



ANA CARLA DE CARVALHO NOGUEIRA

**AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA COMBINADO
ANAERÓBIO – AERÓBIO PARA
TRATAMENTO DA VINHAÇA**

LAVRAS - MG

2014

ANA CARLA DE CARVALHO NOGUEIRA

**AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA COMBINADO ANAERÓBIO –
AERÓBIO PARA TRATAMENTO DA VINHAÇA**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos em Sistemas Agrícolas, área de concentração em Irrigação e Saneamento Ambiental, para a obtenção do título de Mestre.

Orientador

Dr. Cláudio Milton Montenegro Campos

Coorientadores

Dra. Fátima Rezende Luiz Fia

Dr. Ronaldo Fia

LAVRAS - MG

2014

**Ficha Catalográfica Elaborada pela Coordenadoria de Produtos e
Serviços da Biblioteca Universitária da UFLA**

Nogueira, Ana Carla de Carvalho.

Avaliação de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio para
tratamento da vinhaça / Ana Carla de Carvalho Nogueira. – Lavras :
UFLA, 2014.

151 p. : il.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Lavras, 2014.

Orientador: Cláudio Milton Montenegro Campos.

Bibliografia.

1. Vinhaça. 2. Sistema combinado anaeróbio-aeróbio. 3. Ensaio
hidrodinâmico. 4. UASB. 5. FBS. I. Universidade Federal de
Lavras. II. Título.

CDD – 628.746

ANA CARLA DE CARVALHO NOGUEIRA

**AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA COMBINADO ANAERÓBIO –
AERÓBIO PARA TRATAMENTO DA VINHAÇA**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos em Sistemas Agrícolas, área de concentração em Irrigação e Saneamento Ambiental, para a obtenção do título de Mestre.

APROVADA em 28 de Fevereiro de 2014.

Dr. Alisson Carraro Borges	UFV
Dr. Luiz Fernando Coutinho de Oliveira	UFLA
Dr. Ronaldo Fia	UFLA

Dr. Cláudio Milton Montenegro Campos
Orientador

LAVRAS - MG

2014

Aos meus pais José Celso e Alessandra.

DEDICO

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus pelo dom da vida!

Aos meus amados pais, José Celso e Alessandra, pelo apoio e incentivo de sempre, pelas palavras amigas, por sempre acreditarem em meu potencial e nunca me deixarem desistir dos meus sonhos.

Aos meus irmãos, Alexandre e Alice, e aos meus cunhados Mariana e João Guilherme, pela amizade e carinho nos momentos que mais foram precisos. À minha pequena princesa, minha afilhada Maria Fernanda, pelo sorriso inocente e amor sem medidas.

Aos meus avós queridos, David, Geralda e Tereza, que sempre torceram pelo meu sucesso e com suas orações sempre me abençoaram.

Às minhas tias Claret, Carla e Malú, pelas palavras amigas, conselhos e orações.

Aos meus tios e primos pelos momentos de alegria e diversão nas reuniões de família.

Ao meu namorado Douglas, pelo amor, companheirismo, paciência e colo de sempre. Por ser meu porto seguro nas horas que mais preciso e por não me deixar desistir dos meus objetivos.

Aos meus sogros, Antônio e Raquel, aos cunhados Daniel, Nayara e Elizandra, pelo carinho, amizade e orações. Por se tornarem minha segunda família.

Aos amigos de longa data, que mesmo nos vendo pouquíssimas vezes ao ano, sempre tiveram uma palavra amiga e um incentivo para me colocar para frente.

Aos amigos conquistados durante a graduação, não citarei nomes para não esquecer ninguém, pelos momentos inesquecíveis que passamos durante os cinco anos de UFLA.

Aos amigos da pós-graduação, pelos momentos de dificuldades que passamos juntos, pelo apoio mútuo e pela amizade que ficará para o resto da vida.

Às amigas de república durante esses dezoito meses de mestrado, Karen e Raquel, pela amizade e apoio.

Em especial, gostaria de agradecer às pessoas que me ajudaram a concluir este trabalho com grande satisfação:

Ao meu orientador, professor Cláudio Montenegro, por sempre acreditar em meu potencial, pela orientação, pelo incentivo, pelas palavras amigas e ensinamentos valiosos que levarei para minha vida profissional.

Aos meus coorientadores, professores Ronaldo Fia e Fátima Fia, por contribuírem grandiosamente para que meu experimento desse certo, pelas orientações, intervenções necessárias e amizade.

Aos bolsistas de iniciação científica: Débora, Tatyanna, Jaíza e Emanuel, pela ajuda e esforço para que todas as análises fossem feitas e que o experimento saísse conforme o planejado. Aos alunos da Engenharia Ambiental que me ajudaram voluntariamente no multirão para monitorar o ensaio hidrodinâmico.

Aos técnicos do LAADEG: Wesley, Alex e Israel, pelo suporte dado para que as análises dessem certo.

À Waina, colega e amiga de pós-graduação, que virou a mãezona de todos no LAADEG, pelo apoio, ajuda e disponibilidade sempre que necessitei.

À empresa Sistemaq – Sistemas de Irrigação, pela oportunidade de exercer meu trabalho, aplicando todos os conhecimentos adquiridos durante esses anos de estudos, pelo apoio e compreensão para que concluísse essa etapa com êxito.

À coordenação, aos funcionários e a todo corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos em Sistemas Agrícolas do Departamento de Engenharia, pelos ensinamentos, ajuda e convivência.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) e à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG), pelas bolsas concedidas e pelo financiamento do projeto.

À Universidade Federal de Lavras (UFLA) e ao Departamento de Engenharia (DEG), pela oportunidade de realizar esse curso.

*“Por vezes sentimos que aquilo que fazemos
não é senão uma gota de água no mar.
Mas o mar seria menor se lhe faltasse uma gota...”*
(Madre Teresa de Calcutá)

RESUMO

O trabalho teve como objetivo a avaliação de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio em escala laboratorial no tratamento da vinhaça. O sistema monitorado teve duas fases: a Fase I teve 77 dias de monitoramento e trabalhou com um TDH de $0,95 \text{ d}^{-1}$ e a Fase II teve 123 dias de monitoramento e trabalhou com um TDH de $1,85 \text{ d}^{-1}$. Para avaliação do sistema, foram monitoradas, nos afluentes e efluentes de cada reator, as seguintes variáveis: demanda biológica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos totais fixos (STF), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrato, fósforo total, pH, temperatura, alcalinidade, acidez e compostos fenólicos. Todas as análises foram feitas no LAADeg/UFLA, seguindo metodologia descrita em American Public Health Association - APHA (2005). Para o estudo hidrodinâmico das unidades, foram realizados ensaios empregando cloreto de lítio (LiCl) como traçador. Quanto ao desempenho do sistema, as eficiências de remoção para: ST, SFT, SV, compostos fenólicos, NTK, fósforo, DBO_5 , $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ e $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$, foram baixas e apresentaram variações consideradas, podendo observar que o sistema não entrou em steady-state. As variáveis pH e temperatura apresentaram valores de 6,1 e $24,3 \text{ }^\circ\text{C}$, respectivamente, enquadrando nos valores adequados para o bom funcionamento do sistema. A produção teórica de gás metano para o UASB 1 foi de $19,4 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ na Fase I e de $10,9 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ na Fase II; para o UASB 2 foi de $6,9 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ na Fase I e de $5,7 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ na Fase II. Os valores médios encontrados para alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade total em ambas as fases de monitoramento do sistema estavam abaixo da faixa recomendada para o processo de anaerobiose. Através do ensaio hidrodinâmico, os reatores UASB 1 e UASB 2 apresentaram fluxo tendendo a pistonado com moderada intensidade de dispersão e o reator FBS apresentou fluxo tendendo à mistura completa com grande intensidade de dispersão.

Palavras-chave: Vinhaça. Eficiência na remoção de matéria orgânica. Reator UASB. FBS. Ensaio hidrodinâmico.

ABSTRACT

The purpose of this study was to assess a combined aerobic-anaerobic system used for vinasse treatment. The experiment was performed in the laboratory scale during two different stages, namely, the stages I and II, which lasted respectively 77 and 123 monitoring days for a Hydraulic Retention Time of around 0.95 d^{-1} and of 1.85 d^{-1} . On the influents and effluents of each reactor were monitored the following parameters: biological oxygen demand (BOD), chemical oxygen demand (COD), total solids (TS), total volatile solids (TVS), total fixed solids (TFS), total Kjeldahl nitrogen (TKN), nitrate, total phosphorus, pH, temperature, alkalinity, acidity, and phenolic compounds. Analyses were carried out as outlined in American Public Health Association (2005), in the Laboratory of Effluent and Water Analysis of the Department of Engineering, at Federal University of Lavras. For the hydrodynamic study were performed experiments using lithium chloride as tracer. The system performance did not reach the steady-state, as result of low removal efficiency for TS, TFS, VS, phenolic compounds, NKT, phosphorus, BOD_5 , crude COD, and filtered COD, which showed significant variations. The pH of 6.1 and temperatures of 24.3°C were suitable for the best system working. The theoretical production of methane gas from the UASB 1 and UASB 2 were respectively of $19.4 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ and $6.9 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ at the stage I, and of $10.9 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ and $5.7 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ at the stage II. The averages of partial, intermediate and total alkalinity of both system monitoring stages were under the range recommended for the anaerobic process. Therefore, the reactors UASB 1 and UASB 2 showed a plug-flow tendency, with moderate dispersion. Besides, the Biological and Submerged Aerated Filter (BSAF) showed a tendency for complete mixing flow with intensive dispersion.

