuado na DQO_{total} do efluente do R4, de 995 e 577 $mg\ L^{-1}$, nos ensaios 2 e 3, para 6977 $mg\ L^{-1}$, no ensaio 4. No ensaio 1 não foi realizada a estimativa O_2 requerido, em virtude da falta de amostragem de lodo no RBS.

TABELA 16. Valores médios e coeficientes de variação (cv) de concentrações de nitrito ($N-NO_2^-$), nitrato ($N-NO_3^-$) e oxigênio dissolvido (OD) do efluente do RBS, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)	$N-NO_2^-$ ($mg\ L^{-1}$)	C.V. (%)	$N-NO_3^-$ ($mg\ L^{-1}$)	C.V. (%)	O.D ($mg\ L^{-1}$)	C.V. (%)
1 (40 d)	29	65	27	71	2,1	45
2 (40 d)	32	91	48	5	1,9	41
3 (60 d)	32	110	43	26	2,1	58
4 (50 d)	50	113	21	58	0,8	57

$N-NO_2^-$ - nitrito, $N-NO_3^-$ - nitrato, O.D. – oxigênio dissolvido, Temp. – temperatura, N-am. – nitrogênio amoniacal, C.V.. - coeficiente de variação

Nos ensaios 2 e 3, os valores de nitrato foram maiores que os valores de nitrito (Figura 31) , indicando que a maior parte do N-am. do afluente do RBS foi oxidada até nitrato.

No ensaio 4 foram observados os maiores valores médios de nitrito e os menores valores médios de nitrato, de 50 e 21 $mg\ L^{-1}$, no efluente do RBS. Neste ensaio foram observadas as maiores concentrações de DQO_{total} do afluente e consequentemente a maiores COV aplicadas no RBS, as menores temperaturas médias do ar e as menores concentrações de oxigênio dissolvido no efluente do RBS, de 6977 $mg\ L^{-1}$, 3,88 $g\ DQO_{total}\ (L\ d)^{-1}$; 18,9°C e de 0,8 $mg\ L^{-1}$, respectivamente.

Segundo METCALF & EDDY (2003), a concentração mínima de OD para que ocorra a nitrificação é de $2,0 \text{ mg L}^{-1}$.

Os valores de pH do afluente e efluente do RBS foram de 7,2; 7,2; 7,1 e 6,9 e de 6,7; 6,5; 6,5 e 7,1, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Segundo METCALF & EDDY (2003), os valores de pH ótimo para a nitrificação encontram-se entre 7 e 9. Para valores de pH abaixo e 7 ou acima de 9, a velocidade de nitrificação decresce até 50%. Os decréscimos do pH no efluente do RBS nos ensaios 1, 2 e 3 podem ter ocorrido em virtude do consumo de alcalinidade total. No ensaio 4, ocorreu o consumo de alcalinidade total, mas os valores de pH foram elevados para 7,1.

Segundo METCALF & EDDY (2003) a alcalinidade necessária para oxidar 1 g de N-am. à nitrito é de 7,07 g CaCO_3 . Portanto seriam necessárias 1216; 2135; 1272 e 2488 mg CaCO_3 para oxidar todo o N-am. do efluente do R4, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. A alcalinidade disponível no efluente do R4 não seria suficiente. Como só foram oxidadas 111; 133; 108 e 221 mg L^{-1} ($\text{N-am}_{(\text{R4})}$ $\text{N-am}_{(\text{RBS})}$) no RBS, estequiometricamente a alcalinidade total consumida foi de 785; 940; 763 e 1562 mg CaCO_3 (Anexo 3), nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

As relações NTK:DQO observadas no RBS foram de 0,41; 0,32; 0,24 e 0,20. Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), o processo de nitrificação pode ser comprometido quando a relação NTK:DQO é maior que 0,15; o que ocorreu no RBS nos quatro ensaios. A alta relação NTK:DQO favorece o crescimento dos microrganismos heterotróficos, em virtude da sua maior taxa de crescimento específica quando comparada com as nitrificantes.

Portanto, os dois fatores que limitaram a nitrificação no RBS foram as altas relações NTK:DQO e a insuficiência de alcalinidade.

Os valores da concentração de nitrogênio total ($\text{NT} = \text{NTK} + \text{N-nitríco}$) diminuíram no RBS (Figura 32), de valores médios de 313, 305, 219 e 475 mg L^{-1} no afluente para 120, 180, 126 e 438 mg L^{-1} no efluente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 17).

As eficiências médias de remoção de NT nos reatores anaeróbios horizontais ($\text{R1}+\text{R2}+\text{R3}+\text{R4}$) e no RBS foram de 80, 60, 67 e 65% e de 63, 39, 37 e 10% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

As eficiências médias de remoção de NT observadas no RBS por SANTANA (2008) foram de 41 a 71% para COV de 0,4 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹. ZHANG et al. (2006) observou eficiências de remoção de NT de 98% em RBS com TDH de 3,3 d e ciclos de 8 h, com duas alimentações de águas residuárias de suinocultura com DQO_{total} de 7040 mg L⁻¹, a primeira no início do ciclo e a outra no início da etapa anaeróbia.

Neste trabalho com o aumento da COV para valores médios de 3,88 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no RBS e o decréscimo da temperatura média para 18,9°C, os valores de remoção de NT decresceram para valor médio de 10%, em virtude do arraste de lodo com o efluente, como pode ser verificado pelo decréscimo do tempo de retenção de sólidos (TRS) para 28,9 d (Tabela 13).

Tabela 17. Eficiências médias de remoção do nitrogênio total (N.T.), obtidos durante a operação do sistema de tratamento reatores anaeróbios horizontais, seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros		Ensaio 1 (40 d)	c.v.	Ensaio 2 (40 d)	c.v.	Ensaio 3 (60 d)	c.v.	Ensaio 4 (50 d)	c.v.
NT	Afluente	1680	36	871	42	963	99	1680	55
	R1	341	49	413	51	185	33	704	45
	R2	296	50	345	19	220	57	603	42
	R3	313	40	324	21	170	37	522	23
	R4	313	37	305	22	219	118	475	29
	RBS	120	48	180	23	126	40	438	30
	R1	78	14	54	35	63	42	61	15
	R1+R2+R3+R4	80	9	60	23	67	45	91	11
	RBS	63	15	39	44	37	63	68	53
	Sistema	92	4	75	18	74	24	81	8

N.T. – nitrogênio total; c.v. – coeficiente de variação.

As maiores eficiências médias de remoção de NT, de 92%, no sistema de tratamento anaeróbio e aeróbio foram observadas no ensaio 1, com a aplicação das menores COV no R1, de 52,65 g DQO_{total} (L d)⁻¹. Nos ensaios 2, 3 e 4, com o aumento das COV para 60,95; 64,83 e 123 g DQO total (L d)⁻¹ no R1, as eficiências médias de remoção de NT no sistema de tratamento anaeróbio e aeróbio decresceram para 75, 74 e 70%, respectivamente.

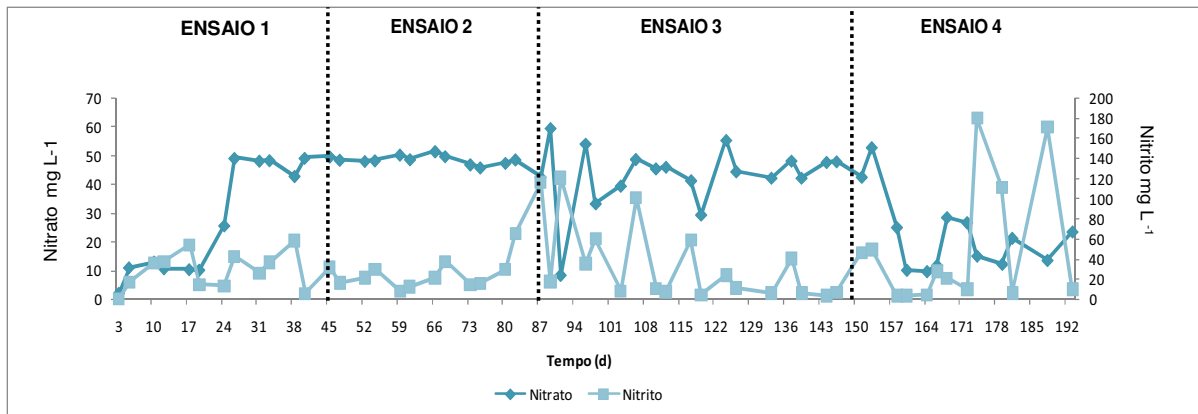


FIGURA 31. Concentrações de nitrito e nitrato no reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

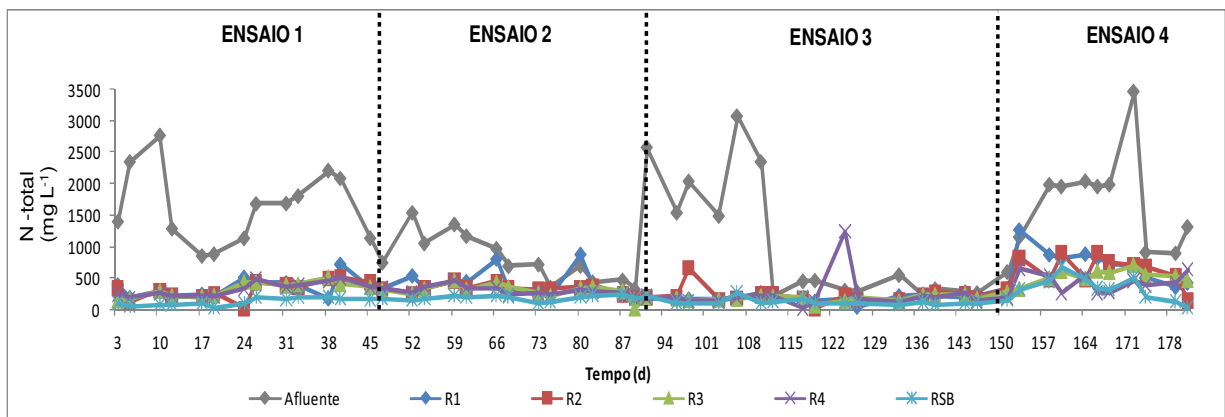


FIGURA 32. Concentração de nitrogênio total (NT) no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

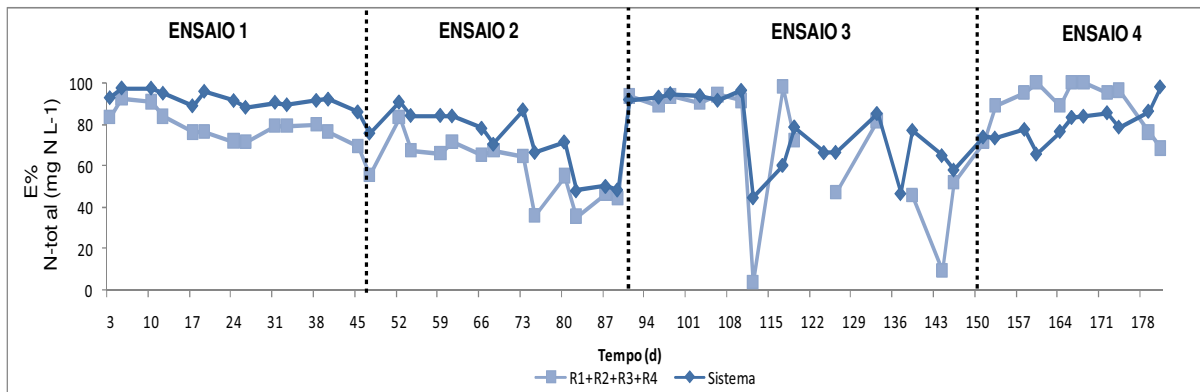


FIGURA 33. Eficiência de remoção de nitrogênio total (NT) no conjunto de reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R4) e no sistema composto por reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

4.6.1. Fósforo total (P-total)

Os valores médios da concentração de fósforo total diminuíram de 323; 247; 119 e 316 mg L⁻¹ no afluente para 118; 90; 48 e 140 mg L⁻¹ no efluente do R4 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No efluente do RBS os valores de fósforo total foram de 61; 51; 39 e 74 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente (Tabela 18).

Para águas residuárias de suinocultura COSTA & MEDRI (2002) observaram valores de P-total de 391 mg L⁻¹ em águas residuárias com DQO_{total} de 15153 mg L⁻¹. RODRIGUES (2008) observou valores de 360 a 725 mg L⁻¹ de P-total em águas residuárias com DQO_{total} de 3800 a 46400 mg L⁻¹. GOMES et al. (2009) observaram valores de P-total de 1637 a 1570 mg L⁻¹ em águas residuárias com DQO_{total} de 31440 a 29600 mg L⁻¹. DUDA et al. (2009) observaram valores de P-total de 157 mg L⁻¹ para águas residuárias com DQO_{total} de 14612 mg L⁻¹. CONTRELL et al. (2009) observaram valores de P-total de 566 mg L⁻¹, para águas residuárias de suinocultura com DQO_{total} de 16758 mg L⁻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 & LUDKE, 2002).

As eficiências médias remoção de P-total no R1 foram de 67; 72; 35 e 63%, para COV de 52,65; 60,95; 64,83 e 123,27 g DQO_{total} (L d)⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente.

As eficiências médias de remoção de P-total no sistema anaeróbio (R1+R2+R3+R4) foram similares de 58; 60; 56 e 60% para o TRS de 56,7; 56,3; 64,8 e 41,7 d, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As eficiências de remoção de P-total nos reatores anaeróbios horizontais podem ser atribuídas, com base em resultados obtidos por PEREIRA (2003) e OLIVEIRA (1997) à retenção no lodo dos reatores. ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) obtiveram remoções de P-total de 30 a 61% em reator ABR (com 3 câmaras), com TDH de 24 a 60 h e COV de 29,4 a 54,2 g DQO (L d)⁻¹ (na primeira câmara do ABR), seguido de reator UASB, tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 4591 a 13001 mg L⁻¹.

Tabela 18. Valores médios e coeficientes de variação (c.v.) da concentrações e eficiências de remoção do fósforo total (P-total), obtidos na operação do sistema de tratamento com os reatores anaeróbios horizontais, seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros		Ensaio 1 (40 d)	c.v.	Ensaio 2 (40 d)	c.v.	Ensaio 3 (60 d)	c.v.	Ensaio 4 (50 d)	c.v.
P-total	Afluente	323	57	247	56	119	69	316	53
	R1	101	93	72	97	82	98	113	10
	R2	110	38	102	25	56	58	118	35
	R3	119	27	99	28	77	71	110	48
	R4	118	38	90	31	48	61	140	28
	RBS	61	39	51	34	39	34	74	42
	R1	67	30	72	31	35	58	63	31
	R1+R2+R3+R4	58	46	60	24	56	52	60	31
	RBS	48	63	41	41	26	100	48	50
	Sistema	78	10	77	13	60	34	73	16

N.T. – nitrogênio total; c.v. – coeficiente de variação.

Nos reatores anaeróbios horizontais, mesmo em condições mais críticas de TDH e COV, as remoções foram mais estáveis em torno do maior valor (60%), em virtude da maior retenção de sólidos nos reatores com leito fixo. DUDA & OLIVEIRA (2008) observaram, por meio de microscopia eletrônica de varredura, a formação de

precipitados na superfície de anéis de bambu em filtros anaeróbios e aeróbios.

As eficiências médias de remoção de P-total no RBS foram de 48, 41; 26 e 48% para COV de 0,34; 0,50; 0,32 e 3,88 g DQO_{total} (L d)⁻¹, respectivamente. SANTANA (2008) obteve valores de remoção de P-total de 28 a 61% com a aplicação de COV de 0,4 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no mesmo RBS descrito neste trabalho. ZHANG et al. (2006) observaram eficiências médias de remoção de P-total de 95% no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO_{total} de 7040 mg L⁻¹, num RBS com TDH de 3,3 d e com ciclos de 8h, alternando fases anaeróbia-anóxica-aeróbia.

Os TRS no RBS foram de 151; 192,2 e 28,9 d, nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente. Observa-se que a eficiência média de remoção de P-total decresce para valores próximos a 26% no ensaio 3. Conforme citado por VON SPERLING (2002) apud SANTANA (2008), o TRS elevado no RBS pode ter contribuído para as baixas remoções de P-total, pois a principal rota de retirada do fósforo do sistema é através do lodo excedente, já que o fósforo encontra-se acumulado nas células bacterianas. Assim, quanto maior a idade do lodo, menor a produção de lodo, menor o descarte do lodo excedente e menor a retirada do fósforo do sistema.

A inclusão do RBS permitiu obter eficiências de remoção de P-total de 78; 77; 60 e 73% no sistema composto de reatores anaeróbios horizontais seguidos de RBS.

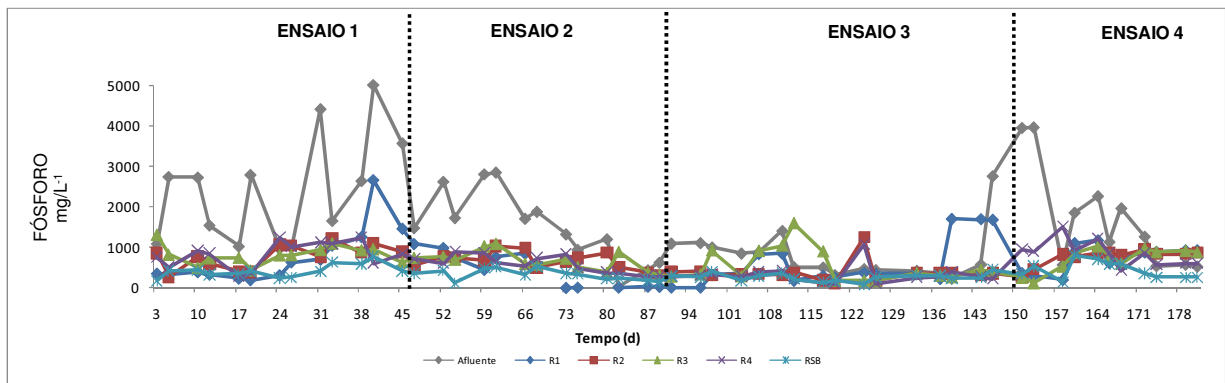


FIGURA 34. Concentração de fósforo total no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

4.6.2. Cálcio, magnésio, potássio e sódio

Na Tabela 19 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações do cálcio (Ca), magnésio (Mg), potássio (K) e sódio (Na) do afluente e efluente dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

As concentrações médias de Na, K, Ca e Mg no afluente foram de 134; 113; 97; e 81 mg L⁻¹; de 474; 531; 429 e 310 mg L⁻¹; de 298; 256; 194 e 134 mg L⁻¹ e de 65; 69; 52 e 42 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente (Tabela 19). SANTANA (2008) observou concentrações de Na, K, Ca e Mg de 59 a 65 mg L⁻¹; de 296 a 412 mg L⁻¹; de 115 a 818 mg L⁻¹ e de 53 a 80 mg L⁻¹, respectivamente, para águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de DQO_{total} de 10851 a 21478 mg L⁻¹.

As eficiências médias de remoção de Na, K, Ca e Mg no sistema de tratamento anaeróbio com os reatores horizontais (R1+R2+R3+R4) foram de 63; 63; 57 e 59%; de 23; 35; 69 e 65%; de 76; 85; 78 e 58% e de 64; 71; 54 e 45%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As maiores eficiências médias de remoção de Ca, Mg e Na, para o sistema de tratamento anaeróbio (R1+R2+R3+R4) de 76 e 85%; de 64 e 71% e de 63%, respectivamente, foram observadas nos ensaios 1 e 2, com a aplicação das menores COV. ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) obtiveram remoções de Ca de 55 a 80%, de Mg de 14 a 58%, de K de 19 a 40% e de Na de 26 a 37%, em reator ABR (com 3 câmaras), com TDH de 24 a 60 h e COV de 29,4 a 54,2 g DQO (L d)⁻¹ (na primeira câmara do ABR), seguido de reator UASB, tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 4591 a 13001 mg L⁻¹.

Observa-se que as remoções nos reatores anaeróbios foram similares ou superiores e podem ser atribuídas a melhor capacidade de retenção de sólidos, principalmente, nos RAHLF.

No efluente do RBS as concentrações médias de Na, K, Ca e Mg, na maioria dos ensaios, diminuíram para 48; 51; 35 e 23 mg L⁻¹; de 234; 232; 106 e 33 mg L⁻¹; de 36; 17; 29 e 68 mg L⁻¹ e de 13; 15; 17 e 13 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Tabela 19. Valores médios e coeficientes de variação (c.v) das concentrações e eficiências de remoção (E) de sódio (Na), potássio (K), cálcio (Ca), magnésio (Mg) no afluente e efluente dos reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio (tempo de operação)		Na (mg L ⁻¹)	C.V. (%)	K (mg L ⁻¹)	C.V. (%)	Ca (mg L ⁻¹)	C.V. (%)	Mg (mg L ⁻¹)	C.V. (%)
1 (40 d)	Afluente	134	22	474	35	298	39	65	10
	R1	71	23	323	36	57	49	28	21
	R2	86	6	386	10	68	56	29	6
	R3	80	9	388	8	87	60	24	12
	R4	48	28	366	19	72	81	23	12
	RSB	48	26	234	16	36	102	13	17
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	63	19	23	107	76	17	64	9
	Sistema	61	25	50	29	88	10	79	6
2 (40 d)	Afluente	113	18	531	45	256	48	69	10
	R1	69	20	337	24	63	34	30	10
	R2	73	11	356	17	43	33	28	7
	R3	63	19	310	21	33	100	21	12
	R4	40	22	308	22	21	27	19	13
	RSB	51	14	232	17	17	71	15	6
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	63	21	35	127	85	20	71	4
	Sistema	53	28	50	58	89	15	77	5
3 (60 d)	Afluente	97	31	429	33	194	67	52	31
	R1	70	42	383	42	29	72	30	19
	R2	45	20	126	53	42	52	28	17
	R3	45	22	155	74	45	61	27	20
	R4	38	10	130	66	28	38	23	16
	RSB	35	32	106	75	29	57	17	15
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	57	22	69	27	78	21	54	32
	Sistema	59	33	74	26	77	23	65	22
4 (50 d)	Afluente	81	47	310	85	134	94	42	29
	R1	33	55	158	87	69	55	25	35
	R2	25	12	144	72	60	77	21	9
	R3	22	19	65	16	62	37	19	11
	R4	31	18	68	46	60	76	22	16
	RSB	23	64	33	26	68	64	13	20
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	51	58	65	41	58	48	45	28
	Sistema	68	45	81	15	67	25	67	10

Com a inclusão do RBS, além do aumento da eficiência de remoção do sistema de tratamento, o desempenho foi mais estável para a redução de Na, K, Ca e Mg.

As eficiências médias de remoção de Ca e Mg no sistema de tratamento anaeróbio-aeróbio foram de 88; 89; 78 e 58% e de 79; 77; 65 e 67%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Com a inclusão do sistema de pós-tratamento com o RBS não foram observados acréscimos na remoção de Na, nos ensaios 1 e 2. SANTANA (2008) verificaram remoções de Ca de 73 a 99%, de Mg de 83 a 99%, de K de 69 a 96% e de Na de 52 a 77%, em reatores UASB em dois estágios seguidos de RBS. As menores remoções observadas no sistema de tratamento com os reatores anaeróbios horizontais seguidos do RBS podem ser atribuídas a alimentação contínua do RBS, a qual propiciou menores tempos de contato entre os íons e o lodo e consequentemente manteve maiores concentrações de íons, principalmente os mais solúveis (K e Na), no efluente decantado.

4.6.3. Cobre, ferro, manganês e zinco.

Na Tabela 20 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação das concentrações do zinco (Zn), cobre (Cu), ferro (Fe) e manganês (Mn) no afluente e efluente dos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

As concentrações médias de Zn; Cu; Fe e Mn no afluente foram de 13,80; 3,10; 46,50 e 2,81 mg L⁻¹; de 15,46; 1,62; 46,81 e 2,61 mg L⁻¹; de 6,69; 1,24; 22,09 e 1,31 mg L⁻¹ e de 4,66; 1,83; 12,17 e 2,93 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No efluente do R4 diminuíram para concentrações médias de Zn, Cu, Fe e Mn de 0,09; 0,15; 1,53 e 0,43 mg L⁻¹, de 0,45; 0,19; 1,93 e 0,43 mg L⁻¹; de 0,33; 0,05; 1,52 e 0,21 mg L⁻¹ e de 4,05; 0,35; 6,14 e 0,27 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As eficiências médias de remoção de Zn, Cu, Fe e Mn no sistema de tratamento com os reatores anaeróbios horizontais foram de 99; 93; 96 e 79%, de 89; 88; 87 e 76%; de 87; 93; 89 e 78%; 0; 73; 60 e 87%, nos ensaios 1, 2, 4 e 4, respectivamente.

Foi observada a redução nas eficiências de remoção, do ensaio 1 para o 4, para o Zn e Cu com o decréscimo do TDH de 42,5 para 28,3 h e a diminuição da temperatura média do ar de 24,9 para 18,9°C. Comportamento semelhante foi observado por DUDA & OLIVEIRA (2009) tratando águas residuárias de suinocultura em reatores sequenciais em batelada anaeróbios (RBSAn) em dois estágios, que observaram decréscimo nas eficiências de remoção de Zn de 78 para 35%, de Cu de 72 para 31%, e de Fe de 81 para 37%, com o decréscimo do TDH de 144 para 54 h.

RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com SST 12788 mg L⁻¹, em reatores UASB em dois estágios com TDH de 36 h no R1 e 7,5 h no R2, obteve eficiências de remoção para o Fe de 94%, de 77% para o Zn, de 89% para o Cu e de 59% e para o Mn no conjunto de reatores UASB (R1+R2).

ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) obtiveram remoções de Cu de 82 a 91%, de Fe de 81 a 92%, de Mn de 62 a 85% e de Zn de 66 a 95%, em reator ABR (com 3 câmaras), com TDH de 24 a 60 h e COV de 29,4 a 54,2 g DQO (L d)⁻¹ (na primeira câmara do ABR), seguido de reator UASB, tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 4591 a 13001 mg L⁻¹.

Observa-se que, mesmo operado em condições mais críticas que os reatores RBSAn, UASB e ABR, foi possível obter remoções similares ou maiores de Cu, Fe, Mn e Zn nos reatores anaeróbios horizontais. Isto pode ser atribuído a maior retenção de sólidos nos reatores anaeróbios horizontais, principalmente, nos de leito fixo.

Segundo Hawari & Mulligan (2005) apud DUDA (2006), a biomassa microbiana pode ser considerada um trocador de íons de origem biológica. Um grande número de microrganismos pertencentes a vários grupos, como as bactérias fungos e algas são descritos como aglutinadores de metais. Dois processos diferentes podem estar envolvidos nas trocas dos íons metálicos entre biomassa viável e não viável. O primeiro processo é independente da atividade metabólica celular e é referida como bioadsorção ou troca passiva, pois os íons metálicos ficam na superfície da célula. O outro processo envolve a passagem dos íons metálicos através da membrana, este processo é conhecido como intracelular ou de bioacumulação. Este processo pode ser observado para os metais como o Cu, Cd, Ni, Co, Zn, Mn, Mg e Ca.

Tabela 20. Valores médios e coeficientes de variação (c.v.) das concentrações e eficiências de remoção (E) de zinco (Zn), cobre (Cu), ferro (Fe) e manganês (Mn) no afluente e efluente dos reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio (tempo de operação)		Zn (mg L ⁻¹)	C.V. (%)	Cu (mg L ⁻¹)	C.V. (%)	Fe (mg L ⁻¹)	C.V. (%)	Mn (mg L ⁻¹)	C.V. (%)
1 (40 d)	Afluente	13,80	57	3,10	42	46,50	53	2,81	53
	R1	2,63	228	0,50	229	4,71	79	0,77	208
	R2	0,63	131	0,03	99	5,02	22	0,38	74
	R3	0,34	158	0,06	83	2,89	43	0,58	76
	R4	0,09	346	0,15	78	1,53	35	0,43	33
	RSB	0,49	64	0,04	95	0,55	79	0,29	71
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	99	2	93	7	96	3	79	15
	Sistema	94	6	97	6	99	1	81	31
2 (40 d)	Afluente	15,46	68	1,62	79	46,81	74	2,61	96
	R1	2,58	193	0,26	194	8,75	135	0,57	115
	R2	0,48	57	n.d.	0	5,38	23	0,38	81
	R3	0,58	30	0,12	34	3,09	38	0,58	37
	R4	0,45	60	0,19	202	1,93	23	0,43	32
	RSB	0,41	67	0,01	183	0,63	71	0,29	52
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	89	21	88	30	87	24	76	22
	Sistema	94	6	98	5	96	7	75	41
3 (60 d)	Afluente	6,69	91	1,24	82	22,09	74	1,32	101
	R1	1,09	124	0,21	148	2,26	103	0,42	158
	R2	2,10	103	0,10	149	2,68	61	0,22	141
	R3	0,94	193	0,10	125	2,88	110	0,46	102
	R4	0,33	45	0,05	173	1,52	34	0,21	45
	RSB	0,34	54	0,02	70	3,08	98	0,31	30
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	87	16	93	10	89	10	80	16
	Sistema	89	11	98	2	84	19	85	37
4 (50 d)	Afluente	4,66	161	1,83	148	12,17	95	2,83	61
	R1	0,74	131	0,44	107	4,63	67	1,08	52
	R2	0,45	202	0,59	97	7,51	62	0,51	68
	R3	0,27	125	0,33	100	6,52	74	0,17	140
	R4	4,05	135	0,35	85	6,14	46	0,27	140
	RSB	0,12	142	0,60	135	4,75	89	0,26	113
	E (%)								
	R1+R2+R3+R4	-	-	73	26	60	34	87	36
	Sistema	91	14	98	2	63	44	76	20

n.d. não detectado

O primeiro processo ocorre para a biomassa viável e não viável, o segundo processo é dependente do metabolismo, e ocorre somente em células viáveis. Para células viáveis a bioacumulação é facilitada pela produção de proteínas (“metal-binding”) pelas células

A atividade de bioacumulação envolve a membrana celular e geralmente requer energia proveniente da célula, e é altamente seletivo e freqüentemente irreversível a menos que a vida no sistema seja destruída.

No efluente do RBS foram observadas concentrações médias, geralmente, menores, de 0,49; 0,41; 0,33 e 0,12 mg L⁻¹ para o Zn; de 0,04; 0,01; 0,02 e 0,60 mg L⁻¹ para o Cu; de 0,55; 0,63; 3,08 e 4,75 mg L⁻¹ para o Fe, e de 0,29; 0,29; 0,31 e 0,26 mg L⁻¹ para o Mn, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4 (Tabela 20). Portanto, o efluente do RBS atendeu aos limites máximos de lançamento de efluentes, de 1,0 mg L⁻¹ para o Cu, de 15 mg L⁻¹ para o Fe, de 1,0 mg L⁻¹ para o Mn e de 5,0 mg L⁻¹ para o Zn, estabelecidos pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA na Resolução 357 (BRASIL, 2005), exceto para o Cu nos ensaios 3 e 4.

Os limites máximos estabelecidos pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente na Resolução 357 (BRASIL, 2005) para as concentrações em cursos d’água doce de classe de 3 são de 0,013 mg L⁻¹ para o Cu, 5 mg L⁻¹ para o Fe, 0,5 mg L⁻¹ para o Mn e 5 mg L⁻¹ para o Zn. Estas águas podem ser destinadas para à irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras. Portanto, o efluente do RBS obtido durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores anaeróbios horizontais seguidos de RBS, podem ser utilizadas na irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras, quanto à presença de Zn e Mn.

4.7. Coliformes totais e termotolerantes

Na Tabela 21 estão apresentados os valores de coliformes totais e termotolerantes no afluente e efluentes, e as eficiência de remoção nos reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4) seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2. Nos ensaios 3 e 4 não foram realizadas as quantificações desses microrganismos.

As contagens de coliformes totais e termotolerantes no afluente foram respectivamente, de $9,3 \times 10^5$ NMP/100 mL no ensaio 1 e de $1,1 \times 10^6$, NMP/100 mL no ensaio 2. No efluente do R1 foram encontrados os maiores números de coliformes totais e termotolerantes, de $2,0 \times 10^6$ e de $2,1 \times 10^6$ NMP/100 mL e de $2,9 \times 10^6$ e de $3,6 \times 10^5$ NMP/100 mL, nos ensaios 1 e 2, respectivamente.

DUDA (2006) obteve números maiores de coliformes totais e termotolerantes, da ordem de 10^7 a 10^{10} NMP/100 mL e de 10^8 a 10^9 NMP/100 mL, respectivamente, em águas residuárias de suinocultura, com SST em torno de 10000 mg L⁻¹. ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) obtiveram também números superiores de coliformes totais e termotolerantes, de $7,5 \times 10^6$ a $1,12 \times 10^8$ NMP/100 mL e de $5,5 \times 10^6$ a $9,65 \times 10^7$ NMP/100 mL, respectivamente, em águas residuárias de suinocultura com SST entre 4591 a 13001 mg L⁻¹.

SANTANA (2008) também verificou números mais altos de coliformes totais e termotolerantes, de $8,4 \times 10^6$ a $2,2 \times 10^8$ NMP/100 mL, em águas residuárias de suinocultura com SST de 5275 a 11511 mg L⁻¹.

As maiores eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes, encontradas no primeiro ensaio, foram no R3, de 94 e 90% respectivamente. No ensaio 2, as maiores eficiências de remoção para coliformes totais e termotolerantes foram de 92 e 79%, no R2 e R4, respectivamente.

RAMIRES (2005) tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST entre 4940 e 12860 mg L⁻¹ utilizando dois reatores UASB instalados em série, obteve eficiências de remoção para coliformes totais e termotolerantes no sistema de tratamento acima de 99,7%, e as concentrações de coliformes totais e termotolerantes no efluente foram de $2,06 \times 10^5$ a $1,37 \times 10^6$, NMP/100 mL e de $4,74$ a $1,37 \times 10^6$ NMP/100 ML, respectivamente.

DUDA (2006) utilizando dois reatores anaeróbios seqüenciais em batelada anaeróbio (RBSAn) instalados em série, obtiveram remoções de coliformes totais e termotolerantes de 98,88 a 99,83% e de 96,87 a 99,60%, respectivamente.

TABELA 21. Valores de contagens de coliformes totais e termotolerantes, e respectivas eficiências de remoção, nos ensaios 1 e 2.

Ensaio	Local de amostragem	Coliformes			
		Totais	Termotolerantes		
(tempo de operação)	NMP.100 mL ⁻¹	NMP/100 mL	Eficiência de Remoção (%)	NMP/100 mL	Eficiência de Remoção (%)
1 (40 d)	Afluente	9,3 x 10 ⁵	-	9,3 x 10 ⁵	-
	R1	2,0 x 10 ⁶	-	2,1 x 10 ⁶	-
	R2	1,1 x 10 ⁶	45	2,1 x 10 ⁵	90
	R3	6,4 x 10 ⁴	94	2,0 x 10 ⁵	90
	R4	1,2 x 10 ⁵	-	5,3 x 10 ⁵	-
	RBS	1,1 x 10 ⁶	-	7,5 x 10 ⁴	85
	R1+R2+R3+R4	-	87	-	43
	Sistema	-	-	-	92
2 (40 d)	Afluente	1,1 x 10 ⁶	-	1,1 x 10 ⁶	-
	R1	2,9 x 10 ⁶	-	3,6 x 10 ⁵	67
	R2	2,1 x 10 ⁵	92	2,9 x 10 ⁵	19
	R3	1,1 x 10 ⁵	47	4,6 x 10 ⁵	-
	R4	1,1 x 10 ⁵	-	9,3 x 10 ⁴	79
	RBS	4,6 x 10 ⁵	-	1,1 x 10 ⁵	18
	R1+R2+R3+R4	-	90	-	92
	Sistema	-	58	-	90

ABREU NETO (2007) e ABREU NETO & OLIVEIRA (2009) obtiveram eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes de 84 a 99% e de 85 a 99%; de 18 a 53 e de 14 a 54%, no reator ABR e no reator UASB, respectivamente.

Dessa forma, constatou-se que as remoções de coliforme totais e termotolerantes foram inferiores nos reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3+R3), as quais foram de 87,1 e 90,0%, e de 43,0 e 91,5%, respectivamente.

A colocação do RBS melhorou somente a remoção de coliformes termotolerantes no ensaio 1, aumentando de 43,0 para 91,9%. Esses valores foram menores que os obtidos por SANTANA (2008), utilizando dois reatores UASB seguidos de reator RBS no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST variando de 5 a 11 g L⁻¹, nos quais as remoções de coliformes termotolerantes foram de 93 a 99%, atingindo contagens mínimas de $2,3 \times 10^3$ NMP/100 mL. O desempenho inferior do RBS neste

trabalho deveu-se a alimentação contínua, que diminuiu o tempo de permanência dos coliformes no RBS.

4.8. Estimativa do balanço de massa para a DQO, metano e sólidos voláteis no lodo.

Na Tabela 22 estão apresentados, para os reatores anaeróbios horizontais (R1, R2, R3 e R4), nos ensaios 1, 2, 3 e 4, os valores médios das produções diárias de lodo e metano, juntamente com a COV, as médias diárias da DQO afluente, efluente e removida, os valores médios das porcentagens de DQO_{total} afluente e removida, convertidas em metano e a relação entre a produção de $DQO-CH_4$ e DQO dissolvida removida, conforme descrito por OLIVEIRA & FORESTI (2004).

Os valores médios da DQO_{total} removida convertida em lodo foram de 3,4; 7,4; 4,7 e 30,7% no R1; de 6,2; 5,9; 4,9 e 10% no R2; de 11,7; 16,5; 14,1 e 53,5% no R3; de 10,2; 8,2; 31,0 e 58,8% no R4 e de 4,2; 7,5; 5,4 e 23,7% no sistema de tratamento anaeróbio (R1+R2+R3+R4), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os maiores valores médios da DQO_{total} removida convertida em lodo foram observadas no ensaio 4, estão relacionados ao aumento acentuado da concentração de SSV do afluente e às menores conversões dos sólidos suspensos orgânicos em CH_4 neste ensaio e, conseqüentemente, ao acúmulo de matéria orgânica particulada na forma de lodo no reator.

Os valores médios da DQO_{total} removida convertida em metano foram de 1,3; 1,5; 1,5 e 2,5% no R1; de 10,6; 10,9; 11,5 e 3,5% no R2; de 28,2; 59,1; 72,5 e 30,0% no R3; de 13,5; 45,9; 130,3 e 24,2% no R4 e de 3,6; 9,0; 7,8 e 6,1% no sistema de tratamento anaeróbio (R1+R2+R3+R4), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os maiores valores de DQO_{total} convertida em metano foram observados no R3, seguido do R4 e R2, ou seja, os reatores com leito fixo, e portanto, também o desenvolvimento de lodo na forma de biofilme, o que contribuiu para o melhor aproveitamento da matéria orgânica solúvel para conversão em metano. Para o sistema de tratamento ((R1+R2+R3+R4) as conversões foram baixas porque as maiores remoções de DQO ocorreram no R1, que teve desempenho de reator acidogênico, e em virtude da

ausência de dispositivo separador de fases, o que prejudica a coleta dos gases.

Segundo OLIVEIRA & FORESTI (2004) a produção de metano é bem menor que a prevista com base em considerações estequiométricas, devido às perdas de biogás na coleta e de metano dissolvido na fase líquida, cuja concentração depende da temperatura e da pressão parcial desse gás na fase gasosa (Lei de Henry). Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) as perdas de biogás podem estar entre 20 e 50% da produção.

Neste trabalho foram verificados valores de DQO_{total} removida convertida em CH_4 no R3, com COV de 6,9 a 10,4 g DQO_{total} (L d)⁻¹, superiores aos obtidos por RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura em reatores UASB com COV de 5,5 g DQO_{total} (L d)⁻¹, os quais foram de 46,6%; e também superiores aos observados por FERNANDES (2004), operando reator ABR no tratamento de águas residuárias de suinocultura, os quais foram 15,1; 10,6 e 9,2% para COV de 5,05; 7,81 e 10,12 g DQO_{total} (L d)⁻¹, respectivamente. ABREU NETO (2007) operou o reator ABR seguido de reator UASB e obteve as maiores conversões de DQO em metano, de 24,3 % na terceira câmara ABR, com COV de 7,65 g DQO_{total} (L d)⁻¹; e de 50,2% no reator UASB, com COV de 8,11 g DQO_{total} (L d)⁻¹, os quais também foram inferiores aos obtidos no R3.