Keys-words: Vinasse. Efficiency in the organic matter removal. UASB reactor. BSAF. Hydrodynamic testing.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Desenho esquemático de um reator UASB	38
Figura 2	Diferentes formas de injeção do traçador.....	57
Figura 3	Principais anomalias existentes em escoamentos não ideais.....	59
Figura 4	Configurações dos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS	62
Figura 5	Configurações do separador trifásico	63
Figura 6	Configurações do equalizador de pressão	64
Figura 7	Gasômetros para o monitoramento do biogás	65
Figura 8	Conduítes utilizados como material suporte do FBS	66
Figura 9	Sistema de aeração do FBS composto por quatro unidades perfuradas ligadas a um compressor para injeção de ar na base do FBS.....	67
Figura 10	Tanque de acidificação e equalização (TAE) para alimentação dos reatores.....	68
Figura 11	Efluente gerado pelo FBS sendo descartado em galão de 20 litros para o monitoramento diário da vazão do sistema	69
Figura 12	Sistema de tratamento em escala laboratorial compreendendo associação em série dos reatores UASB com o FBS instalado no LAADEG	70
Figura 13	Intervalo entre as duas fases quando se realizou o teste de estanqueidade para verificação de vazamentos	71
Figura 14	Estruturação para realização do ensaio hidrodinâmico nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS	79
Figura 15	Variação nos valores de temperatura observados no afluente e a média encontrada nas duas fases do experimento	82
Figura 16	Variação nos valores de temperatura observados no reator UASB 1 e a média encontrada nas duas fases do experimento.....	83

Figura 17	Varição nos valores de temperatura observados no reator UASB 2 e a média encontrada nas duas fases do experimento.....	83
Figura 18	Varição nos valores de temperatura observados no FBS e a média encontrada nas duas fases do experimento	84
Figura 19	Condutividade elétrica medida no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante a última semana de monitoramento do experimento	85
Figura 20	Varição nos valores de pH observados no afluente e a média encontrada nas duas fases do experimento.....	87
Figura 21	Varição nos valores de pH observados no UASB1 e a média encontrada nas duas fases do experimento.....	87
Figura 22	Varição nos valores de pH observados no UASB 2 e a média encontrada nas duas fases do experimento.....	88
Figura 23	Varição nos valores de pH observados no FBS e a média encontrada nas duas fases do experimento.....	88
Figura 24	Varição dos valores encontrados para alcalinidade total o afluente e nos reatores UASB 1 e UASB 2. Média geral do sistema na Fase I (632 mgCaCO ₃ L ⁻¹) e na Fase II (751 mgCaCO ₃ L ⁻¹).....	90
Figura 25	Varição dos valores encontrados para o Coeficiente de Ripley (AI/AP) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (3,9) e na fase II(1,9).....	91
Figura 26	Varição dos valores encontrados para alcalinidade parcial (AP) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (219 mgCaCO ₃ L ⁻¹) e na Fase II (455 mgCaCO ₃ L ⁻¹).....	93

Figura 27	Varição dos valores encontrados para alcalinidade intermediária (AI) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (444 mgCaCO ₃ L ⁻¹) e na Fase II (434 mgCaCO ₃ L ⁻¹).....	93
Figura 28	Varição dos valores encontrados para alcalinidade bicarbonato no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (-233 mgCaCO ₃ L ⁻¹) e na Fase II (-239mgCaCO ₃ L ⁻¹).....	94
Figura 29	Varição dos valores encontrados para ácidos voláteis totais no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (1138 mgCaCO ₃ L ⁻¹) e na Fase II (1353 mgCaCO ₃ L ⁻¹).....	96
Figura 30	Varição nos valores de concentração de oxigênio dissolvido no FBS somente na Fase II do experimento. Valores medidos por titulação e pelo oxímetro	97
Figura 31	Sólidos totais (ST) presentes no sistema combinado anaeróbio - aeróbio.....	101
Figura 32	Sólidos fixos totais presentes no sistema combinado anaeróbio - aeróbio.....	101
Figura 33	Sólidos voláteis totais presentes no sistema combinado anaeróbio - aeróbio.....	102
Figura 34	Perfil dos sólidos através da concentração de SVT para o ao longo do monitoramento do sistema. A – Reator UASB 1 / B – Reator UASB 2 / C – Reator FBS / D – Média do perfil dos sólidos nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS	104
Figura 35	Valores médios de concentração de DBO ₅ , DQO bruta e DQO filtrada, encontrados no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	108

Figura 36	Produção de biogás nos reatores UASB 1 e UASB 2 através do deslocamento de água nos gasômetros	110
Figura 37	Concentrações médias de NTK no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema	115
Figura 38	Concentrações médias de nitrato (NO_3^-) no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	116
Figura 39	Concentrações de fósforo no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema	119
Figura 40	Concentrações dos compostos fenólicos no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	122
Figura 41	Curva de DTR para o UASB 1	126
Figura 42	Curva de DTR para o UASB 2.....	127
Figura 43	Curva de DTR para o FBS	127

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Composição da vinhaça de cana-de-açúcar segundo vários autores	31
Tabela 2	Evolução da legislação brasileira sobre a disposição da vinhaça	33
Tabela 3	Vantagens e desvantagens de um reator UASB	39
Tabela 4	Parâmetros da vinhaça por diversos autores.....	42
Tabela 5	Carga orgânica volumétrica (COV), carga orgânica biológica (COB), tempo de detenção hidráulica (TDH) e vazão (Q) utilizados durante as duas fases do experimento	73
Tabela 6	Frequência e métodos de análises	75
Tabela 7	Características operacionais dos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS para realização do ensaio hidrodinâmico	80
Tabela 8	Temperaturas médias no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS ao longo das duas fases de monitoramento do sistema.....	82
Tabela 9	Valores médios do pH no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS ao longo das duas fases de monitoramento do sistema.....	86
Tabela 10	Valores médios da alcalinidade parcial, alcalinidade intermediária e alcalinidade total ($\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) e do coeficiente de Ripley para o afluente e para os reatores UASB 1 e UASB 2	92
Tabela 11	Valores médios da alcalinidade bicarbonato ($\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) para o afluente e para os reatores UASB 1 e UASB 2	94
Tabela 12	Valores médios dos ácidos voláteis totais ($\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2	95
Tabela 13	Eficiência de remoção dos ST, SFT e SV no sistema anaeróbio-aeróbio em estudo.....	99

Tabela 14	Valores médios dos ST, SFT e SVT presentes nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS.....	100
Tabela 15	Valores médios das eficiências na remoção de DBO ₅ , DQO bruta e DQO filtrada durante o monitoramento do sistema.....	109
Tabela 16	Valores encontrados para a produção teórica de metano	111
Tabela 17	Valores médios de NTK no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema	114
Tabela 18	Eficiência média de remoção de NTK nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema	114
Tabela 19	Concentrações médias de nitrato no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	117
Tabela 20	Eficiência de remoção do nitrato nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	117
Tabela 21	Valores médios de fósforo no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS o monitoramento do sistema	118
Tabela 22	Eficiência média de remoção de fósforo nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS, durante as duas fases de monitoramento do sistema.....	118
Tabela 23	Valores médios dos compostos fenólicos no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	121
Tabela 24	Eficiência média de remoção dos compostos fenólicos nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema.....	121
Tabela 25	Resultados do ensaio hidrodinâmico realizado no sistema combinado anaeróbio-aeróbio em estudo.....	123
Tabela 26	Interpretação do resultado para a dispersão (d) quanto à intensidade.....	123

Tabela 27	Interpretação do resultado para a dispersão (d) quanto ao escoamento	123
Tabela 28	Interpretação do resultado para o número de séries (N) quanto ao escoamento	124
Tabela 29	Resultados dos índices utilizados para a avaliação mais precisa do ensaio hidrodinâmico do sistema anaeróbio-aeróbio, juntamente com a interpretação dos resultados	125

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

°Bx - Grau Brix

ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas

AI – Alcalinidade Intermediária

ANOVA – Análises de variâncias

AP – Alcalinidade Parcial

AT – Alcalinidade Total

ATP – Trifosfato de adenosina

AVT – Ácidos Voláteis Totais

CE – Condutividade Elétrica

CERH – Conselho Estadual de Recursos Hídricos

CNPq - Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico

COB – Carga Orgânica Biológica

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente

COPAM – Conselho Político Ambiental

COV – Carga Orgânica Volumétrica

CV – Coeficiente de Variação

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DEG – Departamento de Engenharia da UFLA

DQO – Demanda Química de Oxigênio

DTR – Tempo de residência

EPDM – Ethylene Propylene Diene Monomer (M- class rubber)

FAPEMIG - Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais

FBS – Filtro Biológico Aerado Submerso

IDM – Índice de Dispersão de Morril

K(t) – Fator de correção

L/B – Relação altura / diâmetro

LAADEG - Laboratório de Análise de Água e Efluentes do Departamento de Engenharia

NBR – Normas Brasileiras

NPK – Nitrogênio / Fósforo / Potássio

NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl

OD – Oxigênio Dissolvido

P – Pressão atmosférica

pH – Potencial Hidrogeniônico

PVC – Cloreto de polivinila

Q – Vazão

R^2 – Coeficiente de correlação

RAC – Reator Anaeróbio Compartimentado

SFT – Sólidos Fixos Totais

SST – Sólidos totais em suspensão

ST – Sólidos Totais

SVT – Sólidos Voláteis Totais

TAE – Tanque de Acidificação e Equalização

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

UASB – Reator anaeróbio de manta de lodo (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*)