A relação $DQO-CH_4$ por DQO_{diss} removida foram de 0,6; -12,7; 0,3 e 0,3; de 0,3; 1,2; 1,9 e 0,3; de 0,8; 1,1; 2,6 e 1,1; de 0,1; 0,9; 2,0 e 0,6 e de 0,4; 1,2; 1,1 e 0,5 para o R1, R2, R3, R4 e sistema (R1+R2+R3+R4), para os ensaios 1, 2, 3 e 4. Os maiores valores de $DQO-CH_4$ por DQO_{diss} removida foram observadas no R3 e R4, no ensaio 3, com valores de 2,6 e 2,0, para TRS de 39,2 e 12,6 d, respectivamente, o que pode-se atribuir as maiores taxas de hidrólise ocorridas, por consequência dos altos TRS.

TABELA 22. Estimativas das percentagens da DQO_{total} afluente e removida convertidas em metano (CH₄) e da relação entre a produção diária de metano medida (expressa em g DQO-CH₄ d⁻¹) e a DQO dissolvida removida a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de metano nos reatores horizontais (R1, R2, R3 e R4) nos ensaios 1, 2, 3 e 4

Reator	TDH	COV	Afluente				Efluente				Remoção				Prod. Diária CH ₄ (b)	DQO _{total} removida convertida em CH ₄ (%)	Prod. Diária lodo @	DQO _{total} removida convertida em lodo (%)	Relação DQO-CH ₄ por DQO dissolvida removida
			DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	g.d ⁻¹	DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	g.d ⁻¹	DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	g.d ⁻¹					
	(h)	(a)	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	gDQO-CH ₄ .d ⁻¹	em CH ₄ (%)	gDQO-SV.d ⁻¹		
	12	52,65	2553,7	275,2	2278,5	496,2	231,6	231,6	264,5	2057,6	43,6	2014,0	26,6	2014,0	26,6	1,3	69,5	3,4	0,6
	10	60,95	2956,2	259,5	2696,8	1134,3	261,6	261,6	872,8	1821,9	-2,1	1824,0	26,6	1824,0	26,6	1,5	135,7	7,4	-12,7
1	8	64,83	3144,4	247,2	2897,2	858,2	128,8	128,8	729,4	2286,2	118,4	2167,8	34,7	2167,8	34,7	1,5	108,0	4,7	0,3
	8	123,27	5978,6	890,5	5088,1	4049,0	744,8	744,8	3304,2	1929,6	145,6	1784,0	48,0	1784,0	48,0	2,5	591,8	30,7	0,3
	9	13,64	496,2	231,6	264,5	245,2	153,8	153,8	91,4	250,9	77,8	173,1	26,6	173,1	26,6	10,6	15,7	6,2	0,3
	7,5	31,18	1134,3	261,6	872,8	399,8	194,4	194,4	205,4	734,5	67,2	667,3	80,0	667,3	80,0	10,9	43,1	5,9	1,2
2	6	23,59	858,2	128,8	729,4	231,5	91,8	91,8	139,7	626,7	37,0	589,7	72,0	589,7	72,0	11,5	30,6	4,9	1,9
	6	111,31	4049,0	744,8	3304,2	1624,2	493,5	493,5	1130,7	2424,8	251,3	2173,5	85,3	2173,5	85,3	3,5	243,1	10,0	0,3
	10,4	5,83	245,2	153,8	91,4	151,0	119,5	119,5	31,5	94,2	34,3	59,8	26,6	59,8	26,6	28,2	11,0	11,7	0,8
	8,7	9,47	399,8	194,4	205,4	255,4	114,1	114,1	141,3	144,5	80,3	64,1	85,3	64,1	85,3	59,1	23,8	16,5	1,1
3	6,9	5,53	231,5	91,8	139,7	124,8	62,1	62,1	62,7	106,7	29,7	77,0	77,3	77,0	77,3	72,5	15,0	14,1	2,6
	6,9	38,80	1624,2	493,5	1130,7	1268,2	397,9	397,9	870,2	356,0	95,6	260,4	106,7	260,4	106,7	30,0	190,5	53,5	1,1
	11,1	3,36	151,0	119,5	31,5	71,9	44,8	44,8	27,1	79,2	74,7	4,5	10,7	4,5	10,7	13,5	8,1	10,2	0,1
	9,2	5,72	255,4	114,1	141,3	115,8	43,4	43,4	72,4	139,6	70,7	68,9	64,0	68,9	64,0	45,9	11,4	8,2	0,9
4	7,4	2,78	124,8	62,1	62,7	84,0	35,5	35,5	48,5	40,9	26,6	14,3	53,3	14,3	53,3	130,3	12,7	31,0	2,0
	7,4	28,30	1268,2	397,9	870,2	1015,0	296,5	296,5	718,5	253,2	101,4	151,8	61,3	151,8	61,3	24,2	148,8	58,8	0,6
	42,5	52,65	2553,7	275,2	2278,5	71,9	44,8	44,8	27,1	2481,8	230,4	2251,5	90,5	2251,5	90,5	3,6	104,2	4,2	0,4
	35,4	60,95	2956,2	259,5	2696,8	115,8	43,4	43,4	72,4	2840,4	216,0	2624,4	255,9	2624,4	255,9	9,0	214,1	7,5	1,2
Sistema	28,3	64,83	3144,4	247,2	2897,2	84,0	35,5	35,5	48,5	3060,5	211,7	2848,7	237,3	2848,7	237,3	7,8	166,3	5,4	1,1
	28,3	123,27	5978,6	890,5	5088,1	1015,0	296,5	296,5	718,5	4963,6	593,9	4369,7	301,3	4369,7	301,3	6,1	1174,3	23,7	0,5

Sistema - R1+R2+R3+R4

a- unidade: g DQO total (L d)⁻¹

b-cálculo: a partir da produção diária de CH₄ (L.d⁻¹) nas CNTP tem-se :((produção diária de CH₄x16)/(22,4)x4)=(gDQO-CH₄.d⁻¹)

c-cálculo:SSV do efluente(g/d)/1,48

4.9. Perfil espacial nos reatores anaeróbios horizontais.

O perfil espacial dos reatores anaeróbios horizontais foi realizado no final dos ensaios 1 e 2. Nos ensaios 3 e 4 não foram realizados. As amostras foram coletadas na entrada (ponto 1), em registros localizados a 0,75; 1,50 e 2,25 cm da entrada (pontos 2, 3 e 4, respectivamente), e na saída (ponto 5) de cada um dos quatro reatores horizontais, conforme descrito no item 3. Material e Métodos. Os parâmetros analisados foram a DQO_{total} e DQO_{diss} , pH, alcalinidade parcial, total e intermediária e a relação Al/AP, ácidos voláteis totais e nitrogênio amoniacal. A DQO_{diss} foi obtida do sobrenadante de amostras centrifugadas. Os valores obtidos estão no Anexo 1.

Os valores da DQO_{total} e DQO_{diss} do afluente do R1 foram de 34600 e 23567 mg L⁻¹ e de 4143 e 1960 mg L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, respectivamente. No efluente do R4, os valores médios de DQO_{total} e DQO_{diss} foram de 1575 e 1988 mg L⁻¹ e de 550 e 620 mg L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figuras 33 e 34). As diminuições mais acentuadas para DQO_{total} já ocorreram no R2 e para DQO_{diss} ocorreram a partir do R3.

As eficiências médias de remoção de DQO_{total} e DQO_{diss} , em relação ao afluente, estão apresentadas nas Figuras 35 e 36, para os ensaios 1 e 2, respectivamente, em função da relação comprimento (L)/diâmetro (D) do conjunto de reatores anaeróbios horizontais. Observou-se, de forma geral, que as remoções foram crescentes ao longo dos reatores, nos ensaios 1 e 2, como pode ser observado na Figuras 35 e 36. O aumento da DQO_{diss} no R1 e R1 e R2, nos ensaios 1 e 2, respectivamente, ocorreu em virtude da hidrólise da matéria orgânica e acidogênese que predominaram no R1 e R2.

Para DQO_{total} , as eficiências de remoção estabilizaram-se acima de 80% a partir de $L/D = 36$ no ensaio 1 e $L/D = 52$ no ensaio 2, ou seja, com o aumento da COV há necessidade de maior comprimento de reator para obter-se o mesmo desempenho. Para DQO_{diss} , o mesmo ocorreu somente para $L/D = 62$ no ensaio 1. No ensaio 2 não houve estabilização da eficiência de remoção da DQO_{diss} , que variou de 20 a 80% a partir de $L/D = 47$.

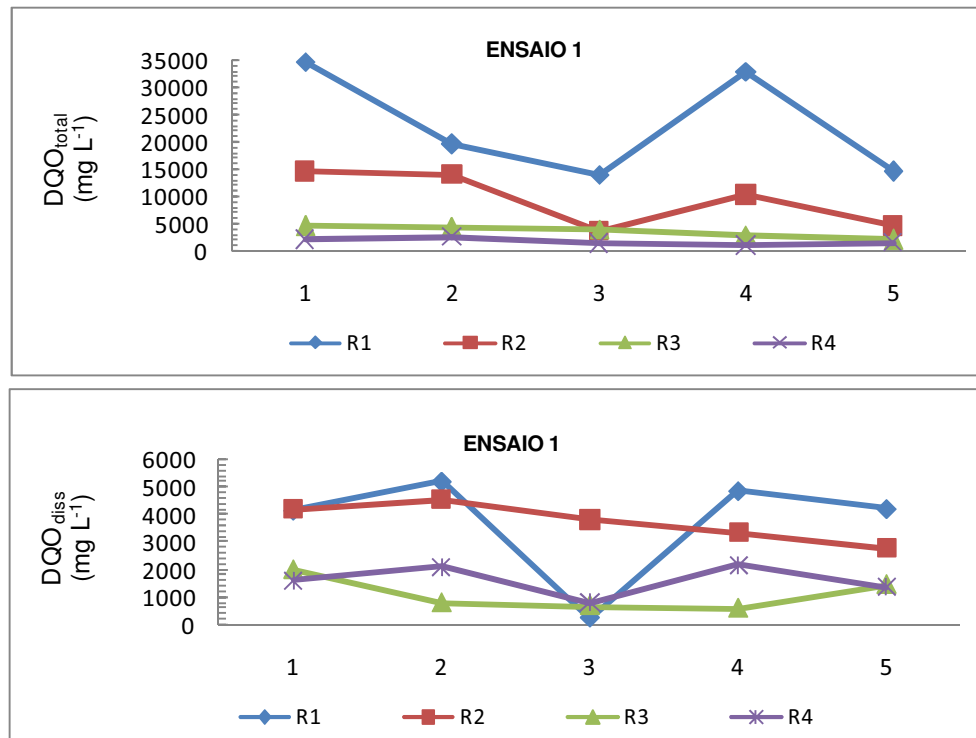


FIGURA 35. Valores de DQO_{total} e DQO_{diss.} no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 1.

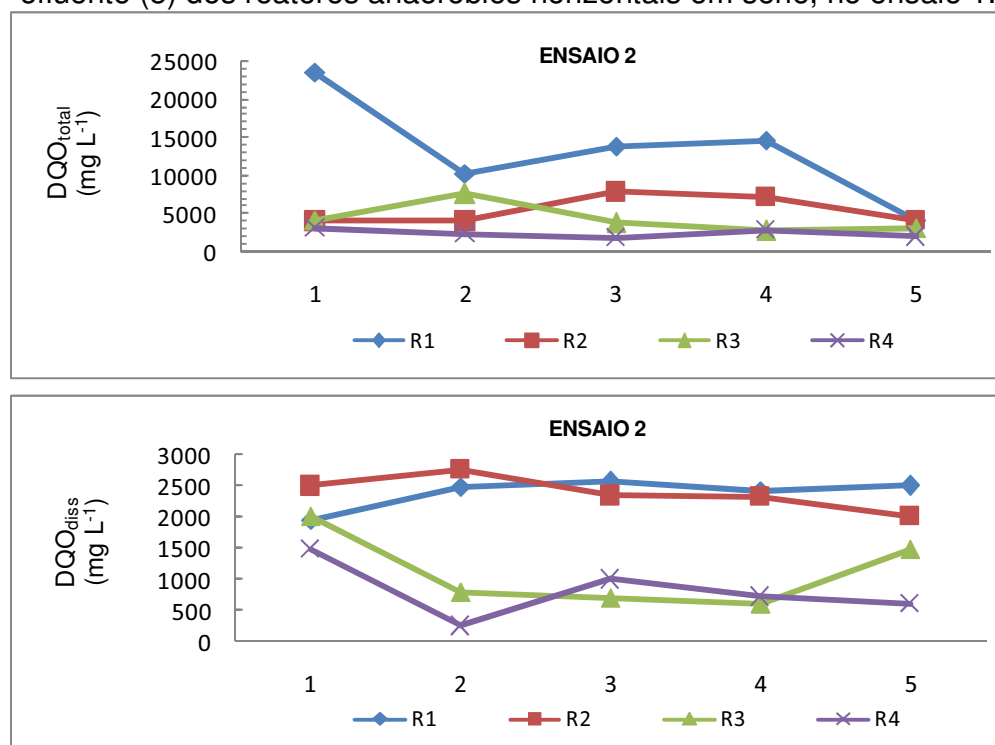


FIGURA 36. Valores de DQO_{total} e DQO_{diss.} no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 2.

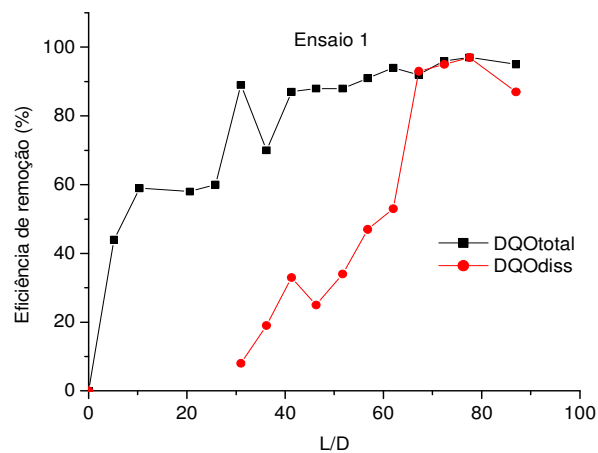


FIGURA 37. Eficiências de remoção de DQO_{total} e $DQO_{diss.}$ versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, no ensaio 1.

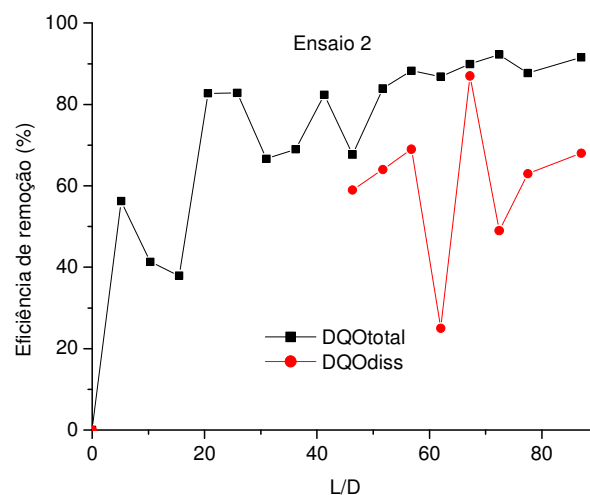


FIGURA 38. Eficiências de remoção de DQO_{total} e $DQO_{diss.}$ versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, no ensaio 2.

Os valores do pH (Figuras 39 e 40) variaram de 5,5 a 7,2 e de 6,0 a 7,2 do afluente ao efluente do R4, nos ensaios 1 e 2. Os valores estabilizaram-se próximos de pH = 7 a partir do R3, nos ensaios 1 e 2. Atingiram valores de pH acima de 6,6; ótimo para a atividade das arqueas metanogênicas (CHERNICHARO, 2007), a partir de L/D =

41 no ensaio 1 e L/D = 26 no ensaio 2.

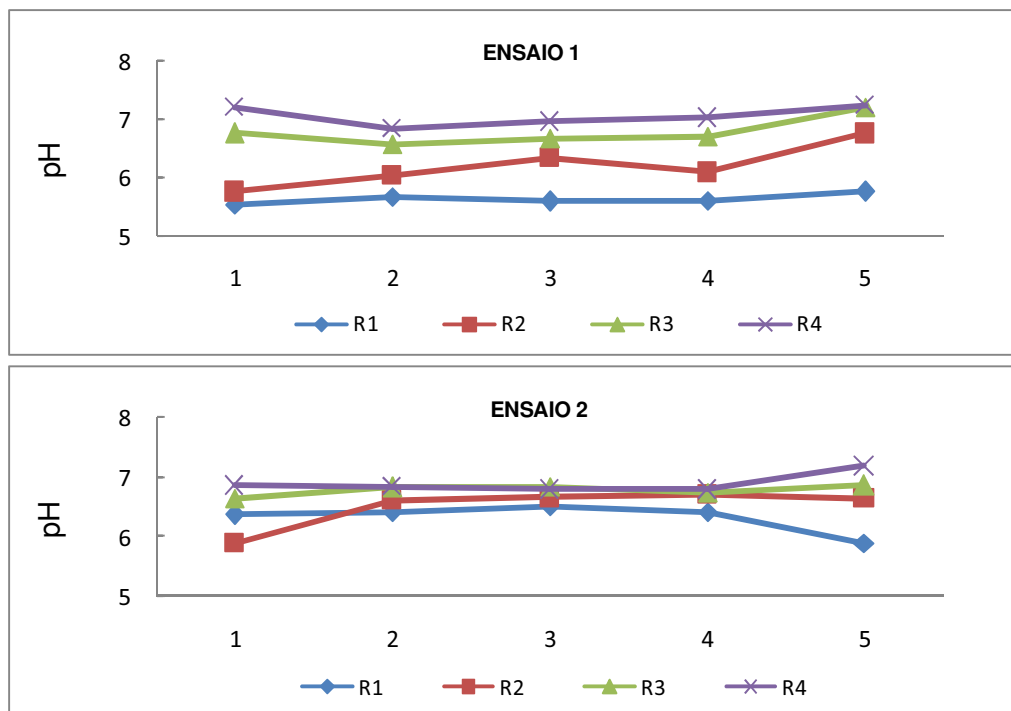


FIGURA 39. Valores do pH no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

O aumento dos valores de pH ocorreu em virtude do aumento da alcalinidade total (AT) e alcalinidade parcial (AP) de 100 a 1700 mg L⁻¹ e de 260 a 100 mg L⁻¹, respectivamente, no ensaio 1, e de 440 a 1640 mg L⁻¹ e de 80 a 964 mg L⁻¹, respectivamente, no ensaio 2 (Figuras 40, 41, 42). Nos efluentes dos reatores anaeróbios horizontais os valores de AT e AP foram maiores do que os de seus afluentes, indicando que houve produção e acúmulo de alcalinidade, proporcionando maior capacidade tampão ao longo do conjunto de reatores. Os maiores acréscimos de alcalinidade ocorreram nos reatores R3 e R4.

Os valores de AT e AP aumentaram continuamente ao longo dos reatores anaeróbios horizontais (Figura 42). Os maiores acréscimos na AP ocorreram a partir de L/D = 41 no ensaio 1 e de L/D = 47 no ensaio 2. Isto indica que houve maior consumo de alcalinidade no R1 e R2, e que a partir daí, houve produção de alcalinidade excedente que acumulou-se.

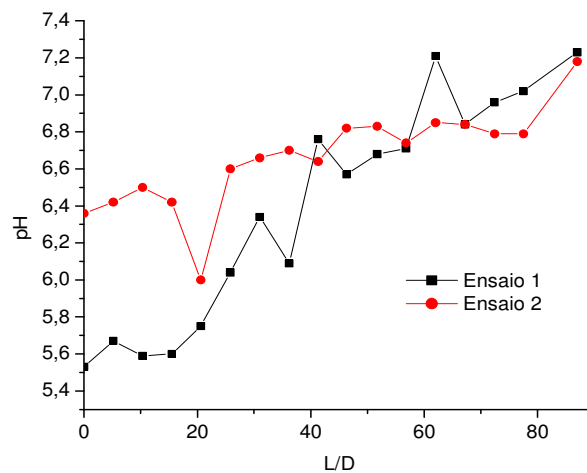


FIGURA 40. Valores de pH versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, nos ensaios 1 e 2.