UFLA – Universidade Federal de Lavras

UFV – Universidade Federal de Viçosa

V – Volume

Y – Crescimento bacteriano

LISTA DE SÍMBOLOS E UNIDADES

% - Porcentagem
°C – Graus Celsius
atm – Pressão atmosférica
Ca – Cálcio
Ca(OH) – Hidróxido de cálcio
CaCO₃ – Carbonato de cálcio
Cd – Cádmiio
CH₄ – Metano
cm – Centímetro
CO₂ – Gás carbônico
Cr – Cromo
d – Dia
g L⁻¹ – Grama por litro
g m⁻³ – Grama por metro cúbico
g mol⁻¹ – Grama por mol
h – Hora
K – Potássio
kg m⁻³ d⁻¹ – Quilograma por metro cúbico por dia
kg m⁻³ – Quilograma por metro cúbico
kg mol⁻¹ – Quilograma por mol
kPa – Quilo Pascal
L – Litro
L d⁻¹ – Litro por dia
L h⁻¹ – Litro por hora
L mol⁻¹ K⁻¹ – Litro por mol por Kelvin
Li⁺ - Lítio

LiCl – Cloreto de lítio

m – Metro

m h⁻¹ – Metro por hora

m m⁻¹ – Metro por metro

m s⁻² - Metro por segundo a cada segundo

m² m⁻² h⁻¹ – Metro quadrado por metro quadrado por dia

m³ m⁻³ d⁻¹ – Metro cúbico por metro cúbico por dia

mg L⁻¹ – Miligrama por litro

Mg – Magnésio

mg mg⁻¹ – Miligrama por miligrama

mL – Mililitro

mL d⁻¹ – Mililitros por dia

mm – Milímetro

mS cm⁻¹ – Mili Siemens por centímetro

N – Nitrogênio

N₂ – Nitrogênio

NaOH – Hidróxido de sódio

NH₃ – Amônio

NH₄⁺ - Amônia

Ni – Níquel

NO₂⁻ – Nitrito

NO₃⁻ – Nitrato

Ø – Diâmetro

°K – Graus Kelvin

O₂ – Oxigênio

P – Fósforo

Pb – Chumbo

SO₄ – Dióxido de enxofre

λ – Comprimento de onda

σ – Sigma

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	25
2	OBJETIVOS	27
2.1	Objetivo geral	27
2.2	Objetivos específicos	27
3	REVISÃO DE LITERATURA	28
3.1	A vinhaça	28
3.1.1	Composição da vinhaça	29
3.1.2	Alternativas de tratamento da vinhaça e disposição final	32
3.1.3	A vinhaça utilizada na fertirrigação e seus impactos	35
3.2	Reatores anaeróbios de manta de lodo – UASB	37
3.3	Biofiltros aerados submersos (FBS)	46
3.3.1	Nitrificação em filtro biológico aerado submerso (FBS)	50
3.4	Sistema combinado anaeróbio – aeróbio	52
3.5	Hidrodinâmica dos sistemas de tratamento	53
3.5.1	Utilização de traçadores nos estudos hidrodinâmicos	55
4	MATERIAL E MÉTODOS	61
4.1	Localização do experimento	61
4.2	Configuração do experimento	61
4.3	Água residuária	67
4.4	Alimentação do sistema	68
4.5	Amostragem	69
4.6	Monitoramento do sistema	70
4.7	Produção teórica de biogás	76
4.8	Ensaio hidrodinâmico do sistema	78
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	81
5.1	Temperatura	81
5.2	Condutividade Elétrica	84
5.3	Potencial hidrogeniônico (pH)	86
5.4	Alcalinidade e acidez	89
5.5	Oxigênio Dissolvido	96
5.6	Sólidos totais (ST), fixos (SFT) e voláteis (SVT)	97
5.7	Avaliação do perfil de sólidos nos reatores	102
5.8	Eficiência na remoção de matéria orgânica no sistema	105
5.9	Produção de biogás	109
5.9.1	Medição do biogás feita por deslocamento de água	109
5.9.2	Produção teórica de biogás	110
5.10	Remoção de nitrogênio e fósforo	112
5.10.1	Remoção de nitrogênio	112
5.10.2	Remoção de fósforo	117

5.11	Compostos fenólicos	119
5.12	Ensaio hidrodinâmico do sistema	122
6	CONCLUSÕES	130
7	CONSIDERAÇÕES FINAIS E SUGESTÕES	132
	REFERÊNCIAS	134
	ANEXO	148

1 INTRODUÇÃO

Para as indústrias que utilizam grandes quantidades de água, tais como as do setor sucroalcooleiro, é fundamental tratar e reutilizar seus efluentes. Desta forma, tem sido sugerida a aplicação da vinhaça no solo, como fonte de nutrientes para as culturas. Porém, a disposição inapropriada pode levar à contaminação dos solos e das águas subterrâneas. Associado a este fato, verifica-se que os padrões de descarga aplicados às agroindústrias são muitas vezes rigorosos e abaixo dos níveis que podem ser alcançados com tecnologias de tratamento biológico convencional.

No Brasil, os processos anaeróbios empregados em sistemas de tratamento de efluentes são comumente utilizados devido às diversas vantagens que apresentam, quando comparados aos aeróbios. Porém, esses sistemas quando utilizados individualmente para tratamento de águas residuárias agroindustriais produzem efluentes com concentrações de nutrientes (N e P) acima do valor permitido pela legislação. O uso combinado dos processos anaeróbio e aeróbio apresenta grande potencial para tratamento dessas águas residuárias. A combinação desses processos possibilita a construção de modelos mais compactos (menor área de implantação da estação), com menor consumo de energia com aeradores, devido a menor demanda de oxigênio dissolvido (OD) e menor produção de biomassa (lodo).

O sistema combinado anaeróbio/aeróbio mostra ser uma opção viável quanto aos aspectos econômico e técnico, pois esse sistema promove oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e, algumas vezes, remoção de fósforo. Portanto, essa combinação torna possível aproveitar as vantagens de cada um deles e minimiza seus aspectos negativos.

Sendo assim, o projeto de pesquisa justifica-se à medida que se constata a importância, para a economia brasileira, da produção de derivados da cana-de-

açúcar, como o açúcar e o etanol. Ultimamente, o governo federal impôs um estímulo relevante à produção de álcool como combustível; em vista disto, as áreas de produção de cana-de-açúcar e conseqüentemente a produção da vinhaça têm aumentado continuamente. Além disso, o aumento na produção artesanal de cachaça no estado de Minas Gerais tem demandado soluções técnicas viáveis e simplificadas para o tratamento de seus efluentes. Ressalta-se que nas regiões produtoras, o despejo da vinhaça em corpos de água tem se tornado um grande problema ambiental. O aprofundamento do conhecimento de sistemas anaeróbios e aeróbios, quando operados de forma combinada, contribuirá para futuras aplicações que estarão ao alcance dos produtores, com conseqüente disseminação de tecnologia e incentivo a práticas sustentáveis de produção.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

O objetivo geral desse trabalho foi avaliar o desempenho de dois reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) em série, seguidos por um filtro biológico aerado submerso (FBS) no tratamento da vinhaça, em escala laboratorial.

2.2 Objetivos específicos

Os objetivos específicos da pesquisa foram:

- a) Analisar a remoção de matéria orgânica dos reatores UASB e FBS, por meio da avaliação das concentrações de DQO, DBO, ST, SVT, SFT nos afluentes e efluentes dessas unidades de tratamento.
- b) Avaliar o potencial de remoção de nitrogênio e fósforo dos reatores UASB e FBS.
- c) Quantificar e também estimar teoricamente o biogás produzido pelos reatores UASB.
- d) Quantificar a eficiência na remoção de fenóis.
- e) Determinar o perfil dos sólidos ao longo dos reatores UASB e FBS.
- f) Avaliar o comportamento hidrodinâmico dos reatores UASB e FBS.

3 REVISÃO DE LITERATURA

3.1 A vinhaça

O setor agroindustrial não é reconhecido pela sociedade como um setor que afeta o meio ambiente. De acordo com Abarca (1999), talvez tal fato seja devido à sociedade valorizar mais a contribuição da atividade agroindustrial na produção de alimentos sendo, entretanto, desconhecido, para a maior parte dela, a complexidade dos processos tecnológicos existentes neste tipo de atividade, bem como o montante de subprodutos poluidores que são gerados e depositados no meio ambiente.

Dentre as diversas atividades agroindustriais com elevado potencial poluidor, destaca-se o processamento da cana-de-açúcar. O processo clássico da produção de álcool, a partir de açúcares por fermentação e destilação, gera um efluente chamado vinhaça, também conhecido por restilo e vinhoto.

Dos resíduos da indústria sucroalcooleira, a vinhaça é, sem dúvida, o mais importante, não só em termos de volume gerado, mas também em potencial poluidor. Aproximadamente de 6 a 15 litros de vinhaça são obtidos para cada litro de álcool produzido e sua composição varia de acordo com a matéria prima e os equipamentos utilizados no processo de obtenção do álcool, representando um sério problema ambiental (CHAUDHARI; MISHRA; CHAND, 2007; JIMÉNEZ; BORJA; MARTÍN, 2004).

O efluente é caracterizado por ser um resíduo com alto conteúdo de matéria orgânica, elementos minerais (K, Ca e Mg), pH ácido, cor marrom-escura devido à presença de polímeros de alto peso molecular chamados melanoidinas e compostos fenólicos (ácido tânico e húmico). Geralmente, o teor de matéria orgânica na forma de demanda biológica de oxigênio (DBO) e demanda química de oxigênio (DQO) varia de 25.000 a 45.000 mg L⁻¹ e de

50.000 a 120.000 mg L⁻¹, respectivamente. Já o conteúdo de nitrogênio e sulfato varia de 4.000 a 6.000 mg L⁻¹ e de 7.000 a 9.000 mg L⁻¹, respectivamente (JIMENEZ; BORJA; MARTÍN, 2004; MADEJÓN et al., 2001).

A disposição da vinhaça no ambiente é perigosa e tem elevado potencial de poluição. A alta concentração de matéria orgânica (DQO e DBO) e de nutrientes (N e P) pode resultar em eutrofização dos cursos d'água naturais. A aplicação desses efluentes no solo, sem acompanhamento adequado, afeta perigosamente a qualidade das águas subterrâneas, alterando suas propriedades físico-químicas, tais como cor, pH, condutividade elétrica (CE), etc., devido à lixiviação dos íons orgânicos e inorgânicos (JAIN et al., 2005).

Normas ambientais, cada vez mais rígidas, têm colocado pressão nas cachaçarias e nos produtores tradicionais de açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar, o que resulta num interesse crescente para o desenvolvimento de novas tecnologias e procedimentos para o tratamento da vinhaça.

3.1.1 Composição da vinhaça

Sua composição química é bastante variável e depende, principalmente, de fatores como a natureza e a composição da matéria prima, do sistema usado no preparo do mosto, do método de fermentação adotado e do sistema de condução da fermentação alcoólica, do tipo de levedura utilizada, do tipo de aparelho destilatório empregado, da maneira de destilação e do tipo de flegma separado (GLÓRIA; ORLANDO FILHO, 1984; LELIS NETO, 2008).

Consiste em um efluente líquido rico em matéria orgânica e potássio, com significativos teores de cálcio, magnésio e enxofre e outros minerais em pequena quantidade. Devido a sua composição, é amplamente utilizada *in natura* como adubo, na fertirrigação (BORDIGNON, 2011; CABELLO et al., 2009; CORAZZA, 2006).

Segundo Barros (2013) e Giachini e Ferraz (2009), a vinhaça pode ser formada a partir de três mostos diferentes, o que lhe confere níveis variáveis para cada elemento mineral. O mosto de melaço é o mais rico, apresenta em média níveis de nitrogênio - fósforo - potássio (NPK) com cerca de 0,57; 0,10; 3,95 kg m⁻³ de vinhaça, respectivamente. O mosto misto, que é produzido em usinas como destilarias, apresenta níveis com cerca de 0,48 kg m⁻³ de N, 0,09 kg m⁻³ de P, 3,34 kg m⁻³ de K e o mosto de caldo, produzido em destilarias isoladas, apresenta os níveis de NPK em kg m⁻³ de vinhaça, 0,28; 0,09; 1,29 respectivamente.

A vinhaça apresenta elevadas concentrações de matéria orgânica, por isso seu uso pode alterar características do solo, modificando o mesmo quimicamente, aumentando alguns elementos para as plantas e também pode alterar o solo, como aumentar a lixiviação de seus compostos e contaminar o lençol freático, problemas de eutrofização, entre outros (PREVITALI, 2011).

Outras características da vinhaça que causam impacto ambiental negativo são: a cor, presença de metais pesados e poluentes orgânicos, como clorofórmio, pentaclorofenol, fenol e cloreto de metileno. Compostos fenólicos da matéria prima, melanoidinas de reação Maillard de açúcares com proteínas, caramelos de açúcares superaquecidos e resíduos de hidrólise ácida podem contribuir com a coloração do efluente. Estes compostos podem inibir a fermentação microbiana no rúmen, assim como no tratamento biológico da vinhaça, quando presentes em determinadas concentrações (VIANA, 2006).

Rocha (2012), analisando a Tabela 1, observou uma relação média de 46% de DBO/DQO, ou seja, quase metade de toda a DQO presente na vinhaça é constituída de matéria orgânica biodegradável. Este é um dado importante, pois indica o potencial poluidor deste resíduo e uma possibilidade de tratamento biológico para a remoção desta parcela, em especial o tratamento anaeróbio.

Tabela 1 Composição da vinhaça de cana-de-açúcar segundo vários autores

Referência	Tipo de mosto de vinhaça	pH	DBO (g L ⁻¹)	DQO (g L ⁻¹)	N(total) (g L ⁻¹)	SO ₄ (g L ⁻¹)	P(total) (g L ⁻¹)	K (K ₂ O ₃) (g L ⁻¹)
Haandel e Catunda (1994)	Caldo	3,5	12,0	25,0	0,40	0,20	0,80	-
Driessen et al. (1994)	Caldo	3,5	15,0	22,0	0,40	0,06	-	0,40
Costa et al. (1986)	Caldo	4,2	16,5	33,0	0,70	0,09	1,74	0,76
Callander e Badford (1983)	Caldo	3,9	-	26,0	1,19	0,32	2,10	1,47
Lampoglin e Rossel (1997)	Caldo	4,1	11,0	24,0	0,45	0,65	0,11	1,65
Costa et al. (1986)	Misto	4,5	19,8	45,0	0,71	0,09	3,82	3,73
Souza, Fuzaro e Polegato (1992)	Misto	3,9	-	31,5	0,37	0,03	1,30	0,42
Costa et al. (1986)	Melaço	4,6	25,0	65,0	1,61	0,13	6,50	6,40
Menezes (1989)	Melaço	4,1	25,8	48,0	0,82	0,16	-	-
Haranda et al. (1996)	Melaço	4,1	30,0	120	1,60	0,06	1,92	4,60
Sheehan e Greenfield (1980)	Melaço	4,2	35,7	77,7	1,78	0,17	8,90	4,36
Driessen et al. (1994)	Melaço	3,9	39,0	100	1,03	0,03	7,00	9,5
Goyal et al. (1996)	Melaço	4,1	60,0	98,0	1,20	1,50	1,20	5,00

“Tabela 1, conclusão”

Referência	Tipo de mosto de vinhaça	pH	DBO (g L ⁻¹)	DQO (g L ⁻¹)	N(total) (g L ⁻¹)	SO ₄ (g L ⁻¹)	P(total) (g L ⁻¹)	K (K ₂ O ₃) (g L ⁻¹)
Sanchez Riera et al. (1985)	Melaço	4,8	-	100,0	2,5	0,30	1,75	0,70
Casarini et al. (1987)	Melaço	4,2	-	24,6	0,81	0,03	1,98	0,61
Lampogha e Rossel (1997)	Melaço	4,6	25,0	65,0	1,03	6,40	0,20	5,60
Bazua et al. (1991)	Melaço	5,0	27,5	64,0	1,30	-	-	2,80

Fonte: Rocha (2012)

3.1.2 Alternativas de tratamento da vinhaça e disposição final

Com a perspectiva do aumento substancial da produção de vinhaça e tendo em vista o aumento do controle sobre a disposição do resíduo, surgiram diversas iniciativas de busca de tecnologias para solucionar o problema. Neste sentido, observa-se que a política ambiental (neste caso via legislação ambiental) pode ter um papel ativo na seleção de possibilidades tecnológicas (CORAZZA; SALLES-FILHO, 2000; ROCHA, 2012).

A partir da década de 1970 ficou limitado o lançamento da vinhaça nos mananciais superficiais, gerando multa à usina que violasse essa proibição. A Tabela 2 apresenta o avanço da legislação brasileira no que diz respeito ao lançamento indevido da vinhaça nos mananciais superficiais.

Tabela 2 Evolução da legislação brasileira sobre a disposição da vinhaça

Legislação	Descrição
Portaria MINTER nº 323, de 29/11/1978 (HASSUDA, 1989)	Proíbe o lançamento da vinhaça nos mananciais superficiais.
Lei nº 6.134, de 02/06/1988, art. 5º, do Estado de São Paulo (HASSUDA, 1989)	“Os resíduos líquidos, sólidos ou gasosos, provenientes de atividades agropecuárias, industriais, comerciais ou de qualquer outra natureza, só poderão ser conduzidos ou lançados de forma a não poluírem as águas subterrâneas.”
Lei nº 13.494, de 11/07/2001, do Estado de Minas Gerais (MINAS GERAIS, 2001).	Trata do padrão de identidade e características do processo de elaboração da Cachaça Artesanal de Minas, condicionam a obtenção e a manutenção do Certificado de Controle de Origem ao cumprimento das obrigações inerentes à legislação ambiental, dentre outras.
Deliberação Normativa COPAM nº 164, de 30/03/2011 (CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL DO ESTADO DE MINAS GERAIS - COPAM, 2011).	Elaboração de proposta de deliberação normativa específica para aplicação de vinhaça e águas residuárias provenientes da fabricação de aguardente em solo agrícola. Considerando que a aplicação de vinhaça, águas residuárias ou sua mistura em solo agrícola é benéfica para a recomposição de nutrientes no solo, desde que observadas as taxas adequadas e as exigências de controle ambiental.
Norma Técnica CETESB – P4.321 (COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL - CETESB, 2006).	Dispõe sobre os critérios e procedimentos para a aplicação da vinhaça, gerada pela atividade sucroalcooleira no processamento de cana-de-açúcar, no solo do Estado de São Paulo.
Deliberação Normativa COPAM nº 184, de 13/06/2013, art. 4º (COPAM, 2013)	“A aplicação de vinhaça, águas residuárias ou sua mistura em solo agrícola só pode ser feita em área de empreendimento do setor agrossilvipastoril para a qual tenha sido elaborado o Plano de Aplicação, cujo formulário encontra-se no Anexo III desta Deliberação Normativa.”
Deliberação Normativa COPAM nº 184, de 13/06/2013, art. 9º (COPAM, 2013)	“A vinhaça e as águas residuárias produzidas durante a safra e que não forem utilizadas para aplicação em solo agrícola devem ter destinação ambientalmente adequada.”