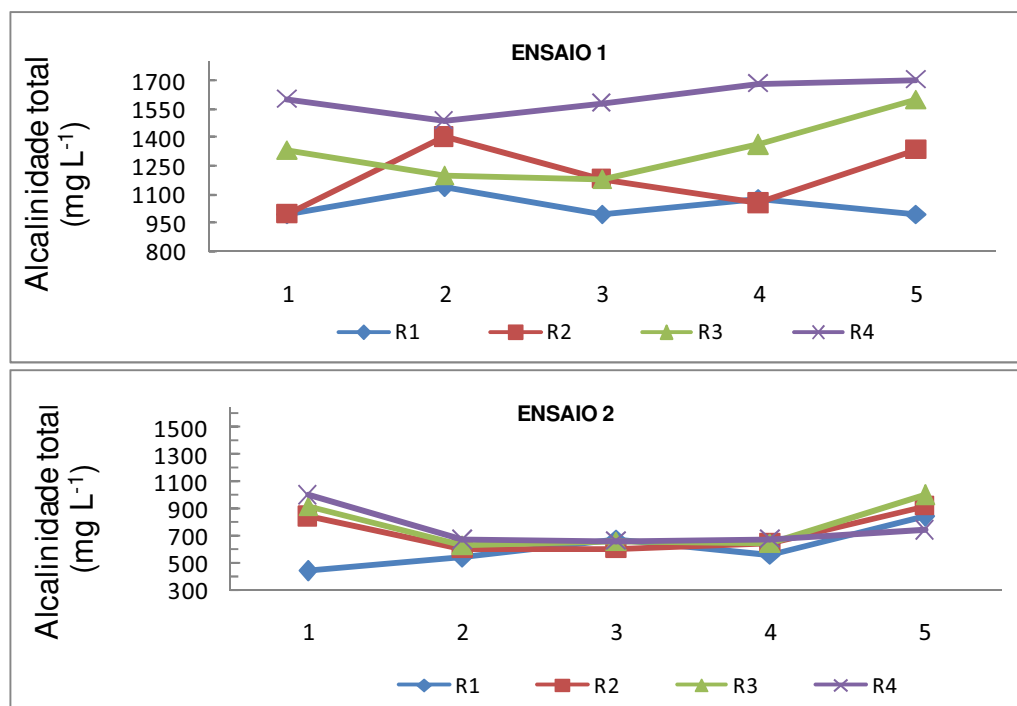


FIGURA 41. Alcalinidade total no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

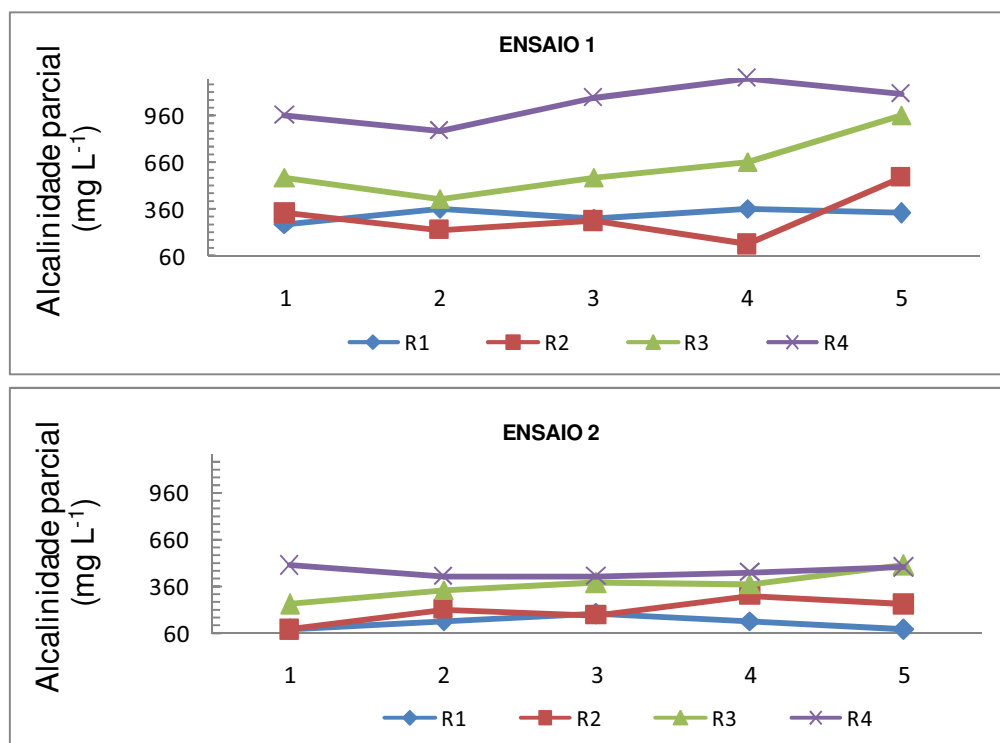


FIGURA 42. Alcalinidade parcial no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

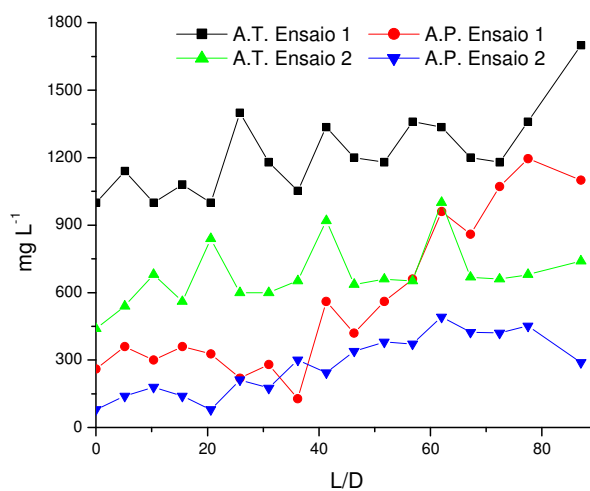


FIGURA 43. Valores de alcalinidade total (AT) e alcalinidade parcial (AI) versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, nos ensaios 1 e 2.

Os valores médios da relação AI/AP variaram de 2,84 a 0,54 e de 4,50 a 0,54 do afluente do R1 ao efluente do R4, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura 44).

De acordo com RIPLEY et al. (1983), valores da relação AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia. Segundo FORESTI (1994), é possível ocorrer estabilidade no processo com valores diferentes 0,3; sendo prudente a verificação para cada caso em particular.

Os valores da relação AI/AP estabilizaram-se abaixo de 1,0 a partir de $L/D = 62$ no ensaio 1 e de $L/D = 47$.

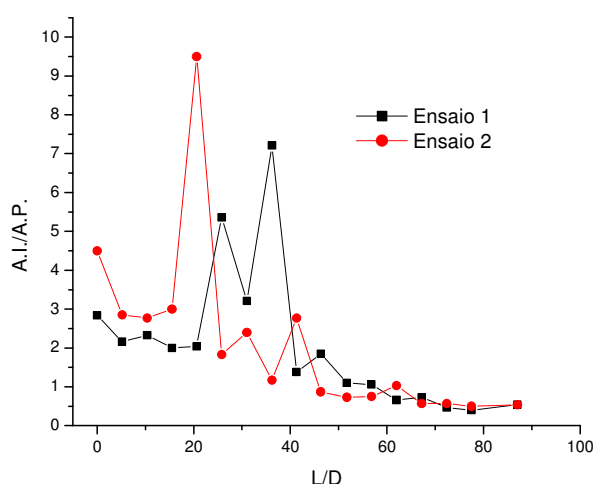


FIGURA 44. Valores da relação (A.I./A.P.) versus o comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores anaeróbios horizontais, nos ensaios 1 e 2.

Os valores de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente do R1 e no efluente do R4 foram de 1650 e 360 mg L^{-1} e de 69 e 120 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figuras 45 e 46). As concentrações de AVT diminuíram continuamente ao longo dos reatores, exceto no R1 onde ocorreram acréscimos nos trechos iniciais. Os maiores decréscimos ocorreram a partir do R2.

Valores de AVT abaixo de 500 mg L^{-1} foram observados a partir de $L/D = 62$ no ensaio 1 e de $L/D = 41$ no ensaio 2.

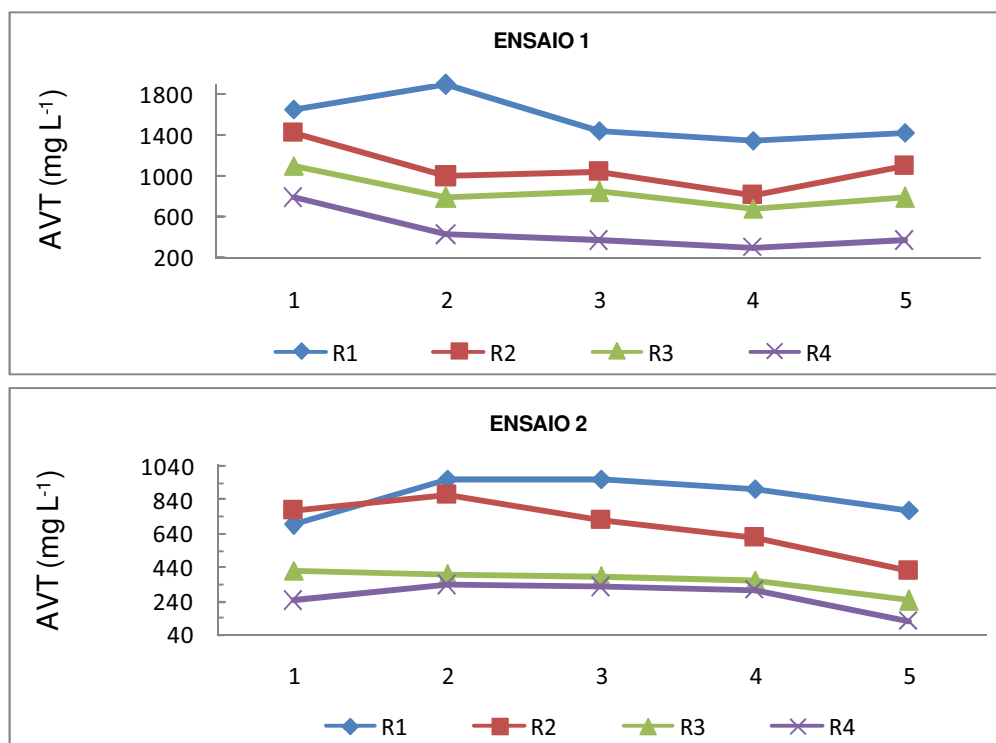


FIGURA 45. Valores dos ácidos voláteis totais (AVT) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

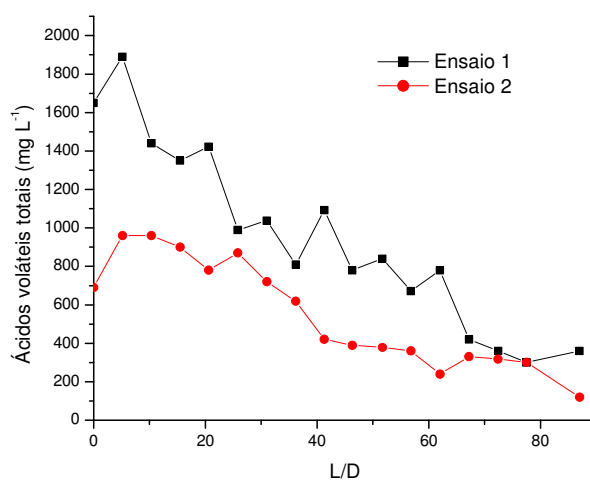


FIGURA 46. Concentração de ácidos voláteis totais versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores horizontais, nos ensaios 1 e 2.

As concentrações de N-amoniaco do afluente do R1 ao efluente do R4 aumentaram de 364 para 464 mg L⁻¹ no ensaio 1 (Figuras 47 e 48), como resultado da amonificação. Os valores estabilizaram-se no R4, ou seja, a partir de L/D = 62.

Ocorreram erros na determinação do N-am. no ensaio 2.

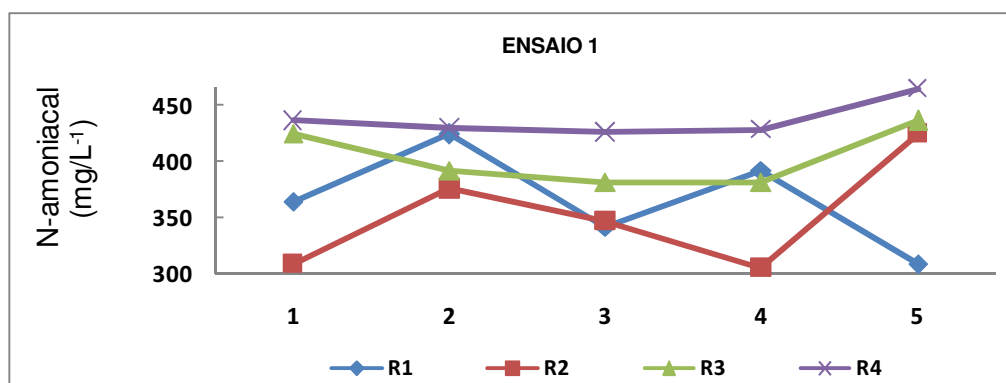


FIGURA 47. Concentração de N-amoniaco no afluente (1), pontos de coleta (2, 3 e 4) e efluente (5) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

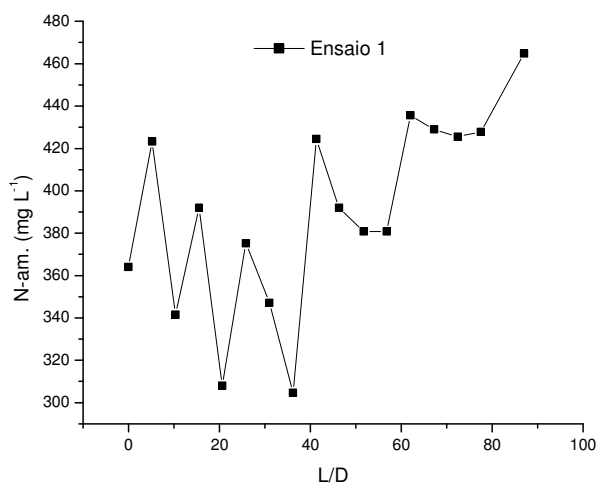


FIGURA 48. Valores da concentração de nitrogênio amoniaco versus comprimento/diâmetro (L/D) dos reatores horizontais, no ensaio 1.

4.10. Perfil temporal do RBS.

No final dos ensaios 1 e 2, foram retiradas amostras no registro de descarte do efluente do RBS aeróbio, a cada 2 h, durante 24 horas, para construir o perfil temporal do RBS. Nas amostras retiradas foram analisados o oxigênio dissolvido (OD), temperatura, pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), demanda química de oxigênio total (DQO_{total}), nitrogênio total Kjeldal (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am), nitrito ($N-NO_2^-$) e nitrato ($N-NO_3^-$) e a concentração de macro e micronutrientes, durante as etapas do ciclo. Das 9:00 as 9:30 h ocorreu o descarte do efluente, das 9:30 as 13:30 h a reação anaeróbia sem mistura, das 13:30 as 18:00 h a reação anaeróbia com mistura, das 18:00 as 2:30 h a reação aeróbia e das 2:30 h as 9:00 h a sedimentação do lodo. Os valores obtidos estão no Anexo 2.

O RBS foi alimentado com o efluente do reator anaeróbio horizontal R4, com valores médios de DQO_{total} e $DQO_{diss.}$ de 1575 e 550 $mg\ L^{-1}$, e de 1988 e 621 $mg\ L^{-1}$, nos ensaios 1 e 2, respectivamente.

Durante a realização do perfil a temperatura do líquido variou de 19,8 a 34,4°C no ensaio 1 e de 21,9 a 28,3°C no ensaio 2 (Figura 49). As concentrações de OD no efluente, durante o descarte foram de 4,8 e 2,2 $mg\ L^{-1}$ e no período de reação anaeróbia as concentrações de OD, diminuíram para 0,57 e 0,95 $mg\ L^{-1}$, nos ensaios 1 e 2, respectivamente. No período de reação aeróbia as concentrações de OD foram de 0,28 e 3,13 $mg\ L^{-1}$, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura 49).

O valor do pH, na etapa de descarte foi em média de 6,26 e 6,62, nos ensaios 1 e 2, respectivamente. No período de reação anaeróbia o pH variou de 6,63 a 6,87 e de 6,67 a 6,72, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura 50). Segundo METCALF & EDDY (2003) valores de pH ótimo para a nitrificação encontram-se entre 7 e 9. Para valores de pH abaixo e 7 ou acima de 9, a velocidade de nitrificação decresce até 50%. Observa-se que durante o período de reação aeróbia os valores de pH decresceram para valores abaixo do recomendado para a nitrificação, em virtude do consumo da alcalinidade.

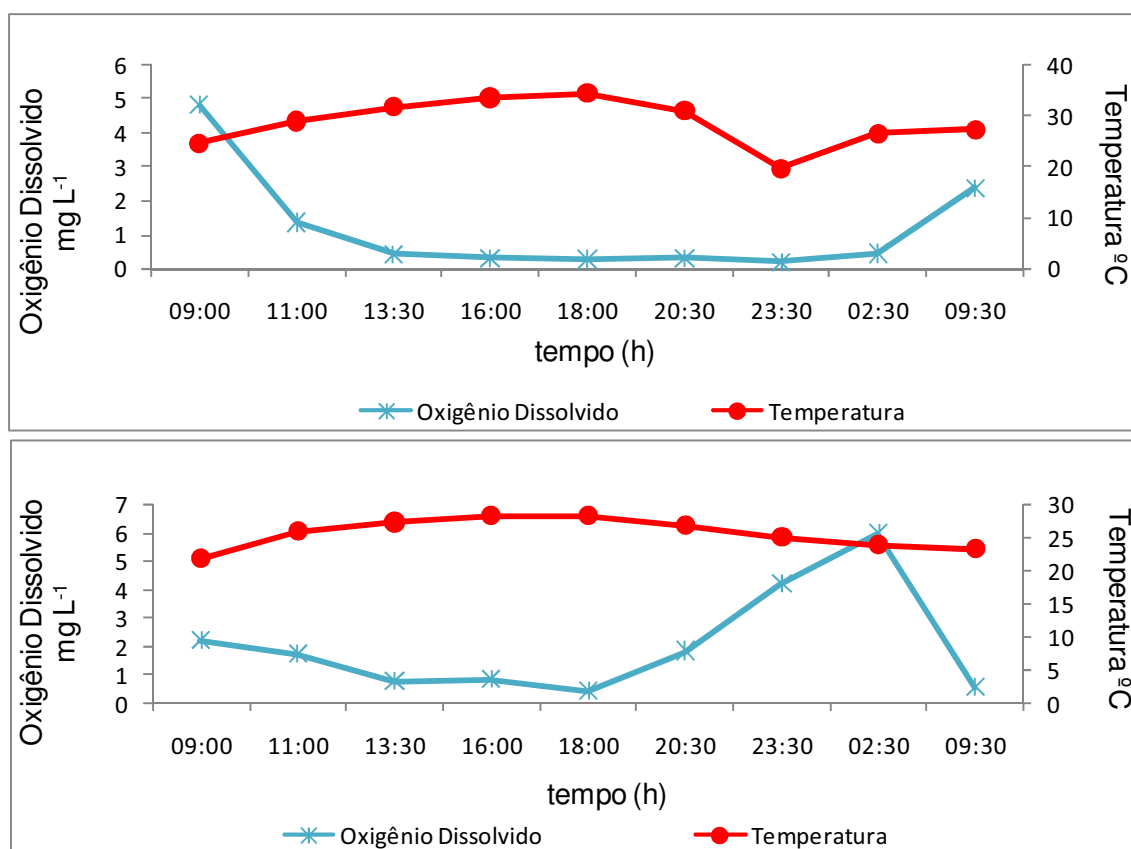


FIGURA 49. Valores de oxigênio dissolvido (OD) e temperatura, obtidos durante a realização do perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

A alcalinidade total (AT) na etapa de reação anaeróbia aumentou para valores próximos a 488 e 380 mg de $\text{CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, nos ensaios 1 e 2, respectivamente. O aumento da AT na etapa anaeróbia ocorreu em virtude da alimentação contínua do afluente. No período de reação aeróbia ocorreu o consumo de AT e AP (Figura 51), com diminuição da AT para valores próximos a 40 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2. A alcalinidade parcial foi totalmente consumida, nos ensaios 1 e 2. O consumo de alcalinidade durante a reação aeróbia ocorreu em virtude da nitrificação. Segundo METCALF & EDDY (2003), a alcalinidade necessária para oxidar 1 g de N-am. à nitrito é de 7,07 g CaCO_3 . Desta forma, ficou confirmado que o fator limitante para a

nitrificação foi a disponibilidade de alcalinidade, a qual foi esgotada na etapa de reação aeróbia, sem que houvesse a transformação de todo o N-am. disponível.

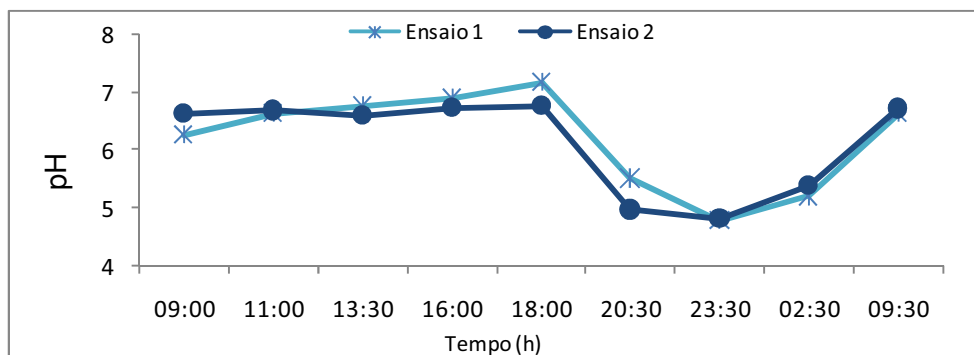


FIGURA 50. Valores do pH obtido durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

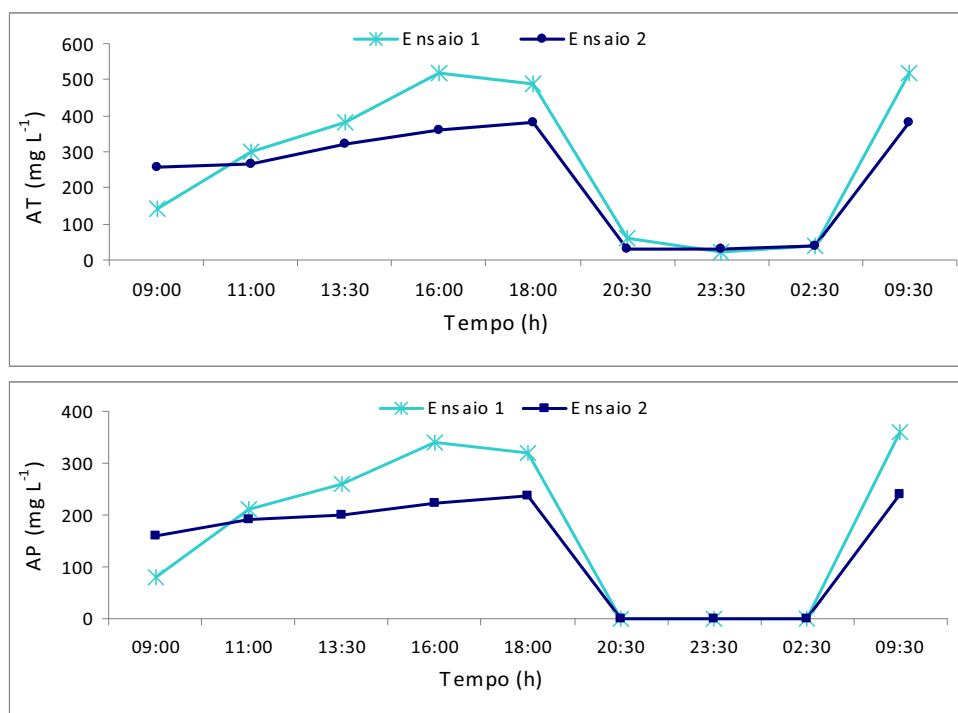


FIGURA 51. Valores de alcalinidade total e parcial, obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

Os valores de nitrito na etapa anaeróbia foram de 21 a 161 mg L⁻¹ e de 15 a 23 mg L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, respectivamente. Na etapa de reação aeróbia os valores de nitrito foram reduzidos para 3 e 1 mg L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura

52). Durante a etapa de reação aeróbia observou-se também a diminuição do N-am. de 184 para 134 mg L⁻¹ e de 106 para 63 mg L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura 54). As concentrações de nitrato no período de mistura anaeróbia foram estáveis, com valores médios de 49 mg L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura 53).

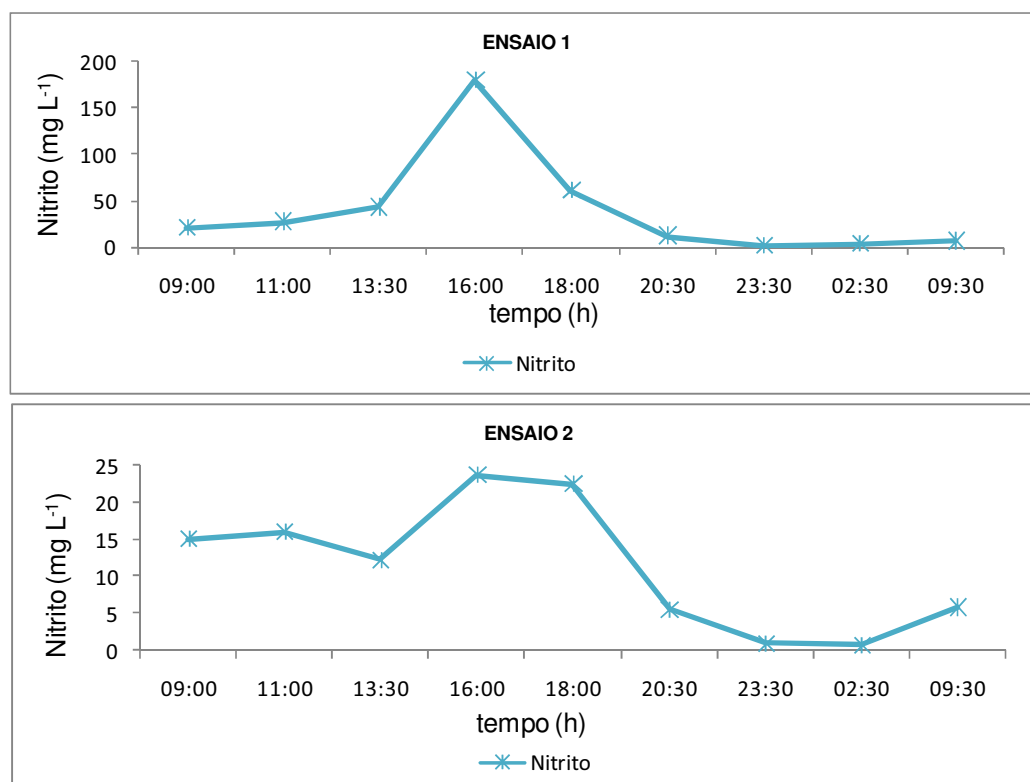


FIGURA 52 Concentrações de nitrito (N-NO₂⁻) obtidas durante o perfil reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

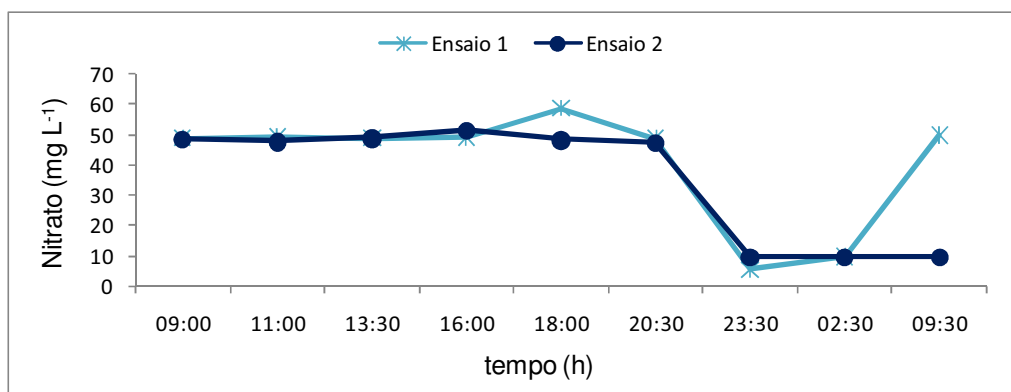


FIGURA 53. Concentrações de nitrato (N-NO_3^-) obtidas durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

A partir do final da etapa aeróbia e durante a etapa de sedimentação as concentrações de nitrato e nitrito diminuíram em virtude da desnitrificação, que também propiciou aumentos de pH, AT e AP (Figuras 50 e 51)

As concentrações de NTK durante a etapa de reação anaeróbia aumentaram para valores em torno de 466 e 350 mg L^{-1} , em virtude da mistura do efluente com o lodo do reator (Figura 54). Após o período de sedimentação os valores de NTK foram reduzidos para valores próximos a 79 e 121 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2, respectivamente. Essa remoção pode ser atribuída a incorporação no lodo anaeróbio, a nitrificação e a desnitrificação.

As concentrações de P-total durante a etapa de reação anaeróbia aumentaram para valores próximos a 222 e 140 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2, respectivamente. No final da fase aeróbia os valores de P-total foram reduzidos para valores próximos a 49,5 e 84,8 mg L^{-1} (Figura 54). Esta tendência também foi observada por SANTANA (2008) que atribuiu o aumento de P-total na fase anaeróbia à alimentação do afluente e a liberação de fósforo pelas bactérias armazenadoras. O decréscimo de P-total na fase aeróbia foi em virtude da absorção e formação de polifosfatos estocados nas células das bactérias. A diminuição de P-total nas etapas de sedimentação e descarte ocorreu com a sedimentação das bactérias armazenadoras de fósforo no lodo, reduzindo a concentração na fração líquida.

As concentrações de ácidos voláteis totais na reação anaeróbia variaram de 198 a 180 mg L^{-1} e de 102 a 78 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2, respectivamente (Figura 55), em virtude da absorção pelas bactérias armazenadoras de fósforo, que acumulam ácidos graxos voláteis para a formação do polihidroxibutirato (PHP), o qual será utilizado (oxidado) na reação aeróbia durante a absorção e acúmulo de P nas bactérias armazenadoras de P, conforme pode ser observado na Figura (54). (SANTANA, 2008).

Os valores de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e $\text{DQO}_{\text{diss.}}$ (Figura 54) observados no início da etapa de reação anaeróbia foram de 485 e 291 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2 respectivamente. Durante a reação anaeróbia a $\text{DQO}_{\text{total}}$ e $\text{DQO}_{\text{diss.}}$ aumentaram e atingiram valores de 14062 e 5110 mg L^{-1} , e de 1605 e 194 mg L^{-1} , nos ensaios 1 e 2, respectivamente.

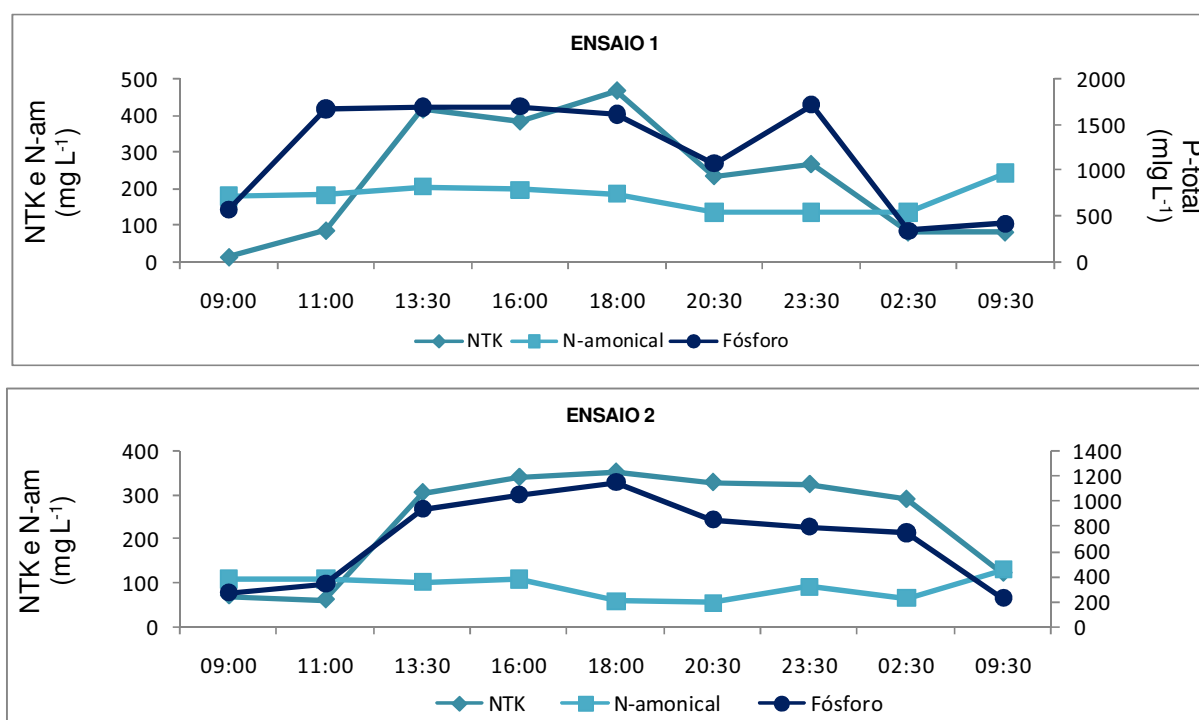


FIGURA 54. Concentrações de NTK, N-amoniaco e P-total obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

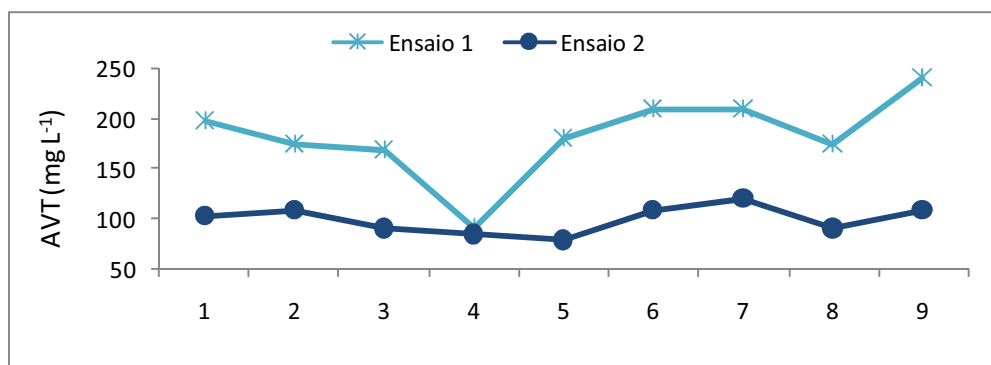


FIGURA 55. Valores dos ácidos voláteis totais, obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

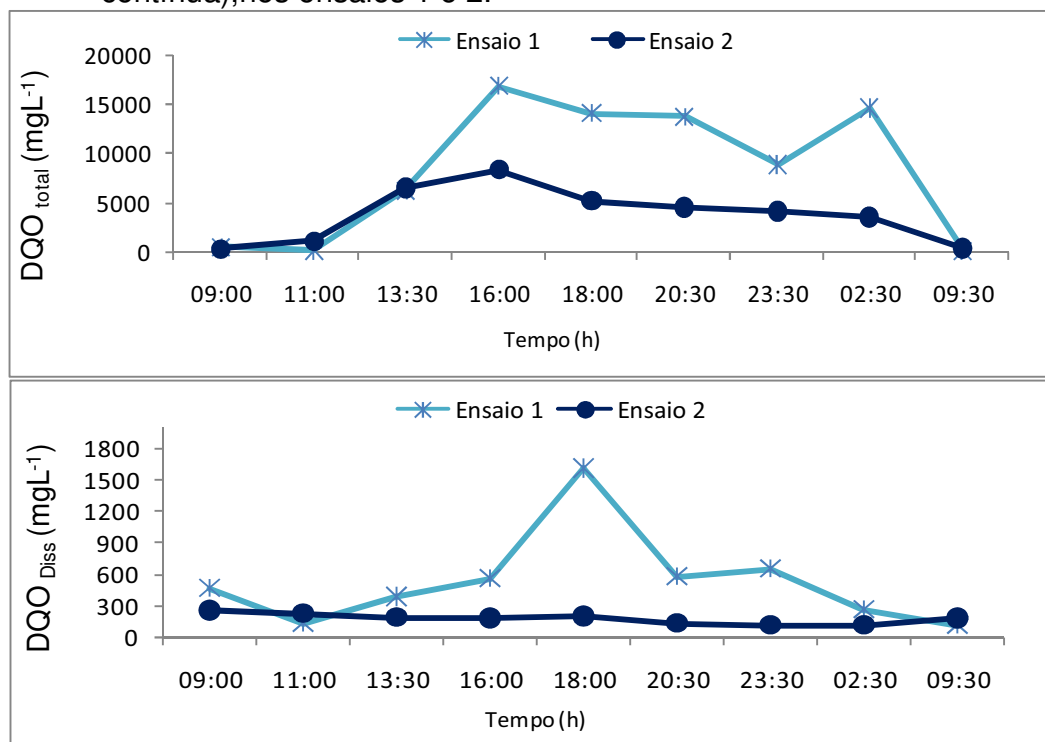


FIGURA 56. Valores da DQO_{total} e DQO_{diss} obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

Na etapa de reação aeróbia ocorreu decréscimo nos valores de DQO_{total} e DQO_{diss} , nos ensaios 1 e 2, em virtude da oxidação da matéria orgânica. Na etapa de sedimentação, mesmo com a alimentação contínua, os valores continuaram diminuindo em virtude do consumo de matéria orgânica para a desnitrificação.

Nas Figuras 57 a 60 estão apresentados os valores de Ca, K, Mg, Na, Zn, Cu, Fe Mn durante o realização do perfil do RBS, nos ensaios 1 e 2.

As concentrações médias de Ca, K, Mg e Na na etapa de reação anaeróbia variaram de 81 a 184 mg L^{-1} ; de 37,4 a 41,7 mg L^{-1} ; de 134,5 a 137,9 mg L^{-1} e de 45 a 44,6 mg L^{-1} , respectivamente, no ensaio 1 e de 77,7 a 120,5 mg L^{-1} ; de 85,6 a 95,2 mg L^{-1} ; 34,5 a 38,6 mg L^{-1} e de 41,9 a 42,3 mg L^{-1} , respectivamente, no ensaio 2 (Figuras 57 a 60). Após a etapa de sedimentação observaram-se decréscimos na concentração de Ca e Mg no efluente, os quais foram imobilizados no lodo sedimentado. As concentrações de Na e K mantiveram-se no meio líquido em virtude da alta solubilidade desses íons.