Rocha (2012) e Viana (2006) mostram várias possibilidades de tratamento e aproveitamento da vinhaça, tais como:

- a) **Tratamentos físico-químicos:** coagulação, floculação e sedimentação com baixo consumo de energia e remoção de DQO de até 50%, havendo inclusive remoção de cor.
- b) **Osmose reversa:** a vinhaça é passada por pressão por uma membrana seletiva, no permeado há redução na DQO de 90%. É um processo caro com grande consumo energético e dificuldade em encontrar uma membrana adequada.
- c) **Evaporação:** para atingir cerca de 60 °Bx deixando a vinhaça com consistência pastosa.
- d) **Incineração:** sistema de reação em leito fluidizado. Apesar de reaproveitar os sais minerais nas cinzas, é economicamente inviável.
- e) **Reciclagem industrial:** A vinhaça gerada é usada até 15 vezes para diluir o melaço antes da fermentação, isto reduz o volume de vinhaça para 1 a 2 litros por litro de álcool destilado.
- f) **Lagoas aeróbias de jacinto:** a planta aquática, conhecida vulgarmente como Jacinto (aguapé), é a biomassa vegetal produzida a partir da remoção da matéria orgânica e nutriente da vinhaça, podendo ser aproveitada na ração animal ou para produção de biogás.
- g) **Lagoas de estabilização:** o resíduo pode ser estabilizado com prazo de até nove meses por ação fermentativa natural, em que há o desprendimento de gases com odor desagradável, infiltração e contaminação do lençol freático.
- h) **Filtros biológicos:** biodegradação anaeróbia.

- i) Produção de biomassa proteica fúngica ou unicelular:** necessidade de tratamento posterior.
- j) Digestão anaeróbia:** produção de gás metano durante a degradação anaeróbia da vinhaça.
- k) Fertirrigação:** a vinhaça *in natura* é utilizada na lavoura para reaproveitamento do nitrogênio, fósforo e potássio.

De todos os itens citados acima, a fertirrigação é a mais difundida e utilizada, devido a sua viabilidade técnica e econômica. É amplamente utilizada em áreas agrícolas, próximas das usinas de cana-de-açúcar, por conter elementos em quantidades significativas, substituindo assim, o uso de fertilizantes químicos.

3.1.3 A vinhaça utilizada na fertirrigação e seus impactos

A fertirrigação com vinhaça é uma prática muito utilizada nas usinas e destilarias do Brasil. Com o aumento na produção de álcool, acarretou aumento também na produção de vinhaça, causando uma série de problemas no meio ambiente pelo seu destino com despejo em rios (PREVITALI, 2011).

A constituição da vinhaça, rica em água e minerais, e as dificuldades técnicas e econômicas envolvidas em seu tratamento, aparecem como as razões arroladas com maior frequência para justificar a adoção e a ampla difusão da prática vigente para o destino da vinhaça, a fertirrigação (VIANA, 2006).

A fertirrigação é empregada como expediente substituto ao uso da fertilização química, constituindo uma fonte de nutrientes minerais, principalmente de potássio (CORAZZA; SALLES-FILHO, 2000); contribuindo também com a economia, pois diminui os gastos com a adubação química.

A vinhaça é um resíduo que não contém reconhecidamente metais pesados, porém, foram encontrados já em amostras de vinhaça teores baixos de metais pesados como Pb, Cd, Cr e Ni, sugerindo que aplicações elevadas de vinhaça por um longo período poderiam aumentar estes no solo (CAMILOTTI et al., 2009).

A aplicação desse resíduo em doses compatíveis com as características físico-químicas do solo, devido ao incremento de produtividade agrícola, aumenta também a produção de açúcar por hectare, tornando-se assim, um importante fator econômico principalmente para a agroindústria sucroalcooleira (PENHABEL, 2010).

Segundo Viana (2006), as principais razões da ampla difusão da fertirrigação são:

- a) Baixo investimento inicial requerido (tanques de decantação, caminhões, e atualmente bombas e dutos).
- b) Baixo custo de manutenção (pouco pessoal, diesel e eletricidade gerada localmente).
- c) Rápida disposição da vinhaça no solo (sem necessidade de grandes reservatórios reguladores).
- d) Ganhos compatíveis com o investimento (há lucros com a reciclagem do potássio no solo e o retorno do investimento é bastante rápido).
- e) Fecha o ciclo interno que envolve a parte agrícola e a industrial no mesmo setor, diminuindo a dependência de insumos externos (fertilizante).
- f) Não envolve uso de tecnologia complexa.
- g) Aumento da produtividade da safra e da produtividade na fabricação do açúcar.

Mesmo diante das vantagens proporcionadas pela adoção da fertirrigação, restam ainda dúvidas quanto à adequação da prática do ponto de vista da proteção dos recursos naturais, principalmente no que diz respeito a seus efeitos de longo prazo. O uso de volumes elevados de vinhaça pode aumentar o nível de potássio no caldo da cana. Além disso, há controvérsias sobre salinização do solo e contaminação de aquíferos subterrâneos. Se os efeitos da descarga da vinhaça sobre os mananciais de superfície são bastante conhecidos a ponto de não mais suscitarem disputas, o mesmo parece não ocorrer com os impactos ambientais de sua disposição no solo (CORAZZA; SALLES-FILHO, 2000; VIANA, 2006).

3.2 Reatores anaeróbios de manta de lodo – UASB

O tratamento anaeróbio de efluentes é bastante atrativo para países de clima tropical, uma vez que a aplicabilidade dessa tecnologia depende de fatores ambientais que neles são favoráveis. Em países como México, Equador, Colômbia, Indonésia, Venezuela e Brasil já se encontram em operação diversas estações de tratamento com tecnologia anaeróbia (HAMERSKI, 2012).

O UASB foi desenvolvido e aplicado na Holanda na década de 1970 e vem sendo utilizado para tratamento de esgotos domésticos e industriais, assim como no tratamento de lodo, atuando, como um decantador primário, um reator biológico, um decantador e um digestor de lodo (ROSÁRIO, 2007).

Segundo Chernicharo (1997), Lettinga et al. (1991) e Passeggi et al. (2012), o reator UASB (Figura 1) é um dos sistemas biológicos no qual o efluente é tratado na ausência de oxigênio livre, ocorrendo a formação de uma biomassa anaeróbia, denominada lodo anaeróbio. Um dos principais subprodutos da degradação anaeróbia da matéria orgânica é o biogás (CH_4 e CO_2). E um dos aspectos mais importantes nos reatores UASB é sua habilidade em desenvolver e

manter um lodo de elevada atividade e excelentes características de sedimentação.

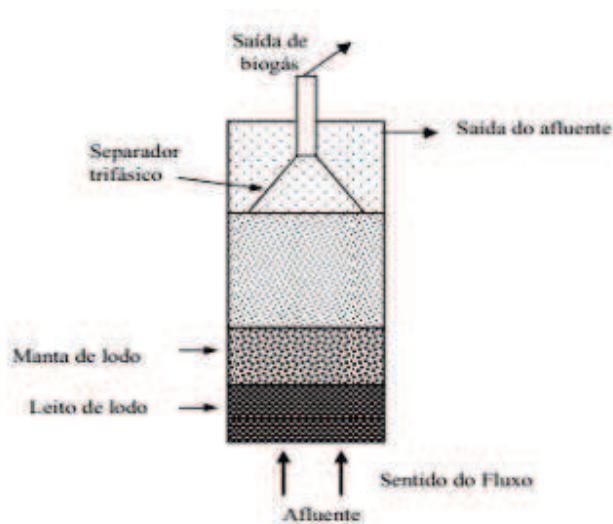


Figura 1 Desenho esquemático de um reator UASB

Fonte: Silva, J. (2007)

Rosário (2007) apresentou na Tabela 3 as principais vantagens e desvantagens da utilização do UASB no tratamento de esgotos.

Tabela 3 Vantagens e desvantagens de um reator UASB

VANTAGENS	DESVANTAGENS
- Baixo consumo de energia elétrica, devido a não utilização de equipamentos eletromecânicos.	- A partida do UASB é lenta, pois as bactérias anaeróbias têm uma velocidade de crescimento pequena.
- Sistema compacto, não necessitando de grandes áreas.	- Pequena remoção de organismos patogênicos.
- Este tratamento suporta variação de cargas orgânicas e hidráulicas, quando o sistema estiver estabilizado e o lodo ativo.	- Este sistema tem baixa capacidade de tolerar cargas tóxicas.
- Eficiência de DQO e DBO na ordem de 65% a 75%.	- Geração de odor desagradável por causa da degradação de compostos contendo enxofre e gás sulfídrico.
- Produção de energia na forma de metano.	- Necessidade de pós-tratamento para remoção de DQO remanescente, amônia e outros compostos.
- Pequena produção de lodo. Tal lodo não precisa de tratamento, pois já vem estabilizado, havendo apenas a necessidade de desidratação.	
- Baixo requerimento de nutrientes.	
- Baixo custo de implantação e operação.	
- Em caso de necessidade a alimentação do reator pode ser parada por vários meses, sem perdas significativas para a biomassa.	

Nos últimos anos, a tecnologia UASB tem sido utilizada com sucesso para o tratamento de vários tipos de águas residuárias. Reatores UASB pertencem à categoria de alta taxa de tratamento anaeróbio de efluentes e, portanto, é um dos reatores mais populares e amplamente utilizados no tratamento de efluentes de destilaria (AKUNNA; CLARK, 2000).

O processo anaeróbio se constitui em uma tecnologia adequada para a estabilização das altas concentrações de matéria orgânica presente na vinhaça,

possibilitando produzir dois produtos finais de valor econômico: o gás metano como fonte de energia e o efluente que pode ser usado com maior segurança como fertilizante de solos devido à redução de matéria orgânica pelo processo anaeróbio, mas ainda com concentrações consideráveis de nutrientes (MADEJÓN et al., 2001; RIBAS, 2007).

A tecnologia UASB é adequada para águas residuárias de destilaria de alta carga somente quando o processo for iniciado com sucesso e estiver em funcionamento estável. Sendo assim, para alcançar partidas bem sucedidas, os reatores devem ser operados a uma baixa carga de 4 a 8 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO e a eficiência de remoção de DQO deve ser monitorada cuidadosamente (WOLMARANS; VILLIERS, 2002).

Segundo Ribas (2007), vários autores avaliaram o reator UASB para tratamento anaeróbio termofílico da vinhaça por apresentar melhor desempenho (DRIESSEN; TIELBAARD; VEREIJKEN, 1994; HARADA et al., 1996; SOUZA; FUZARO; POLEGATO, 1992; VLISSIDIS; ZOUBOULIS, 1993; WIEGANT; CLAASSEN; LETTINGA, 1986). Alguns dos estudos mais significativos sobre o tratamento anaeróbio de vinhaça são apresentados na Tabela 4 com relação às taxas máximas obtidas de carregamento orgânico.

Harada et al. (1996) analisaram a viabilidade de reatores UASB em temperaturas termofílicas. Um reator UASB de 140 litros foi estudado por um período de 430 dias. A carga orgânica de até 28 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO foi aplicada por meio da redução do tempo de detenção hidráulica (TDH). A remoção de DQO foi de 67%, enquanto a remoção de DBO foi mais significativa (mais de 80%).

Driessen, Tielbaard e Vereijken (1994) estudaram o tratamento anaeróbio da vinhaça, em condições termofílicas, utilizando reator UASB. Os pesquisadores verificaram a tratabilidade da vinhaça por esse método. Obtiveram eficiências de remoção de DQO na faixa entre 65 e 95%, dependendo

das condições do tratamento. Obtiveram carregamentos da ordem de $22 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$, com eficiência de remoção de DQO de 88%, além de formação de lodo bem granulado. Os autores preveem que carregamentos orgânicos maiores podem ser aplicados com alta eficiência de remoção de DQO se as condições de operação forem otimizadas.

Tabela 4 Parâmetros da vinhaça por diversos autores

Temperatura	Configuração (volume útil)	Tempo operação(d)	Origem vinhaça	DQO influente (g L ⁻¹)	¹ COV _v ^{máx} (kg m ⁻³ d ⁻¹)	² TDH (d)	³ ε _{DQO} (%)	Rendimento CH ₄ (m ³ m ⁻³ d ⁻¹)	Referência
Mesofílico (32-37 °C)	Filme fixo (0,8 L)	90	Vinicola	61	20	3	37	3,8	Lalov, Krysteva e Phelouzat (2001)
	Fluidificado com pedra pome (0,63 L)	66	Vinicola	18	36	0,5	76	8,2	Balaguer, Vicent e Paris (1997)
	Fluidificado com carvão granular ativado(1,5 L)	250	Açúcar de beterraba	1,7	5,3	8	87	2,3	Fdz-Polanco et al. (2001)
	Fluidificado com zeolita (1,0 L)	120	Álcool de cana	66	10	0,6	80	1,2	Fernandez et al. (2001)
	UASB (0,5 L)	n.d.	Vinicola	31	9,1	3,4	90	0,72	Moosbrugger et al. (1993)
	Batelada sequencial (5,0 L)	147	Açúcar de cana	16	2,4	6,6*	96	n.d.	Ruiz (2002)

“Tabela 4, conclusão”

Temperatura	Configuração (volume útil)	Tempo operação(d)	Origem vinhaça	DQO afluente (g L ⁻¹)	¹ COV _{máx.} (kg m ⁻³ d ⁻¹)	² TDH (d)	³ ε _{DQO} (%)	Rendimento CH ₄ (m ³ m ⁻³ d ⁻¹)	Referência
Termofilico (53-55°C)	UASB (2,0 L)	200	Açúcar de Beterraba	60	6,0	10	86	1,9	Vlissidis e Zouboulis (1993)
	UASB (5,75 L)	120	Álcool beterraba	15,4	86,4	0,2	60	26	Wiegant, Claassen e Lettinga (1986)
	Fluidificado (n.d)	90	Vinicola	15	40,5	2,55	82	7,5	Pérez, Romero e Sales (1999)
	UASB (140 L)	430	Álcool de cana	10	24	0,42	45	n.d.	Harada et al. (1996)
	UASB(70 m ³)	280	Álcool de cana	31,5	25	2	72	10	Souza, Fuzaro e Polegato (1992)
	⁴ RAHLF(2 L)	90	Álcool de cana	10	9,1	1,1	70	n.d.	Telh (2001)
	UASB (10 L)	200	Álcool de cana	5-6,5	5-6,5	1	45	n.d.	Viana (2006)

n.d.: dado não disponível; *Tempo de ciclo de cada batela. ¹COV_{máx.}: carga orgânica volumétrica máxima; ²TDH: tempo de detenção hidráulica; ³ε_{DQO}: eficiência de remoção; ⁴RAHLF: reator anaeróbio horizontal de leito fixo.

O conceito de reator UASB convencional mostrou sérias limitações, principalmente devido aos problemas relacionados à resistência de transferência de massa ou o aparecimento de gradientes de concentração dentro do sistema (LIER et al., 2001).

Sistemas anaeróbios podem ser operados como fase única ou sistemas de duas fases. Sistemas monofásicos envolvem apenas um reator, no qual os microrganismos degradam a matéria orgânica, enquanto nos sistemas de duas fases, os organismos acidogênicos e os metanogênicos encontram-se em dois reatores distintos.

O processo anaeróbio de dois estágios, segundo Haandel e Lettinga (1994), consiste em dois reatores em série, um para hidrólise parcial da matéria orgânica particulada e o outro para digerir os compostos solúveis formados no primeiro reator. O primeiro reator hidrolítico, com velocidade ascensional relativamente baixa, conterá lodo floculento. A matéria orgânica particulada do afluente poderá ser adsorvida e parcialmente hidrolisada nos flocos e reintroduzida como compostos solúveis na fase líquida, os quais serão tratados no segundo reator. A eficiência de remoção de sólidos suspensos no primeiro reator será maior do que a remoção da matéria orgânica solúvel e será necessário a descarga periódica do excesso de lodo (PEREIRA, 2004).

Segundo Mohana, Acharya e Madamwar (2009), um sistema bifásico é capaz de otimizar cada etapa de fermentação em fermentadores separados. Como resultado, a eficiência do processo e a cinética são superiores aos dos processos convencionais de estágio único em que todos os organismos primários e secundários e impurezas associadas são conduzidos sob condições ambientais idênticas.

Na fase preliminar da fermentação, os produtos finais são formiato, acetato, lactato, etanol, dióxido de carbono, hidrogênio e maior teor de ácidos graxos voláteis. É basicamente a fase de fermentação ácida. A fase secundária

constitui na fermentação do metano, na qual os produtos finais serão o metano e dióxido de carbono.

A biometanização utilizando sistema bifásico é o método de tratamento mais adequado para as águas residuárias de alta carga devido as suas múltiplas vantagens, tais como: possibilidade de manter condições ideais para o tamponamento de desequilíbrios entre a produção e consumo de ácidos orgânicos; desempenho estável e maior concentração de metano no biogás produzido (SETH; GOYAL; HANDA, 1995).

Uma das maiores limitações do tratamento anaeróbio de águas residuárias, com concentrações elevadas de sólidos orgânicos biodegradáveis, como a vinhaça, em sistemas de um único estágio é a hidrólise lenta, em virtude da produção de grandes quantidades de ácidos graxos voláteis no reator, os quais podem diminuir e inibir a atividade dos microrganismos metanogênicos.

Sabendo disso, Akunna e Clark (2000) propuseram um reator híbrido, que é uma combinação de reatores UASB e um reator anaeróbio compartimentado para o tratamento de efluentes de alta carga, conhecido como reator anaeróbio de leito granular. Eficiências de remoção de até 80% de DQO e 90% de DBO foram observadas para uma taxa de carga orgânica de $4,75 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO. A produção de biogás aumentou de 10 a 22 L d^{-1} para taxas de carregamento de 0,99 e $4,75 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO, com teor de metano de 60 a 70%. A eficácia do reator resultou na estabilidade do processo criada pela separação das fases previstas na configuração do reator. O sistema também mostrou maior retenção de sólidos com concentração de sólidos suspensos no efluente de 80 mg L^{-1} para todas as condições orgânicas e hidráulicas.

Uzal, Gokçay e Demirer (2003) investigaram o tratamento anaeróbio de resíduos de destilaria de uísque em reatores UASB de duas fases e concluíram que o sistema funcionou de forma eficiente, mesmo em carga orgânica tão alta quanto $39 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, resultando em redução da DQO de 95%.

Sayed e Fergala (1995), utilizando o processo em dois estágios com reatores UASB (o primeiro com lodo floculento e o segundo com lodo granulado), para tratamento de esgoto sanitário bruto (DQO de 200 a 700 mg L⁻¹ com 55% correspondendo à DQO), com temperatura de 18 °C a 20 °C, verificaram eficiências de remoção de DBO e DQO de 90 a 80%, respectivamente, com COV de 2 e 6 kg DQO m⁻³ d⁻¹ no primeiro e segundo reatores, respectivamente.