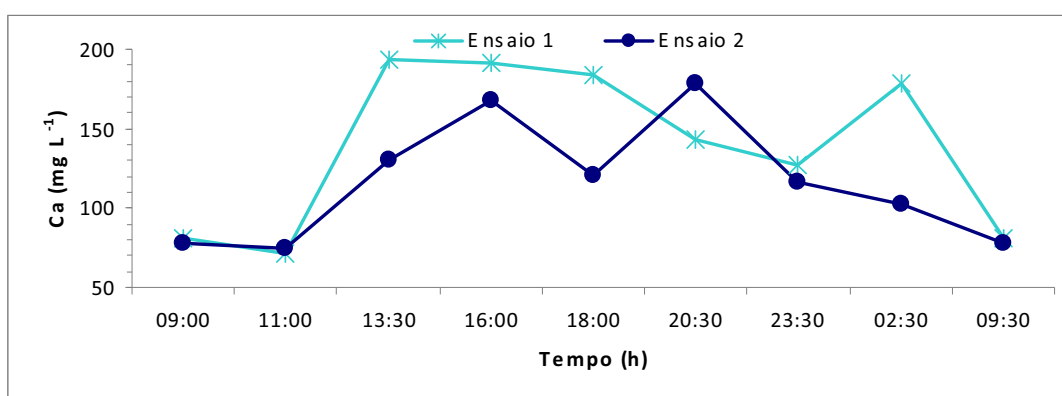


FIGURA 57. Valores de cálcio obtidas durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

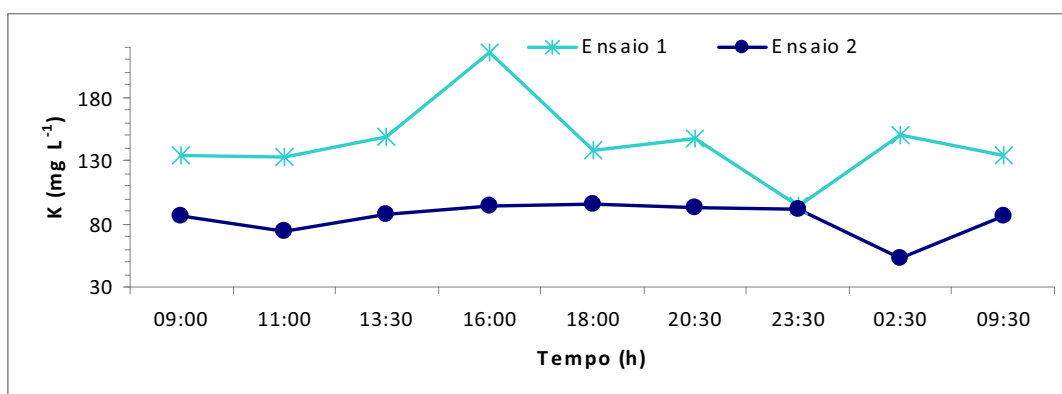


FIGURA 58. Valores de potássio obtidos drante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

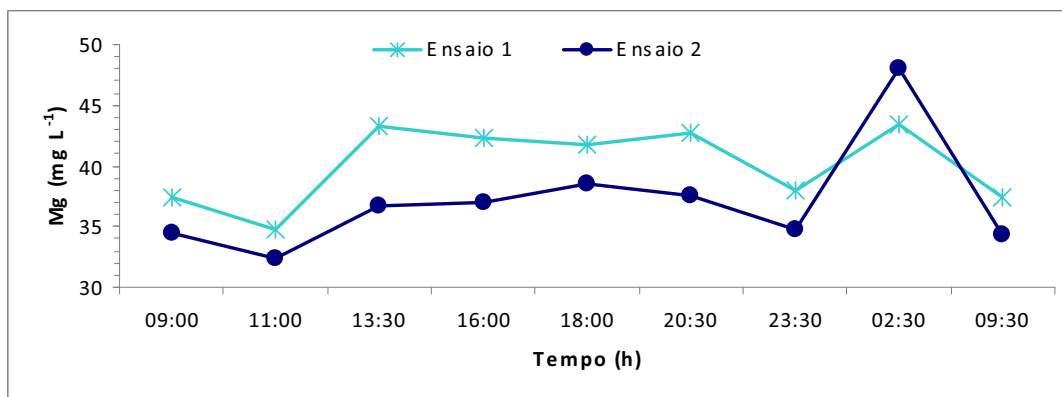


FIGURA 59. Valores de magnésio obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

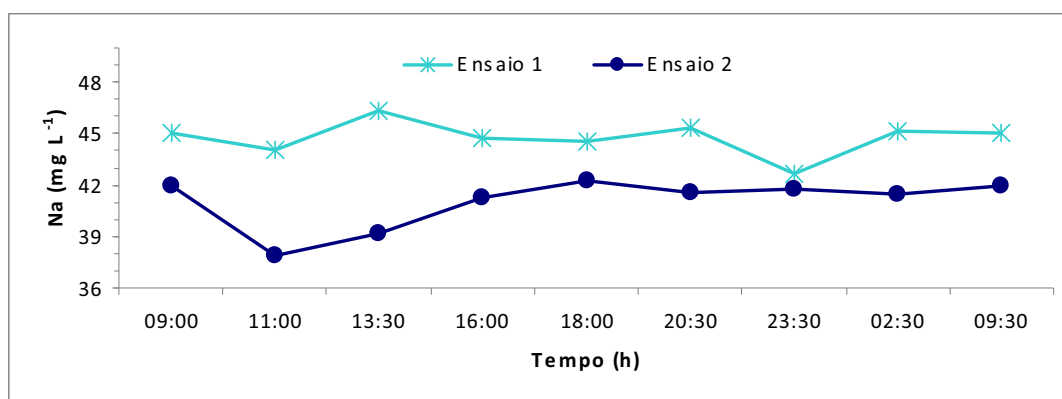


FIGURA 60. Valores das concentrações de sódio obtidas durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

As concentrações médias de Zn, Cu, Fe e Mn, na fase anaeróbia, variaram de 1,6 a 9,5 mg L⁻¹; de 0,1 a 3,9 mg L⁻¹; de 1,07 a 0,63 mg L⁻¹ e de 0,7 a 4,8 mg L⁻¹, respectivamente, no ensaio 1 e de 0,5 a 2,2 mg L⁻¹; de 0,2 a 2,2 mg L⁻¹; de 0,56 a 0,72 mg L⁻¹ e de 0,9 a 2,9 mg L⁻¹, respectivamente, no ensaio 2 (Figuras 61 a 64). Após o período de sedimentação foram observados decréscimos nas concentrações de Zn, Cu, Fe e Mn no efluente do RBS, os quais foram imobilizados no lodo sedimentado.

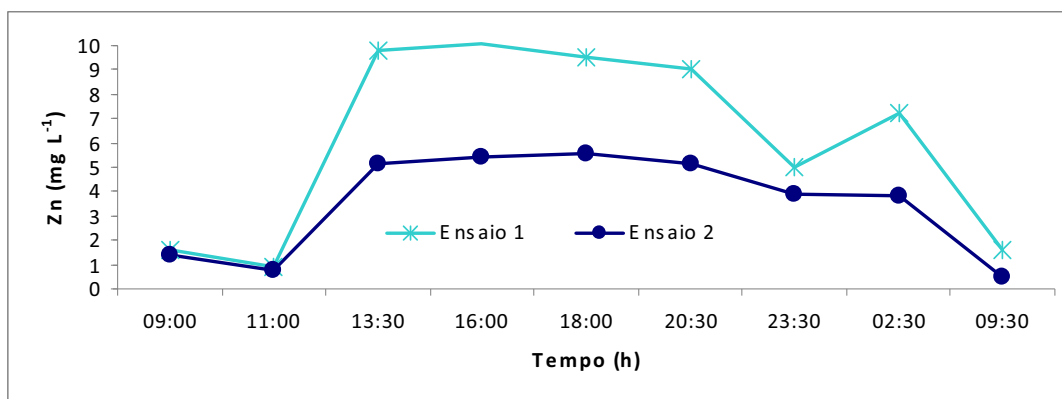


FIGURA 61. Valores de zinco obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

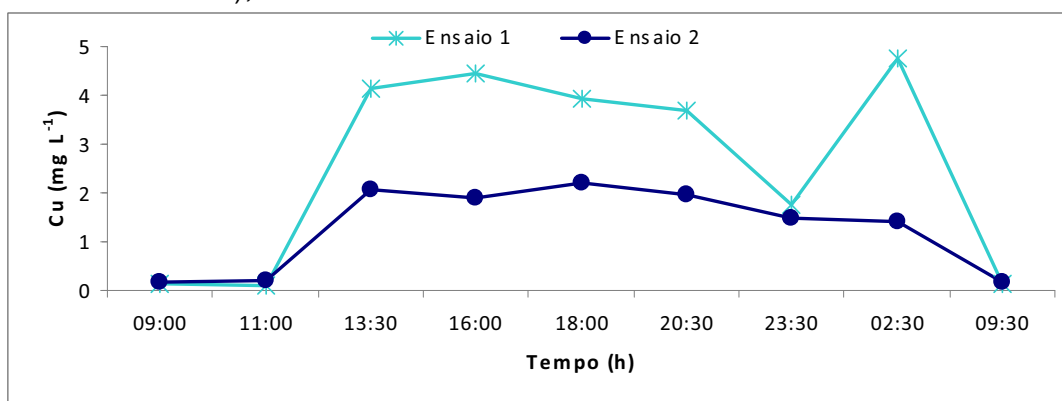


FIGURA 62. Valores de cobre obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

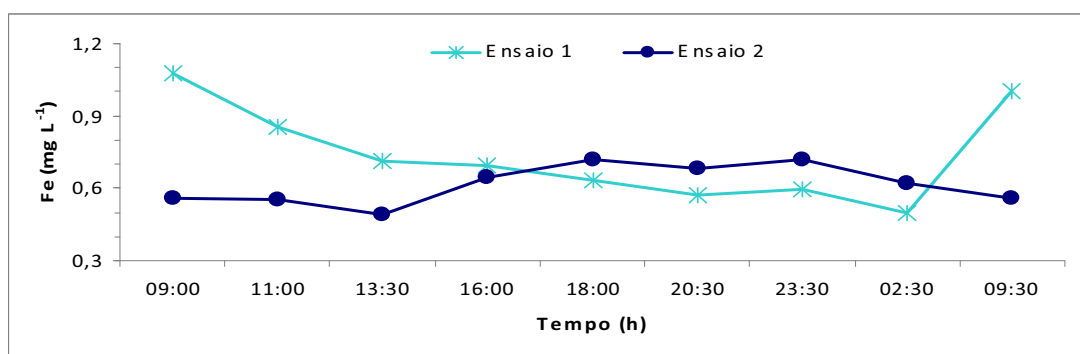


FIGURA 63. Valores de ferro obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

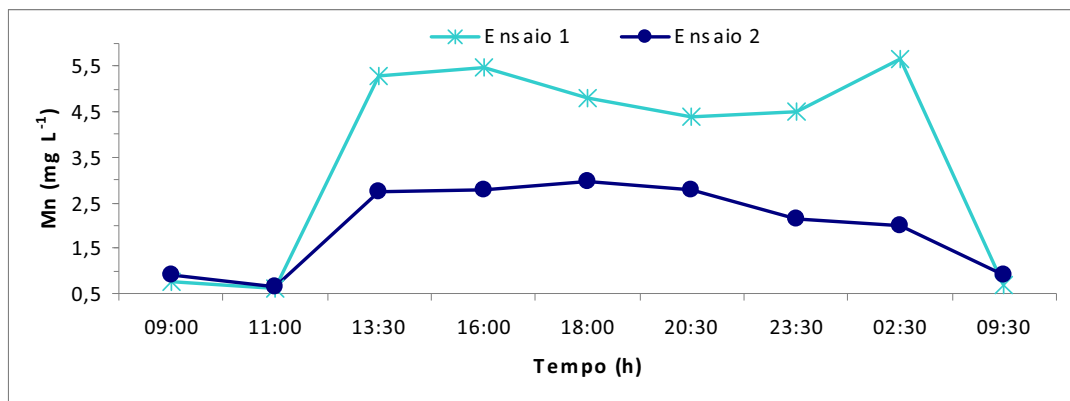


FIGURA 64. Valores de manganês durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua), nos ensaios 1 e 2.

V. CONCLUSÕES

A obtenção, análise e discussão dos resultados dos ensaios do experimento com reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua, instalados em série, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, operados com sólidos suspensos totais (SST) de 18624, 11395, 6690 e 21705 mg L⁻¹ (COV) aplicadas no RAHML foram de 12,0; 10,0; 8,0 e 8,0 h e 52,6; 60,9; 64,8 e 123,2 g DQO (L d)⁻¹ respectivamente. O RBS foi operado com ciclo de 24 h e COV de 0,34, 0,50, 0,32 e 3,8 g DQO (L d)⁻¹, permitiram apresentar as conclusões abaixo relacionadas, as quais serão descritas em relação aos objetivos propostos.

a) Em relação ao objetivo de verificar o efeito das concentrações de SST no desempenho dos reatores anaeróbios horizontais em série e com diferentes COV, pode-se concluir:

- Os reatores anaeróbios horizontais foram eficientes na remoção de DQO_{total} e, principalmente, da fração devido aos sólidos suspensos. Para a COV de 52, 60, 64 e 123 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no primeiro reator (R1) de 13, 31, 23,111 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no

segundo reator (R2), de 5, 9, 5 e 38 g DQO (L d)⁻¹ no terceiro reator (R3) e de 3, 5, 2 e 28 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e de 3, 5, 2 e 28 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no quarto reator (R4), pôde-se obter eficiências de remoção de DQO_{total} e de SST acima de 90% e de DQO dissolvida acima de 80% para o sistema de reatores anaeróbios horizontais.

- Mesmo com a diminuição do TDH e o aumento das concentrações de SST do afluente, no ensaio 4, ocorreram altas eficiências de remoção de DQO total no conjunto de reatores anaeróbios horizontais (78%), SST (86%), NTK (80%), Ca (45%) e K (63%), no conjunto de reatores anaeróbios horizontais.

- A relação SV/ST do lodo do RBS foram inferiores a 0,70 nos pontos P3, P4, P5 e P6, nos ensaios 2, 3 e 4, exceto P3 e P4 no ensaio 2 e P5 no ensaio 4, indicando, de acordo com a Resolução do CONAMA nº 375 (BRASIL, 2006), que o lodo do RBS nestes pontos é estável e o excedente poderia ser utilizado na agricultura.

b) Com relação ao pós-tratamento do efluente dos reatores anaeróbios horizontais em série no RBS aeróbio visando a complementação de remoção biológica da matéria orgânica, de nutrientes e patógenos:

- O RBS aeróbio como pós-tratamento do efluente dos reatores anaeróbios horizontais em série, mostrou-se estável quanto a remoção de DQO total, e quanto a remoção de SST. Obteve-se remoção de DQO_{total} nos sistema de reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua, acima de 94% e de SST acima de 94%; para todos os ensaios realizados.

- As eficiências de remoção de NTK, N.am. e NT foram acima de 86, 48, 74%, respectivamente, em todos os ensaios e evidenciam que houve nitrificação em altas taxas.

- Os efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento combinado (R1+R2+R2+R4+RBS) atenderam aos padrões de lançamento de efluentes contidas na Resolução 357 do CONAMA no que diz respeito às concentrações máximas de Fe ($5,0 \text{ mg L}^{-1}$), Zn ($5,0 \text{ mg L}^{-1}$), Cu ($0,013 \text{ mg L}^{-1}$) e Mn ($0,5 \text{ mg L}^{-1}$) e também aos padrões de qualidade de água doce de corpos d'água de classe 3, as quais podem ser utilizadas na irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras.
- O efluente do RBS atendeu aos limites máximos de lançamento de efluentes, de $1,0 \text{ mg L}^{-1}$ para o Cu, de 15 mg L^{-1} para o Fe, de $1,0 \text{ mg L}^{-1}$ para o Mn e de $5,0 \text{ mg L}^{-1}$ para o Zn, estabelecidos pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA na Resolução 357 (BRASIL, 2005), exceto para o Cu nos ensaios 3 e 4.
- as remoções de coliformes totais e termotolerantes não foram eficientes nos reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio operado em bateladas alimentadas sequenciais (RBS com alimentação contínua).

VI. REFERÊNCIAS

ABREU NETO, M. S. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 170 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

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

AMORIM, A., BARBOZA, K., ZAIAT, M., FORESTI, E. Avaliação do desempenho e estabilidade de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) submetido ao aumento progressivo na concentração de matéria orgânica afluenta e a cargas de choque orgânicas. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE FERMENTAÇÕES, 13., 2000, Teresópolis. **Anais...** Teresópolis: Sinaferm, 2000. 1 CD-ROM.

AMORIM, A.K.B., ZAIAT, M., FORESTI, E. Performance and stability of an anaerobic fixed bed reactor subjected to progressive increasing concentrations of influent organic matter and organic shock loads. *Journal of Environmental Management*, v.76, p. 319–325, 2005.

ANDRADE NETO, C. O. de ; MELO, H. N. S. ; LUCAS FILHO, M. . Filtros Anaeróbios com Fluxo Ascendente e Fluxo Descendente. In: Carlos A L Chernicharo. (Org.). Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos. mBelo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001, v. 02, p. 185-192.

ANDRADE NETO, C. O. de **Filtro anaeróbio aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. Campina Grande.** 1994 UFCG. 195p. Tese (Doutorado em Recursos naturais) Universidade Federal de Campina Grande, 1994.

APHA, AWWA, WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater.** 18 th. edition, Washington, 1998.

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

BARBOZA, M. G.; FORESTI, E. Uso de reator horizontal tubular como unidade de pré-tratamento de esgoto sintético simulando esgoto sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, João Pessoa. **Anais...** Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2001. p. 1-10.

BARBOZA, M.G. **Efeitos da temperatura e da velocidade superficial em sistema anaeróbio de duas fases tratando esgoto sanitário sintético em reatores horizontais com células imobilizadas.** 2002, 162 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 2002.

BARBOZA, M.G.,FORESTI,E. Uso de Reator Horizontal Tubular como Unidade de Pre-Tratamento de Esgoto Sintetico Simulando Esgoto Sanitario In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL, 21, 2001, João Pessoa. **Anais...**Rio de Janeiro:ABES, 2001. v.I. CD Room

BENIS, S. G.; BORJA, R.; MONEMIAN, S.; GOODARZI, V. Anaerobic treatment of synthetic medium-strength wastewater using a multistage biofilm reactor. **Bioresource Technology**, Barking, v.100, n. 5, p. 1741-1745, 2009.

BERNET, N.; DELGENES, N.; AKUNNA, J. C.; DELGENES, J. P. Combined anaerobic-aerobic SBR for the treatment of piggery wastewater. **Water Research**, Oxford, v. 34, n. 2, p. 611-619, 2000.

BLEDZKI, A. K. Composites Reinforced with Cellulose based Fibers. **Progress Polymers Science**, v. 24, p. 221 – 272, 1999.

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

BOOPATHY, R.; SIEVERS, D. M. Performance of a modified anaerobic baffled reactor to treat waster swine. **Transactions of ASAE**, St. Joseph, v. 34, n. 6, p. 2573-78, 1991.

BOYNARD, C.A., D'ALMEIDA, J.R.M., Evaluation of towel gourd as reinforcement in composite materials, In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM OF NATURAL POLYMERS AND COMPOSITES, 2, 1998, Águas de São Pedro-SP. **Anais...Águas de São Pedro**, SP. Brasil 1998. p.99-101.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional de Meio Ambiente, **Resolução 357, de 17 de março de 2005**. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Poder legislativo, Brasília, DF, 18 mar. 2005. Seção 1, p. 58.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional de Meio Ambiente, **Resolução 375, de 29 de agosto de 2006**. Define critérios e procedimentos, para o uso agrícola de lodos de esgoto gerados em estações de tratamento de esgoto sanitário e seus produtos derivados, e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Poder legislativo, Brasília, DF, 30 ago. 2006. Seção 1,

p. 62.

BRITO, L.P. ; NÓBREGA, A.K.C. ; ANDRADE NETO, C.O. de ; LIMA, A.D. de ; COSTA, C.G. Avaliação da eficiência de uma ETE anaeróbia compacta na remoção de sólidos suspensos, DQO e turbidez. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, 2005, Campo Grande MS. **Anais...**Rio de Janeiro:ABES, 2005. v. 1.

CALLADO, N.H., FORESTI, E. Sistema combinado anaeróbio/aeróbio composto de reatores sequenciais em batelada, para remoção de matéria carbonácea e nitrificação. In: CONGRESSO REGIONAL DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 4, 2003, São Paulo. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES e AIDIS, 2003. CD Room

CAMPOS, C.M.M., DAMASCENO, L.H.S., MOCHIZUKI, E.T., BOTELHO, C.G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção de carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v.29, n.2, mar./abr., 2005. p.330-399.

CATTONY, E.B.M. et al. Ethanol and toluene removal in a horizontal-flow anaerobic immobilized biomass reactor in the presence of sulfate. **Biotechnology and Bioengineering**, 91 (2): 244-253, 2005.

CAVALCANTI M.P. **Tratamento de esgoto doméstico em reator híbrido de fibra de vidro tipo UASB e filtro anaeróbio para comunidades de pequeno porte**. Recife: UFP. 98p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil), Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2005.

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

CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2001. 397p.

CIRNE, A. R.C.; NETO, C.O.A.DE.; MELO, H.N.S.DE.; ARAÚJO, A.L.C. Avaliação comparativa de filtros anaeróbios contendo diferentes materiais de enchimento. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24, 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES 2007. CD Room

COLIN, X.; FARINET, J.-L.; ROJAS, O.; ALAZARD, D. Anaerobic treatment of cassava starch extraction wastewater using a horizontal flow filter with bamboo as support. **Bioresource Technology**, Barking, v.98, p.1602 – 1607, 2007.

CONTRELL, K. L.; STONE, K. C.; HUNT, k. g.; RO, K.; VANOTTI, M. B.; BURNS, J. C. Bioenergy from Coastal bermudagrass receiving subsurface drip irrigation with advance-treated swine wastewater. **Bioresource Technology** Barking, in press, 2009.

CORRÊA, M. P., **Dicionário das plantas úteis do Brasil e das exóticas cultivadas**. Rio de Janeiro: Imprensa Nacional. 1978. v.1

COSTA T. M. S. de. **Estudo de viabilidade econômica para produção de carvão vegetal a partir de bambu da espécie *Bambusa Vulgaris***. São Paulo. 32 p. Programa de interunidades de pós-graduação em energia. Universidade de São Paulo. 2003.

COSTA, R. H. R. da, MEDRI, W. Modelling and optimisation of stabilisation ponds system for the treatment of swine wastes: organic matter evaluation. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, Curitiba, n. 45, p. 385-392, 2002.