3.3 Biofiltros aerados submersos (FBS)

O Biofiltro Aerado Submerso, ou Filtro Aeróbio Submerso, conforme designado pela NBR 13.969/97, é um processo de tratamento que utiliza um meio suporte, imerso no reator, para fixação dos microrganismos responsáveis pela depuração do esgoto (biofilme), sendo o oxigênio necessário fornecido por meio de equipamentos de aeração (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS - ABNT, 1997). Embora o volume de ar introduzido seja expressivo, no interior do meio filtrante prevalece um escoamento de fluxo pistão (ORTIGARA, 2009).

São também conhecidos como sistemas de aeração por contato e têm sido utilizados por mais de 50 anos. Pedra, coque, ripas de madeiras e material cerâmico são alguns dos materiais suportes utilizados no passado. Ar comprimido era introduzido através de tubos perfurados sob o meio de contato. Com o desenvolvimento dos difusores de ar, atualmente fabricados com membrana de borracha EPDM (Ethylene Propylene Diene Monomer) (M-class rubber) e montados em PVC (cloreto de polivinila); e com os vários materiais de contato, (meio suporte) este tipo de filtro continua atraindo o interesse dos pesquisadores. Assim, os filtros submersos parecem ser uma boa alternativa a outros processos de tratamento (AISSE et al., 2001).

Os FBS são reatores de biomassa aderida nos quais são utilizados materiais de empacotamento com uma elevada área específica para o tratamento secundário e terciário de águas residuárias. O efluente a ser tratado é introduzido na parte inferior do biofiltro, juntamente com o ar necessário para a atividade microbiana. A maioria dos FBS dispõe de sistema de aeração artificial, no qual uma bomba succiona o afluente e injeta ar dissolvido na base dos biofiltros. Podem também ser utilizados compressores convencionais, mas o mais adequado em escala plena são os denominados sopradores, capazes de aplicar ar a elevadas pressões manométricas. Água residuária e ar percolam no meio suporte.

Durante todo o trajeto, microrganismos aeróbios aderidos ao suporte de imobilização celular e em suspensão no líquido em tratamento utilizam a matéria orgânica presente, estabilizando-a e produzindo, como subprodutos, gás carbônico, água e energia armazenada nos microrganismos sob a forma de ATP.

Esta configuração diferenciada de reator foi desenvolvida na Europa no final dos anos 80, sendo o FBS largamente difundido devido às suas vantagens, como a pequena necessidade de área e cargas orgânicas aplicáveis muito superiores aos processos biológicos convencionais, alcançando altas eficiências de remoção de compostos orgânicos, nitrogênio total e sólidos suspensos (WANG et al., 2006).

Em geral, reatores submersos de biomassa fixa alcançam uma elevada concentração de microrganismos, o que permite menores tempos de detenção hidráulica (TDH) para os mesmos tempos de retenção de sólidos, em comparação com sistemas em que a biomassa cresce suspensa. Isso resulta em um sistema compacto, que pode ser vantajoso quando não se dispõe de grandes áreas para construir o sistema de tratamento (ORTIGARA, 2009).

Os biofiltros aerados são capazes de atingir diferentes objetivos de qualidade: oxidação de matéria orgânica, nitrificação secundária ou terciária, desnitrificação e a desfosfatação físico-química (LACAMP et al., 1992).

A remoção de matéria orgânica e de sólidos, bem como a nitrificação podem ser obtidas em uma única unidade (MANN; MENDOZA-ESPINOSA; STEPHENSON, 1999). Como um processo de crescimento em leito fixo, as condições ótimas para os microrganismos relevantes ao processo podem ser mantidas independentes do tempo de detenção hidráulica (MOORE; QUARMBY; STEPHENSON, 2001), permitindo o desenvolvimento de organismos com baixas velocidades de crescimento, tais como as bactérias nitrificantes.

Além de compactos, os biofiltros podem ser construídos em concreto, fibra de vidro ou aço revestido com epóxi, podendo ser constituídos de unidades pré-fabricadas, possíveis de serem transportadas e montadas no local da instalação. Essa peculiaridade facilita a instalação destes sistemas em locais onde a infraestrutura tende a ser precária, como pequenas localidades (CHERNICHARO, 2001).

No Brasil, os FBS têm sido amplamente utilizados para o pós-tratamento de esgoto sanitário de reatores anaeróbios, tais como reatores UASB (HIRAKAWA; PIVELI; ALÉM SOBRINHO, 2002; NASCENTES; ROQUE, 2003), tanque séptico (MAGRI et al., 2013) e filtros anaeróbios (DOMINGUES; SECO; NOUR, 2005).

Na configuração de UASB seguido por FBS, nas condições em que foi testado por Hirakawa, Piveli e Além Sobrinho (2002), com taxas de aplicação de 0,74 a 4,02 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO, o FBS apresentou bons resultados na remoção de matéria orgânica (DQO e DBO) do esgoto doméstico. No período em que a eficiência média de remoção de DQO no UASB foi de 59%, a do FBS foi de 64%, sendo que a eficiência global do sistema foi de 85%.

Biofiltros como pós-tratamento de tanques sépticos e preenchidos com materiais alternativos (tampas de polietileno e cascas de ostras) foram estudados por Magri et al. (2013) para o tratamento de esgoto doméstico. Para valores médios de DQO afluente de 309 mg L^{-1} e carga orgânica volumétrica de $0,8 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO, as eficiências de remoção foram de 62% para o biofiltro preenchido com tampas PET e 94% para o preenchido com casca de ostras. Além da eficiência de remoção de DQO mais elevada, o FBS preenchido com casca de ostra apresentou-se mais eficiente na aderência de microrganismos, com menor desprendimento de biofilme e elevada estabilidade em todos os processos de transformações bioquímicas (ORTIGARA, 2009).

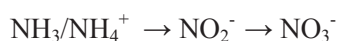
Gonçalves et al. (2001) conduziram outros trabalhos, com a associação UASB + FBS, utilizando meios minerais, com quatro formulações de brita (4,2 e 0), areia (2,5 e 1,1 mm) e cinazita (média e fina). O FBS, agora dividido em quatro, operou com cargas hidráulicas de 1,2, $3 \text{ m}^2 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ (secundário) e $2,4 \text{ m}^2 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ (terciário). A eficiência de remoção de ST foi de 80% e 90% e o efluente final apresentou concentração média de 30 e 17 mg L^{-1} , respectivamente para o FBS secundário e terciário. Quanto a DQO, a associação foi capaz de produzir um efluente com menos de 90 mg L^{-1} .

As principais características dos biofiltros são: compactidade, alta concentração de biomassa ativa no volume reacional, idade do lodo elevada, pequena produção de lodo, resistência aos choques (hidráulicos e de carga orgânica) e possibilidade de cobertura evitando problemas com odores e impacto visual. E podem ser utilizados como polimento de um sistema anaeróbio de tratamentos de esgotos ou como a unidade principal de tratamento (YENDO, 2003).

3.3.1 Nitrificação em filtro biológico aerado submerso (FBS)

As águas residuárias podem apresentar diversos contaminantes biodegradáveis com: compostos orgânicos, compostos orgânicos voláteis, metais tóxicos, sólidos suspensos, nutrientes, patógenos microbianos e parasitas (BITTON, 2005). Dentre eles encontra-se o nitrogênio, que em altas concentrações, causam eutrofização nos corpos de água receptores dos efluentes podendo, dependendo da sua espécie, ser tóxicos à biota presente (JACOBS, 2013).

No ciclo do nitrogênio, o nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$) é oxidado a nitrato (NO_3^-), mas, antes é oxidado em nitrito (NO_2^-). Esse processo é denominado nitrificação conforme segue:



A nitrificação pode ser considerada um processo vulnerável no tratamento de efluentes, uma vez que, o crescimento das bactérias nitrificantes apresenta velocidade baixa por serem microrganismos autotróficos e a sensibilidade com as condições do meio como o pH, temperatura e oxigênio dissolvido (CAMPOS et al., 2006).

Segundo Jacobs (2013), os microrganismos nitrificantes apresentam uma tendência a liberar polímero extracelular facilitando sua fixação na matriz de lodo. A presença de materiais suportes facilita a adesão dos microrganismos, evitando sua saída (lavagem) do sistema.

A faixa de temperatura em que a nitrificação pode ocorrer está situada entre 5 °C a 50 °C, sendo que a temperatura ótima apresenta valores entre 28 °C a 36 °C (HENZE, 1997; MELO FILHO, 2013).

A reação de nitrificação encontra suas condições ótimas em um pH em torno de 7,5 (HENZE, 1997). No entanto, alguns autores afirmam ainda que o pH ótimo para este processo gira em torno de 7,2 a 8,5 (BARNES; BLISS, 1983). Segundo Environmental Protection Agency - EPA (1975), valores de pH abaixo de 7,0 e acima de 9,8 reduzem a velocidade de nitrificação em cerca de 50%. Os microrganismos nitrificantes são suscetíveis a uma série de inibidores orgânicos e inorgânicos (MELO FILHO, 2013).

O processo de nitrificação em seu primeiro estágio produz ácidos (íons de hidrogênio), o que pode provocar uma diminuição do pH se a alcalinidade não for suficiente para proporcionar o tamponamento do sistema (MAGRI et al., 2013).

Segundo Magri et al. (2013) uma prática adotada em estações de tratamento de esgotos é a dosagem de NaOH ou Ca (OH) na tentativa de reduzir o problema de diminuição do pH em função do consumo de alcalinidade. Em alternativa à adição de produtos químicos, surge a avaliação de novos materiais de preenchimento e adesão de biofilme, os quais podem suprir o sistema com alcalinidade necessária à estabilidade do processo. Todos os materiais que interagem com o meio líquido fornecendo alcalinidade caracterizam-se como não inertes, podendo assim sofrer um processo de degradação dentro dos reatores.