CYBIS, L. F. ; PICKBRENNER, K. . Uso de reatores sequenciais em batelada para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio.. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27, 2000, Porto Alegre, **Anais...**Rio de Janeiro: ABES e AIDIS, 2000. CD Room

CYBIS, L. F.; PINTO, C. R. R. Protozoários e metazoários presentes em reatores seqüenciais em batelada (RSB). In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1997. p.793-806.

DENG, L. W.; ZHENG, P.; CHEN, Z. A. Anaerobic digestion and post-treatment swine wastewater using IC-SBR process with bypass of raw by raw wastewater. **Process Biochemistry**, London, v. 41, n. 4, p. 965-969, 2006.

DUDA, R. M. **Desempenho de reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.** 2006. 141 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. de; GOMES, M. J. C. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial (ASBR), em série: efeito da mistura e da carga orgânica volumétrica. In. SIMPÓSIO INTERNACIONAL SOBRE GERENCIAMENTO DE RESÍDUOS DE AGROPECUÁRIOS, 1, 2009, Florianópolis. **Anais...** Florianópolis: Embrapa e Sbera, 2009. p. 520-525.

DUDA, R.M., OLIVEIRA, R.A. de. Reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial 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**, Jaboticabal, v.29, n.1, p.122-134, jan./mar. 2009.

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

EMBRAPA. **Embrapa Suínos e Aves disponibiliza informações sobre Tânia Maria Giacomelli Scolari dejetos suínos.** Disponível em: <http://www.embrapa.br/imprensa/noticias/2004/julho/bn.2004-11-25.2075871762/> Acesso em: 29 maio. 2009.

FARIA, O. L. V.; KOETZ P. R.; SANTOS, M. S. dos; NUNES, W. A. Remoção de Fósforo de efluentes de parabolização de arroz por absorção biológica estimulada em reator em batelada sequencial RBS, **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas, v. 26, p.319-317, 2006.

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.

FONTOURA, D.V.R. **Contribuição à modelagem do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) para o tratamento de águas residuárias.** São Carlos. 110p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2004

FORESTI, E. ; ZAIAT, M. ; CABRAL, A. K. A. ; NERY, V. . Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactor for Paper Industry Wastewater Treatment. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, Brasil, v. 12, p. 157-163, 1995.

GERARDI, M. H. **The microbiology of anaerobic digesters.** New York: Jon Wiley &

Sons, 2003. 130 p.

GOMES, S. D.; ZENATTI, D. C.; FAZOLO, A.; GOMES, B.M. Efeito do manejo da lâmina d'água nas características de efluentes gerados na produção de suínos. In: SIMPÓSIO INTERNACIONAL SOBRE GERENCIAMENTO DE RESÍDUOS AGROPECUÁRIOS, 1, 2009, Florianópolis. **Anais...** Florianópolis: Embrapa e Sbera, 2009. p.31-36.

HIGARASHI, M. M.; KUNZ, A.; MATTEI, R. M. Aplicação de adsorção para remover amônia de efluentes suinícolas pré-tratados. **Química Nova**, v. 31, p. 1156, 2008.

IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Pesquisa Pecuária Municipal** (2009). Disponível em: <<http://www.sidra.ibge.gov.br>>. Acesso em: 30.maio. 2009.

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

.

KUCZMAN, O.; TORRES, D. G. B. ; GOMES, S. D. ; TAVARES, M. H. F. ; ALCANTARA, M. S. . Tratamento anaeróbio de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 36, 2007, Bonito. **Anais...** Jaboticabal, SBEA, 2007. CD Room.

KUNZ, A.; MIELE, M.; STEINMETZ R.L.R. Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil. **Bioresource Technology**, Barking, in press, doi:10.1016/j.biortech.2008.10.039, 2008.

LIMA, C.A.A., ZAIAT, M., FORESTI, E. Considerações sobre entupimentos em reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) tratando esgoto sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, 2005, Campo Grande.

Anais... Rio de Janeiro : ABES, 2005. CD Room

LUCAS, J., SANTOS, T.M.B., OLIVEIRA, R.A. de. Possibilidade de uso de dejetos no meio rural. In: WORKSHOP: MUDANÇAS CLIMÁTICAS GLOBAIS E A AGROPECUÁRIA BRASILEIRA, 1, 1999, Campinas. **Memórias...** Jaguariúna: Embrapa Meio Ambiente, 1999. p.42.

LUDKE, J. V.; LUDKE, M. C. M. do. Preservação ambiental. **Suinocultura Industrial**, São Paulo, v. 25, n. 2, p. 10-14, 2002.

MANARIOTIS, I. D. & GRIGOROPOULOS, S. G. (2008) Restart of anaerobic filters treating low-strength wastewater. **Bioresource Technology**, Barking, v.99, p. 3579–3589. 2008

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.

MASSÉ, I.; MASSÉ, L; CROTEAU, F. The effect of temperature fluctuations on psychrophilic anaerobic sequencing batch reactors treating swine manure. **Bioresource Technology**, Barking, n.89, v. 57-62, 2003.

METCALF; E. **Wasterwater engineering**: treatment, disposal and reuse. New York: McGraw-Hill, 2003. 1334 p

MIELE M. A **suinocultura brasileira em 2008 e cenários para 2009**. Disponível em: <http://www.engormix.com/a_suinocultura_brasileira_em_p_artigos_118_POR.htm>. Acesso em: 13 maio. 2009.

MIELE, M; KUNZ, A. **Tratar dejetos para fortalecer a competitividade da carne suína** .Disponível em:

<http://www.engormix.com/a_suinocultura_brasileira_em_p_artigos_118_POR.htm> Acesso em: 13 maio. 2009.

NAVAL, L. P. SILVA, G.G.; QUEIROZ S.C.B. Avaliação da Eficiência de um Filtro Anaeróbio com Recheio de Bambú Utilizado como Pós-Tratamento de um Reator UASB em Escala Real. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 29, 2004, San Juan. **Anais...** San Juan: AIDIS, 2004. CD Room.

NDON, U. J.; DAGUE, R. R. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor in the treatment of low-strength wastewater. *Water Research*, Oxford, v. 31, n. 10, p. 2455-2466, 1997.

OGBONNA, J.C.; TOMIYAMA, S.; TANAKA, H. Development of a method for immobilization of no flocculating cells in loofa (*Luffa cylindrica*) sponge. **Process Biochemistry**, London, v.31, n.8, p737-744, 1996.

OLIVEIRA, S.V.W.B. (2001) **Avaliação da degradação e toxicidade de formaldeído em reator anaeróbio horizontal de leito fixo**. São Carlos 95p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001.

OLIVEIRA, E.A. de. **Estudo potencial de utilização da biomassa de *Luffa cylindrica* na descontaminação de efluentes contendo íons metálicos e corantes têxteis**. 2007. 145f. Tese (Doutorado em Química aplicada) - Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2007.

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

OLIVEIRA, R.A. de. **Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no**

desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura. 1997. 359 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1997.

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

OLIVEIRA, R. A. de; FORESTI, E.; Balanço de massa em 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 NETO, A.P. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2007. 179 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

PALHARES, J.C.P.; CALIJURI, M. do. C. Caracterização dos afluentes e efluentes suínolas em sistemas de crescimento/terminação e qualificação de seu impacto ambiental. **Ciência Rural**, v. 37, p. 502-509, 2007.

PERDOMO, C.C. **Alternativas para o manejo e tratamento dos dejetos de suínos.** 2001. Disponível em: <www.cnpsa.embrapa.br/?/artigos/2001artigos-2001no19.html;ano-2001>. Acesso em: 25 set. 2005.

PERDOMO, C.C; COSTA, R.R; MEDRI, V; MIRANDA,C.R. Dimensionamento de sistema de tratamento e utilização de dejetos suínos. Concórdia: EMBRAPA. Suínos e Aves, 1999. 5p. (EMBRAPA - Suínos e Aves. **Comunicado Técnico**, 234).

PEREIRA, E. R. **Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura.** 2003. 103 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

PINTO. J. D. S.; CHERNICHARO, C. A. L. Escória de alto forno: uma nova alternativa de meio suporte para filtros anaeróbios. In: **Anais...** Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 3, ABES/ANDIS/AIDIS. Gramado- Rio Grande do Sul. 1996.

RAMIRES, R. D. A. **Produção de metano e remoção de matéria orgânica, nutrientes e microrganismos patogênicos em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura.** 2005. 136 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2005.

RAMIREZ, O. P. ; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Avaliação de um sistema combinado de UASB-Filtro no tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura. **Olam-Ciência. & Tecnologia**, Rio Claro, v. 2, n. 2, 2002.

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.

RAMIREZ, O.P.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Pós-tratamento de efluentes de reator UASB com filtros anaeróbios. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 7; n.3; p. 209-212, 2001.

RAMIREZ, O.P., ANTUNES, R. M., QUADRO, M. S., KOETZ, P. R. Remoção da DQO e nitrificação em reator biológico aerado no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira Agrociência**, Pelotas, v. 9, n. 3, p. 279-286, 2003.

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.

RIBEIRO, R.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2003). Degradação de efluente contaminado com gasolina em reator anaeróbio horizontal de leito fixo. In: Seminário do Projeto Temático, 2, 2003, São Carlos. **Anais...**São Carlos: EESC-USP, UFSCar, 2003. p.25-32.

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.

RODGERS, M.; PAOR de D.; CLIFFORD, E. Dairy washwater treatment using a horizontal flow biofilm system. **Journal of Environmental Management**, Galway, Ireland, v. 86, p. 114 – 120, 2008.

RODRIGUES, L. S dos. **Concepção e avaliação de sistema de tratamento com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa de polimento para águas residuárias de suinocultura**. 2008. 151f. Tese (Doutorado em Ciência Animal - Epidemiologia), Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2008.

SANCHEZ, E. P.; WEILAND, P.; TRAVIESSO, L. Effect of the organic volumetric loading rate on soluble COD removal in down-flow anaerobic fixed-bed reactors. **Bioresource Technology**, Barking, v. 47; p.173-176, 1994.

SANCHEZ, E. P.; MONROY, O.; CANIZARES, R. O.; TRAVIESO, L. A preliminary study of swine waste treatment by an upflow sludge bed anaerobic reactor and a packed bed anaerobic reactor. **Journal Agricultural Engineering Resource**, v.62, p. 71-76, 1995a.

SANCHEZ, E.P.; MILAN, Z.; BORJA, R.; WEILAND, P.; RODRIGUEZ, Z. X. Piggery waste treatment by anaerobic digestion and nutrient removal by ionic exchange. **Resources Conservation and Recycling**, Amsterdam, v. 15, n.3-4, p. 235-244, 1995b.

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 ; OLIVEIRA, R. A. de . Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 34, 2006, João Pessoa/PB. **Anais...**Jaboticabal: Associação Brasileira de Engenharia Agrícola - SBEA, 2006. v.1, p.1-4.

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. **Avaliação de sistema composto por reatores anaeróbios e**

aeróbio para tratamento de águas residuárias de suinocultura. 2008. 285 f.

Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária) - Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Jaboticabal 2008.

SANTOS, R. C. O. ; BARBOSA FILHO, O. ; GIORDANO, G. Proposta de um Método Racional para o Dimensionamento de Reatores de Tratamento de Esgotos por Lodos Ativados em Bateladas para Remoção de Carga Orgânica. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 11, p. 153-161, 2006.

SCHOENHALS, M. FRARE, L. M.; SARMENTO, L. A. V. Análise do desempenho de reatores de fluxo ascendente e manta de lodo no tratamento de efluentes de suinocultura. **Engenharia Ambiental**, Espírito Santo do Pinhal, v.4, n. 1, p. 5-23, 2007.

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

SILVA, J. L.; CEZAR, V. R. S.; BARBOZA, M. G. Avaliação preliminar da tratabilidade da manipueira através do reator anaeróbio horizontal com chicanas - RAHC. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 13., 2008, Belém. **Anais...** Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental-ABES, 2008. CD Room.

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

SPEECE, R. E. **Anaerobic Biotechnology**. Nashville, Tennessee: Archae Press. 1996.

SPERLING, M. V. (1996) **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 1ª edição: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade

Federal de Minas Gerais. 1996.

TARLEY C.R.T., ARRUDA, M.A.Z. Adsorventes Naturais: potencialidades e aplicações da esponja natural (*Luffa cylindrica*) na remoção de chumbo em efluentes de laboratório. **Revista Analytica**, Campinas, v. 4, p 25-31, 2003.

TOMAZELA, GUIMARÃES, A.; LEOPOLDO, P. R.; ZAIAT, M. Tratamento de esgoto doméstico através do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF). In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21, 2001, João Pessoa/PB. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2001. CD room

TONETTI, A. L.; FIGUEIREDO R.F.DE.; NAKAMURA M.S.; BAGNASCO L.E.; MELLO, L. S. C. M. DE. Avaliação da partida de filtros anaeróbios com recheio de bambu – a remoção de matéria orgânicas em termos de DQO. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24, 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2007. CD room

TRITT, W.P., ZADRAZIL, F., MENGEHARTMANN, U., SCHWARZ, S. Bamboo as a support material in anaerobic reactors. **World J. Microbiol. Biotechnol.** v.9, n.2, p.229-232, 1993.

UNESP - UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA. Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias. Departamento de Ciências Exatas. Estação Agroclimatológica: valores médios do período de 1971 -2000. Disponível em <www.fcav.unesp.br/estacao> Acesso em junho de 2009.

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: International Water Association, 2008. p. 952-956.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994. 210 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**, Amsterdam, v. 96, n. 2, p. 209–214, 2005.

VANOTTI, M.B., SZOGI, A.A. New systems for treatment of manure from confined animal production. In: SIMPÓSIO INTERNACIONAL SOBRE GERENCIAMENTO DE RESÍDUOS DE AGROPECUÁRIOS, 1., 2009, Florianópolis. **Anais...**Florianópolis: EMBRAPA, SBERA, 2009. p. 44-49. CD room

VIANNA, M.R. **Utilização do fruto seco descascado da *Luffa cylindrica* como meio suporte em filtros biológicos percoladores destinados ao tratamento de esgoto sanitário**. 2005. 202 f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2005.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. princípios do tratamento biológico de águas residuárias. v. 4, 2º ed. Belo Horizonte: SEGRAC, 428 p, 2002.

WHO - World Health Organization. **Guidelines for the safe use of wastewater, excreta and greywater**. Geneva, 2006. v.1, 2 e 3.

YANG, P.Y.; WANG, Z. Integrating an intermittent aerator in a swine wastewater treatment system for land-limited conditions. **Bioresource Technology**, Barking, v. 69, p.191-198, 1999.

ZAIAT, M., CABRAL, A.K.A., FORESTI, E. Reator anaeróbio horizontal de leito fixo para tratamento de águas residuárias: concepção e avaliação preliminar de desempenho. **Revista Brasileira de Engenharia** - Caderno de Engenharia Química, São Carlos, v.11, n.2, p. 33-42, 1994.

ZAIAT, M.; VIEIRA, L. G. T. ; FORESTI, E. . Spatial and Temporal Variations of Monitoring Performance Parameters in Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactor Treating Synthetic Substrate. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 7, p. 1760-1766, 1997

ZANOTELLI, C.T.; PERDOMO, C. C. Evaluation of sludge from pond system for treatment of piggery wastes. **Water Science and Technology**, v. 51, p. 235-238, 2005.

ZHANG, R. H.; YIN, Y.; SUNG, S. e DAGUE, R. R. Anaerobic treatment of swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. **Transactions of the ASAE**, St. Joseph, v. 40, n. 93, p. 761-767, 1997.

ZHANG, Z., ZHU, J., KING, J., LI, W. A two-step fed SBR for treating swine manure. **Process Biochemistry**, London, v.41, n.4, p.892-900, 2006.

1. ANEXOS

ANEXO 1. Valores obtidos durante a realização do perfil espacial dos reatores anaeróbios horizontais.

Tabela 1. Valores de pH, alcalinidade parcial, total e intermediária, relação Al/AP e ácidos voláteis totais, obtidos durante o perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	pH	A.P	A.I	A.T. mg CaCO ₃ L ⁻¹	Al/AP	AVT mg CH ₃ COOH L ⁻¹
Ensaio 1	R1T1	5,53	260	740	1000	2,84	1650
	R1T2	5,67	360	780	1140	2,16	1890
	R1T3	5,59	300	700	1000	2,33	1440
	R1T4	5,60	360	720	1080	2,00	1350
	R1T5	5,75	328	672	1000	2,04	1422
	R2T1	5,75	328	672	1000	2,04	1422
	R2T2	6,04	220	1180	1400	5,36	990
	R2T3	6,34	280	900	1180	3,21	1038
	R2T4	6,09	128	924	1052	7,21	810
	R2T5	6,76	560	776	1336	1,38	1092
	R3T1	6,76	560	776	1336	1,38	1092
	R3T2	6,57	420	780	1200	1,85	780
	R3T3	6,68	560	620	1180	1,10	840
	R3T4	6,71	660	700	1360	1,06	672
	R3T5	7,21	960	640	1336	0,66	780
	R4T1	7,21	960	640	1336	0,66	780
	R4T2	6,84	860	628	1200	0,73	420
	R4T3	6,96	1072	508	1180	0,47	360
	R4T4	7,02	1196	484	1360	0,40	300
	R4T5	7,23	1100	600	1700	0,54	360
Ensaio 2	R1T1	6,36	80	360	440	4,50	690
	R1T2	6,42	140	400	540	2,85	960
	R1T3	6,50	180	500	680	2,77	960
	R1T4	6,42	140	420	560	3,00	900
	R1T5	6,00	80	760	840	9,50	780
	R2T1	6,00	80	760	840	9,50	780
	R2T2	6,60	212	388	600	1,83	870
	R2T3	6,66	176	424	600	2,40	720
	R2T4	6,70	300	352	652	1,17	618
	R2T5	6,64	244	676	920	2,77	420
	R3T1	6,64	244	676	920	2,77	420
	R3T2	6,82	340	296	636	0,87	390
	R3T3	6,83	380	280	660	0,73	378
	R3T4	6,74	372	280	652	0,75	360
	R3T5	6,85	492	508	1000	1,03	240
	R4T1	6,85	492	244	1000	1,03	240
	R4T2	6,84	424	244	668	0,57	330
	R4T3	6,79	420	240	660	0,57	318
	R4T4	6,79	452	228	680	0,50	300
	R4T5	7,18	289	260	740	0,54	120

Tabela 2. Valores de DQO_{total} e DQO_{diss} , obtidos durante o perfil dos reatores anaeróbio horizontais em série, nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	DQO_{total} $mg\ L^{-1}$	DQO_{diss} $mg\ L^{-1}$
Ensaio 1	R1T1	34600	4143
	R1T2	19525	5198
	R1T3	14075	245
	R1T4	32775	4853
	R1T5	14563	4200
	R2T1	14563	4200
	R2T2	14000	4550
	R2T3	3750	3823
	R2T4	10220	3350
	R2T5	4535	2795
	R3T1	4535	2795
	R3T2	4125	3113
	R3T3	4020	2743
	R3T4	3030	2195
	R3T5	2078	1958
	R4T1	2078	1958
	R4T2	2668	287
	R4T3	1333	216
	R4T4	938	141
	R4T5	1575	550
Ensaio 2	R1T1	23567	1960
	R1T2	10317	2488
	R1T3	13883	2558
	R1T4	14633	2410
	R1T5	4067	2501
	R2T1	4067	2501
	R2T2	4042	2753
	R2T3	7858	2345
	R2T4	7300	2333
	R2T5	4157	2020
	R3T1	4157	2020
	R3T2	7617	803
	R3T3	3795	705
	R3T4	2763	602
	R3T5	3098	1475
	R4T1	3098	1475
	R4T2	2373	253
	R4T3	1818	1000
	R4T4	2900	724
	R4T5	1988	621

Tabela 3. Valores das concentrações de nitrogênio amoniacal, obtidos durante o perfil dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 1.

Torneiras	Ensaio 1 N-am (mg L ⁻¹)
R1T1	364
R1T2	423
R1T3	341
R1T4	392
R1T5	308
R2T1	308
R2T2	375
R2T3	347
R2T4	304
R2T5	424
R3T1	424
R3T2	392
R3T3	380
R3T4	380
R3T5	435
R4T1	435
R4T2	428
R4T3	425
R4T4	427
R4T5	464

ANEXO 2. Valores obtidos durante a realização do perfil temporal do RBS.

Tabela 4. Valores de pH, AT, AP e AI, relação AI/AP e ácidos voláteis totais, obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua nos ensaios 1 e 2.

	Horários	pH	A.P	A.I	A.T. mg CaCO ₃ L ⁻¹	AI/AP	AVT mg CH ₃ COOH L ⁻¹
Ensaio 1	09:00	6,26	80	60	140	0,75	198
	11:00	6,63	212	68	300	0,415	174
	13:30	6,74	260	120	380	0,462	168
	16:00	6,87	340	180	520	0,529	90
	18:00	7,16	320	168	488	0,525	180
	20:30	5,50	0,00	60	60	-	210
	23:30	4,79	0,00	20	20	-	210
	02:30	5,20	0,00	40	40	-	174
	09:30	6,30	360	160	520	0,444	240
Ensaio 2	09:00	6,62	160	96	256	0,600	102
	11:00	6,67	192	72	264	0,375	108
	13:30	6,60	200	120	320	0,600	90
	16:00	6,72	224	136	360	0,607	84
	18:00	6,76	236	144	380	0,610	78
	20:30	4,97	0,00	32	32	-	108
	23:30	4,81	0,00	28	28	-	120
	02:30	5,39	0,00	40	40	-	90
	09:30	6,71	240	140	380	0,583	108

Tabela 5. Valores de DQO_{total} e DQO_{diss} , obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	DQO_{total} (mg L ⁻¹)	DQO_{diss} (mg L ⁻¹)
Ensaio 1	09:00	485	462
	11:00	195	130
	13:30	6220	382
	16:00	16825	555
	18:00	14062	1605
	20:30	13762	580
	23:30	8900	645
	02:30	14575	262
	09:30	119	110
Ensaio 2	09:00	291	250
	11:00	1030	217
	13:30	6403	190
	16:00	8263	178
	18:00	5110	194
	20:30	4456	131
	23:30	4106	117
	02:30	3496	110
	09:30	313	179

Tabela 6. Valores das concentrações de nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio total kjedahl (NTK) e fósforo total (P-total), obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	N-am (mgL ⁻¹ NH ₃)	NTK (mg L ⁻¹)	P-total (mg L ⁻¹)
Ensaio 1	09:00	178	11	79,9
	11:00	181	84	230,1
	13:30	204	415	232,5
	16:00	196	382	233,4
	18:00	184	466	221,7
	20:30	135	233	148,6
	23:30	134	266	236,0
	02:30	134	79	49,5
	09:30	241	79	60,1
Ensaio 2	09:00	106	70	39,4
	11:00	106	60	47,9
	13:30	100	303	122,3
	16:00	106	337	133,4
	18:00	56	350	140,5
	20:30	53	326	102,4
	23:30	89	322	92,2
	02:30	63	288	84,8
	09:30	127	121	27,0

Tabela 7. Valores das concentrações de nitrato, nitrito, oxigênio dissolvido e temperatura, obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	Nitrato (mg L ⁻¹)	Nitrito (mg L ⁻¹)	O ₂ (mg L ⁻¹)	Temperatura °C
Ensaio 1	09:00	49	21	4,83	24
	11:00	49	27	1,35	29
	13:30	49	43	0,40	31
	16:00	49	179	0,28	33
	18:00	59	61	0,25	34
	20:30	49	12	0,29	31
	23:30	5	2	0,18	19
	02:30	10	3	0,43	26
	09:30	50	6	2,38	27
Ensaio 2	09:00	49	15	2,20	21
	11:00	48	16	1,75	26
	13:30	49	12	0,77	27
	16:00	51	24	0,85	28
	18:00	48	23	0,44	28
	20:30	48	6	1,84	26
	23:30	10	1	4,22	25
	02:30	10	1	6,00	23
	09:30	10	6	0,56	23

Tabela 8. Valores das concentrações de Mg, K, Na e Ca, obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	Mg (mg L ⁻¹)	K (mg L ⁻¹)	Na (mg L ⁻¹)	Ca (mg L ⁻¹)
Ensaio 1	09:00	37,4	134,5	45,0	81,0
	11:00	34,7	133,1	44,0	71,7
	13:30	43,2	148,7	46,3	193,0
	16:00	42,2	215,9	44,8	191,5
	18:00	41,7	137,9	44,6	184,0
	20:30	42,6	148,1	45,3	142,8
	23:30	37,9	94,6	42,6	127,3
	02:30	43,4	150,0	45,1	178,1
	09:30	37,4	134,5	45,0	81,0
Ensaio 2	09:00	34,5	85,6	41,9	77,7
	11:00	32,3	74,3	37,9	74,3
	13:30	36,7	87,9	39,2	130,5
	16:00	37,0	93,7	41,2	167,4
	18:00	38,6	95,2	42,3	120,5
	20:30	37,6	92,6	41,5	178,1
	23:30	34,7	91,0	41,7	116,6
	02:30	48,0	53,3	41,4	102,9
	09:30	34,5	85,6	41,9	77,7

Tabela 9. Valores das concentrações de Zn, Cu, Fe e Mn, obtidos durante o perfil do reator aeróbio operado em bateladas sequenciais (RBS), com alimentação contínua nos ensaios 1 e 2.

	Torneiras	Zn (mg L ⁻¹)	Cu (mg L ⁻¹)	Fe (mg L ⁻¹)	Mn (mg L ⁻¹)
Ensaio 1	09:00	1,6	0,1	1,07	0,7
	11:00	0,8	0,1	0,85	0,6
	13:30	9,8	4,1	0,71	5,3
	16:00	10,0	4,4	0,69	5,5
	18:00	9,5	3,9	0,63	4,8
	20:30	9,0	3,7	0,57	4,4
	23:30	4,9	1,7	0,59	4,5
	02:30	7,2	4,7	0,74	5,7
	09:30	1,6	0,1	1,07	0,7
Ensaio 2	09:00	0,5	0,2	0,56	0,9
	11:00	0,3	0,2	0,55	0,6
	13:30	2,0	2,0	0,49	2,7
	16:00	2,1	1,9	0,64	2,8
	18:00	2,2	2,2	0,72	2,9
	20:30	2,0	1,9	0,68	2,8
	23:30	1,5	1,5	0,71	2,1
	02:30	1,5	1,4	0,62	1,9
	09:30	0,5	0,2	0,56	0,9

ANEXO 3. Consumo de oxigênio e de alcalinidade no RBS

1) Produção líquida global de sólidos biológicos no RBS (expressos como SV):

Segundo Von Sperling (2002) a produção líquida de sólidos é igual à soma da produção bruta de sólidos e da respiração endógena, expressa pela equação (1):

$$\frac{\Delta X_v}{\Delta t} = Y \times \frac{(S_0 - S)}{\theta_c} - k_d \times X_b \quad [1]$$

- X_v = concentração de sólidos em suspensão voláteis (g/L);
- Y = coeficiente de produção celular (massa de sólidos em suspensão voláteis produzidos por unidade de massa de DBO removida (g/g);

Para o tratamento aeróbio de esgotos domésticos, o Y para as bactérias heterotróficas responsáveis pela remoção de matéria carbonácea varia de 0,4 a 0,8 gSSV/gDBO₅ removida.

Adotado = 0,8 gSSV/gDBO₅ removida

- S_0 = concentração de DBO₅ total afluyente (g/L);
- S = concentração de DBO₅ dissolvida do efluente (g/L);
- k_d = coeficiente de respiração endógena (d⁻¹);

Para o tratamento aeróbio de esgotos domésticos típicos, o k_d varia de 0,06 a 0,10 g SSV/g SSV d.

Adotado k_d = 0,08 g SSV/g SSV d.

t = tempo de detenção hidráulico (d)

- X_b = concentração de SSV biodegradáveis (g/L);

$$X_b = X_v \times f_b \quad [2]$$

O valor de f_b pode ser obtido pela equação 3:

$$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times k_d \times t} \quad [3]$$

- fb = fração biodegradável dos sólidos suspensos voláteis (SSV) gerados no sistema (Xb/Xv) e submetidos a uma idade do lodo (Θ_c);
- fb' = fração biodegradável dos sólidos suspensos voláteis (SSV) imediatamente após a sua geração no sistema, ou seja, com $\Theta_c = 0$. Tal valor é tipicamente igual a 0,8 (=80%).
- Θ_c =idade do lodo;

A idade do lodo foi obtida dividindo-se a massa de sólidos voláteis (SV) do lodo presente no reator (g) pelos sólidos suspensos voláteis do efluente do RBS (d).

- Os valores de DBO_5 total (S_0) do afluente e DBO_5 dissolvida (S) do efluente do RBS foram obtidas multiplicando-se a DQO_{total} do afluente e a DQO_{diss} do efluente do RBS por 0,5, respectivamente;

Exemplo: Ensaio 2

- Obtenção do fb (Equação 3)

$$fb = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8) \times 0,08 \times 151} = 0,23$$

- Obtenção do Xb (Equação 2)

$$Xb = 8100 \times 0,23 = 1863 \text{ g / m}^3$$

- Obtenção da produção líquida de sólidos (Equação 1)

$$\frac{\Delta Xv}{\Delta t} = 0,8 \times \frac{(490 - 99)}{2,00} - 0,08 \times 1863 = 7,36 \frac{\text{g}}{\text{m}^3 \times d}$$

Como o volume do reator foi de 0,238 m³ no ensaio 1, a produção líquida global de sólidos no RBS:

$$= 7,36 \frac{\text{g}}{\text{m}^3 \times d} \times 0,238 \text{ m}^3 = 1,75 \frac{\text{gSV}}{d}$$

Tabela 1. Produção líquida global de sólidos no RBS nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fase	S ₀ (g/m ³)	S (g/m ³)	Massa de SV do lodo (g)	SSV efluente do RBS (g/L)	θ _c (d)	f _b	X _v (g/m ³)	X _b (mg/L)	$\frac{\Delta X_v}{\Delta t}$ (gSV/d)
2	490	99	972	69	151	0,23	8100	1863	1,75
3	290	56	745	52	192	0,19	6208	1179	2,59
4	3490	476	1331	351	29	0,54	11092	5989	230,60

2) Consumo de Oxigênio

- Consumo de oxigênio para a demanda carbonácea

Segundo Von Sperling et al (2001) o consumo médio de oxigênio para a demanda carbonácea (oxidação da DQO) varia de 0,35 a 0,50 kgO₂/kg DQO_{total} aplicados no RSB.

Adotado: 0,40 KgO₂/Kg DQO_{total}.

- Consumo de oxigênio para a demanda nitrogenada

Segundo Von Sperling et al (2001) o consumo médio de oxigênio para a demanda nitrogenada é de 4,6 kgO₂/kg N disponível. A carga de NTK disponível corresponde à carga aplicada menos a carga de N incorporada ao lodo excedente (10% da produção líquida global de sólidos no RSB – Tabela 1).

Exemplo: Ensaio 2

- Consumo de oxigênio para a demanda carbonácea (adotado: 0,40 KgO₂/Kg DQO_{total}.)

$$0,40 \frac{\text{mgO}_2}{\text{mgDQO}_{\text{total}}} \times 995 \frac{\text{mgDQO}_{\text{total}}}{L} \times 118,8 \frac{L}{d} = 0,047 \frac{\text{kgO}_2}{d}$$

- Consumo de oxigênio para a demanda nitrogenada (adotado: 4,6 kgO₂/kg N disponível).

$$0,305 \frac{\text{gNTK}}{L} \times 118,8 \frac{L}{d} - (0,1 \times 1,75 \frac{\text{gSV}}{d}) = 0,03581 \frac{\text{kgN}}{d} \times 4,6 \frac{\text{kgO}_2}{\text{kgN}} = 0,164 \frac{\text{kgO}_2}{d}$$

- Consumo médio total

O consumo médio total de oxigênio será = demanda carbonácea + demanda nitrogenada

$$= 0,047 \frac{\text{kgO}_2}{d} + 0,164 \frac{\text{kgO}_2}{d} = 0,211 \frac{\text{kgO}_2}{d}$$

Tabela 2. Consumo médio total de oxigênio para a demanda carbonácea e nitrogenada.

Ensaio	DQO _{total} afluente do RBS (mg/L)	NTK afluente do RBS (mg/L)	Consumo de oxigênio para a demanda carbonácea (kg O ₂ /d)	Consumo de oxigênio para a demanda nitrogenada (kgO ₂ /d)	Consumo médio total de oxigênio (kO ₂ /d)
2	995	305	0,047	0,164	0,21
3	577	219	0,034	0,148	0,18
4	6977	475	0,414	0,218	0,63

3) Taxa de transferência de oxigênio (capacidade de oxigenação) nas condições de operação (TTOcampo).

Segundo Von Sperling (2002) a taxa de transferência de oxigênio padrão (kgO₂/h) pode ser obtido pela seguinte equação:

$$TTO_{padr\tilde{a}o} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{\beta \times fH \times Cs - CL}{Cs(20^{\circ}C)} \times \alpha \times \theta^{T-20}}$$

Onde:

- TTOpadrão = taxa de transferência de oxigênio padrão (kO₂/h);

O ar foi injetado no RSB com auxílio de um compressor. A vazão diária de ar foi quantificada através de um medidor. Com as vazões diárias de ar foi possível calcular a massa de oxigênio injetada no RSB.

- TTOcampo = Taxa de transferência de oxigênio no campo, nas condições de operação (kO₂/h);
- fH = fator de correção de Cs para a altitude (=1-altitude/9450);
- β = fator de correção em virtude da presença de sais, matéria particulada e agentes.

tensoativos. Os valores de β variam de 0,70 a 0,98, sendo que o valor de 0,95 é frequentemente adotado.

- α = fator de correção para as características dos esgotos, geometria do reator e grau de mistura. Os valores típicos de α para aeração por ar difuso variam de 0,4 a 0,8. O valor adotado de α foi de 0,8.
- Θ = coeficiente de temperatura, usualmente adotado com 1,024;

- T = temperatura do líquido.
- Cs = concentração de saturação de oxigênio na água limpa, nas condições (temperatura e altitude) de operação de campo (g/m^3);
- CL = concentração média de oxigênio mantida no reator (g/m^3);
- Cs (20°C) = concentração de saturação de oxigênio da água limpa, nas condições padrão (g/m^3);

Na Tabela 3 estão apresentados os valores de concentração de oxigênio (mg/L) combinando a temperatura e a altitude, na concentração de saturação Cs de uma água limpa. Altitude média de Jaboticabal/SP, onde o experimento foi realizado é de 575 m.

Tabela 3. Concentração de saturação de oxigênio (mg/L)

Temperatura (°C)	Altitude (m)			
	0	500	1000	1500
10	11,3	10,7	10,1	9,5
11	11,1	10,5	9,9	9,3
12	10,8	10,2	9,7	9,1
13	10,6	10,0	9,5	8,9
14	10,4	9,8	9,3	8,7
15	10,2	9,7	9,1	8,6
16	10,0	9,5	8,9	8,4
17	9,7	9,2	8,7	8,2
18	9,5	9,0	8,5	8,0
19	9,4	8,9	8,4	7,9
20	9,2	8,7	8,2	7,7
21	9,0	8,5	8,0	7,6
22	8,8	8,3	7,9	7,4
23	8,7	8,2	7,8	7,3
24	8,5	8,1	7,6	7,2
25	8,4	8,0	7,5	7,1
26	8,2	7,8	7,3	6,9
27	8,1	7,7	7,2	6,8
28	7,9	7,5	7,1	6,6
29	7,8	7,4	7,0	6,6
30	7,6	7,2	6,8	6,4

Exemplo: Ensaio 2

A vazão de ar injetada no RSB no segundo ensaio foi de 1,90 m³/h. Considerando-se que o ar seco possui aproximadamente 20,95% de O₂, a vazão de O₂ injetada no RSB foi de 9,55 m³O₂/d.

Como o ar seco contém 20,95% de oxigênio por volume, o peso molecular do O₂ é 32 g/mol e um gás ocupa 0,0224m³/mol, a concentração de oxigênio no gás é Cg=0,2095x32/0,0224=299 gO₂/m³.

Portanto a vazão de O₂ injetada no RSB será 9,55 m³O₂/d x 0,299kgO₂/1m³O₂= 2,85 kgO₂/d.

A taxa de transferência de campo (TTOcampo) foi calculada da seguinte maneira:

$$2,85 \frac{kgO_2}{d} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{0,95 \times 0,93 \times (8,1 - 1,9)}{8,1(20^\circ C)} \times 0,8 \times 1,024^{24,0 - 20}}$$

$$TTO_{campo} = 1,68 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

O consumo médio total de oxigênio foi de 0,21 kgO₂/d e o oxigênio transferido foi de 1,68 kgO₂/d. Portanto 1,68/0,21 = 8,04 ou seja foi transferido 8,04 mais O₂ que o necessário.

Tabela 4. Taxa de transferência do campo (TTOcampo) e a relação TTOcampo/consumo médio de oxigênio.

Fase	Vazão de ar (m ³ /h)	Vazão de O ₂ (m ³ /h)	Temperatura do efluente RBS (°C)	CL (mgO ₂ /L)	Cs	TTO campo (kgO ₂ /d) (1)	Consumo médio total de oxigênio (kgO ₂ /d) (2)	(1)/(2)
2	1,9	2,85	24	1,9	8,1	1,68	0,21	8,0
3	1,8	2,70	24	2,1	8,1	1,55	0,18	8,6
4	1,8	2,70	21	0,8	8,5	1,77	0,63	2,8

7.4 Produção de lodo ($P_{x,ssv}$ de bactérias heterotróficas) no RSB (METCALF & EDDY, 2003)

$$P_{x,SSV} = \frac{Q \times Y (S_0 - S)}{1 + K_d \times \theta_c} + \frac{f_d \times k_d \times Q \times Y \times (S_0 - S) \times \theta_c}{1 + K_d \times \theta_c} + Q \times SSVo$$

Onde:

- $P_{x,SSV}$ - produção de lodo (gSSV/d);
- Q = vazão do afluente no RSB (118,5 ou 148,5 L/d);
- Y = coeficiente de produção celular (gSSV/gDQOremovida), para condições aeróbias com composto orgânico como doador de elétrons e O_2 como aceptor de elétrons ($Y=0,40$ gSSV/gDQO), em condições anóxicas com composto orgânico como doador de elétrons ($Y= 0,30$ gSSV/gDQO).

Adotado $Y=0,30$ gSSV/gDQO.

- S_0 = DQOtotal do afluente do RSB (g/L);
- S = DQOtotal do efluente do RSB (g/L);
- K_d = coeficiente de decaimento endógeno (gSSV/gSSV.d)

Adotado $K_d=0,05$ (desnitrificação);

- θ_c = tempo de retenção de sólidos (d);
- f_d = fração de biomassa que permanece como resíduo celular (gSSV/gSSV);
- $SSVo$ = concentração de SSV no efluente do RSB (g/L);

2) Quantidade de N no lodo (NPx) (g/d)

$$NPx = 0,12 \times Px, SSV$$

Exemplo: Ensaio 2

$$Px, SSV = \frac{118,5 \times 0,30 \times (0,995 - 0,307)}{1 + 0,05 \times 151} + \frac{0,15 \times 0,05 \times 118,5 \times 0,30 \times (0,995 - 0,307) \times 151}{1 + 0,05 \times 151} + 118,5 \times 0,069$$

$$Px, SSV = 14,3 \text{ gSSV/d}$$

$$NPx = 0,12 \times 14,3 = 1,7 \text{ g N/d} / 118,5 \text{ L/d} = 14,5 \text{ mgN/d}$$

Tabela 5. Quantidade de N no lodo (NPx) (mgN/L)

Ensaio	Vazão (L/d)	S (mg/L)	So (mg/L)	SSV efluente (mg/L)	Px, SSV (gSSV/d)	NPx (mgN/L)
2	118,8	307	995	69	14,3	14,5
3	148,5	210	577	52	11,48	9,27
4	148,5	1996	6977	351	162,39	130,01

7.5 Alcalinidade requerida para a nitrificação e produzida na desnitrificação

- NTK removida = NTK afluente – NTK efluente;
- Alcalinidade requerida para nitrificação ($\text{mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$) = NTK removida x 7,07 ($\text{mg CaCO}_3/\text{gN-am. oxidado}$);
- N-disponível para a nitrificação e desnitrificação = NTK removido – N lodo + N ($\text{NO}_3 + \text{NO}_2$) efluente;
- Alcalinidade produzida na desnitrificação (Ndisponível para a desnitrificação x 3,57) ($\text{mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$).

Tabela 6. Alcalinidade produzida na desnitrificação.

Ensaio	NTK removido (mg/L)	Alcalinidade requerida ($\text{CaCO}_3\text{L}^{-1}$)	N disponível para nitrificação e desnitrificação (mg/L)	Alcalinidade produzida na desnitrificação ($\text{mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$).
2	205	1449	270,5	966,7
3	168	1188	233,7	834,3
4	78	551	19,0	67,8