Yu et al. (2008) utilizaram grãos de escória de alto forno como material suporte. Morgan-Sagastume et al. (2008) usaram a escória vulcânica. Han et al. (2009) operaram um biofiltro aerado com um material suporte fabricado especificamente para este fim (escala somente exploratória), composto por lodo de esgoto desaguado mais argila e cinza leve. Qiu et al. (2010) avaliaram a eficiência de três filtros biológicos aerados que utilizavam como materiais de preenchimento a cerâmica, a zeólita e um à base de carbonato. Magri et al. (2013) avaliaram a eficiência do processo de nitrificação utilizando conchas de

ostras como material suporte em reatores aeróbios com biomassa fixa. Todos os autores citados obtiveram resultados satisfatórios no tamponamento de seus reatores através dos materiais suportes que utilizaram, resultando assim, em uma elevação da taxa de nitrificação e mantendo-a mais estável.

3.4 Sistema combinado anaeróbio – aeróbio

Os reatores anaeróbios apresentam muitas vantagens, porém seus efluentes geralmente precisam de pós-tratamento para complementar a remoção de materiais orgânicos e poluentes remanescentes. O emprego de reator anaeróbio seguido de reator aeróbio é vantajoso, por exemplo, para o processo de nitrificação, pois, grande parte da matéria orgânica é retirada na etapa anaeróbia e, portanto, oferece maior disponibilidade de oxigênio dissolvido para os microrganismos autótrofos nitrificantes completarem o processo de nitrificação. A remoção completa de nitrogênio via nitrito exige uma etapa de desnitrificação, que pode ser prejudicada se não houver fonte de carbono para doar elétrons às bactérias heterótrofas desnitrificantes (SILVA JÚNIOR, 2011).

De acordo com Chernicharo (2006), a utilização de processos combinados anaeróbio-aeróbio propicia uma série de vantagens perante as estações de tratamento aeróbias convencionais, tais como baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico e baixo custo de implantação e operação. Em sistemas combinados UASB/lodos ativados ou UASB/reator de biofilme aerado o excesso de lodo gerado no reator aeróbio pode ser direcionado para o reator UASB, onde é digerido e adensado juntamente com o lodo anaeróbio, dispensando unidades de digestão e adensamento adicionais.

Em que se pesem as suas grandes vantagens, os reatores anaeróbios dificilmente produzem efluentes que atendam aos padrões estabelecidos pela

legislação ambiental brasileira. Portanto, torna-se de grande importância o pós-tratamento desses efluentes como uma forma de atender aos requisitos legais e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores. Além da complementação na remoção de matéria orgânica, o pós-tratamento tem por objetivo a remoção de constituintes pouco afetados nos processos anaeróbios, tais como nutrientes (N e P) e organismos patogênicos (ARAUJO JÚNIOR, 2006).

Araujo Júnior (2006) cita que estudos conduzidos por Gonçalves et al. (2001) mostraram que o sistema combinado UASB/reator de biofiltro aerado submerso é capaz de manter condições estáveis de operação apesar das variações de carga afluente e do reciclo de lodo descartado do reator aeróbio para o reator anaeróbio. Segundo o autor, os valores médios de DQO (Demanda Química de Oxigênio) e SST (Sólidos em Suspensão Totais) no efluente final para esse sistema são usualmente mantidos abaixo de 90 mg L^{-1} de DQO e 30 mg L^{-1} de SST.

3.5 Hidrodinâmica dos sistemas de tratamento

O estudo hidrodinâmico tem fundamental importância na avaliação do desempenho dos reatores biológicos, principalmente para se conhecer o tipo de mistura predominante e assim auxiliar no modelamento e conseqüentemente no escalonamento destas unidades.

Salienta-se ainda que a cinética bacteriana está diretamente associada ao tipo de mistura, portanto, sem o conhecimento hidrodinâmico não há como simular o desempenho de uma determinada unidade de tratamento.

Este estudo permite um maior conhecimento dos mecanismos hidráulicos e pode detectar problemas associados às falhas operacionais e de projeto, podendo causar deficiências como caminhos preferenciais (curtos-circuitos), zonas mortas (estagnadas), as quais podem prejudicar a eficiência no

tratamento, uma vez que causa diminuição do tempo de detenção hidráulica (CARVALHO et al., 2008; CASTRO, 2010).

Segundo Capela et al. (2009) e Matangue (2011), a necessidade de uma mistura eficiente dentro dos reatores anaeróbios tem sido reconhecida e reforçada por muitos autores. Uma mistura apropriada promove um bom transporte de massa ou substrato, calor aos microrganismos, mantém a uniformidade e outros fatores ambientais e assegura o uso efetivo de todo volume do reator evitando estratificação e zonas mortas.

A eficiência dos reatores UASB depende, principalmente, da biomassa ativa e da carga afluyente ao reator. À medida que o reator vai atingindo as condições de estabilidade, conhecidas como permanentes (*steady-state*), um leito denso de lodo é formado no fundo do reator, consistindo normalmente de grânulos, acima do qual é formada uma zona de manta de lodo e desta outra zona clarificada que constitui a zona de decantação (SMITH; ELLIOT; JAMES, 1996).

Com o uso crescente de reatores UASB, tornou-se necessário também um melhor entendimento dos aspectos hidrodinâmicos dos reatores utilizados, pois na maioria, os trabalhos realizados abordam o problema sob o ponto de vista da eficiência de remoção de matéria orgânica, sólidos e outros parâmetros (CASTRO, 2010).

O comportamento hidrodinâmico é analisado a partir de estudo com traçadores. Este estudo consiste em obter informações sobre a distribuição do tempo de residência do fluido que está escoando dentro da unidade de tratamento. O estudo hidrodinâmico das unidades de tratamento permite verificar a existência e quantificação dos volumes de zonas mortas, curtos-circuitos e exibir o tipo de mistura predominante na unidade examinada (CAPELA et al., 2009; LOURENÇO; CAMPOS, 2009; MATANGUE, 2011; SMITH; ELLIOT; JAMES, 1996; SPERLING, 2006).

Castro (2010) citou diversos trabalhos de autores sobre a avaliação do comportamento hidrodinâmico de reatores, dentre os quais os de Brito e Melo (1997) que avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala de laboratório, com volume de 480 mL e mantido à temperatura de 30 °C. O substrato era composto por mistura de ácidos acético e propiônico, na proporção de 4,5:1,0. O reator foi operado com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 1,7h e velocidade ascensional de 0,22 m h⁻¹. A inoculação do reator foi realizada com lodo com concentração de 21 kg m⁻³ de sólidos voláteis. Este lodo aplicado na partida era anaeróbico e granulado, proveniente de reator UASB em escala real tratando água residuária de indústria de farinha de trigo. Os ensaios de estímulo-resposta, tipo pulso foram realizados com injeção de 2 mL de cloreto de lítio e concentração de 5 g L⁻¹ na linha de alimentação do reator UASB. Os autores verificaram um comportamento hidrodinâmico semelhante ao reator tipo tubular ideal, denominado escoamento pistonado. Isso ocorreu devido à baixa velocidade ascensional de operação aplicada ao reator e à pouca produção de biogás não provendo turbulência necessária à mistura do fluido interno. Os autores destacaram o surgimento de efeito de cauda nas amostras do efluente, indicando a presença de zonas estagnadas (zonas mortas) no reator. O efeito de cauda corresponde em um atraso na saída de parte do traçador aplicado no sistema em estudo. Este fenômeno ocorre porque o traçador fica retido em zonas mortas ou possíveis recirculações internas.

3.5.1 Utilização de traçadores nos estudos hidrodinâmicos

Um traçador pode ser qualquer substância ou partícula (química ou biológica) que possui propriedades adequadas capazes de seguir pontualmente ou de forma contínua um determinado escoamento em um sistema aberto ou fechado (LOURENÇO; CAMPOS, 2009).

Em geral, o traçador ideal possui as seguintes propriedades:

- a) Ser facilmente miscível, não alterando as características do escoamento, nem suas propriedades, tais como: densidade, viscosidade e temperatura.
- b) Não afetam a velocidade das reações químicas que ocorrem na unidade, nem provocar inibição ou toxicidade na biomassa presente em unidades de tratamento biológico, não alterando a velocidade ou as taxas das reações bioquímicas.
- c) Em reatores heterogêneos e multifásicos, como é a maioria dos reatores biológicos, o traçador não muda de fase durante o ensaio.

Segundo Levenspiel (1999), quando o traçador é injetado num determinado reator ou unidade delimitada fisicamente, participa do fluxo inerente ao reator, sendo por fim arrastado até a sua saída. Com isso a informação do traçador pode ser utilizada diretamente ou em conjunto com os modelos de escoamento para prever o desempenho dos mesmos. O mapeamento total da distribuição de velocidades do fluido é feito por meio da distribuição do tempo de residência (DTR) ou curva E (curva de distribuição de idade ou tempo de saída), sendo estes parâmetros necessários para o completo entendimento do comportamento hidráulico do reator.

A escolha do traçador apropriado não é tarefa fácil, principalmente para uma unidade de tratamento biológico, sendo, a adsorção pela biomassa, um dos problemas sérios a ser enfrentado durante os ensaios. Em reatores UASB, a difusão do traçador no lodo pode alterar as respostas, modificando as curvas de DTR (CASTRO, 2010).

Apesar de serem usados vários tipos de corantes fluorescentes, tais como: fluoresceína, isotiocianato de fluoresceína, rodamina-B, rodamina-WT e

eosina, nos sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias (UASB), o cloreto de lítio (LiCl) tem sido indicado como traçador ideal, apesar de ter sido verificado que, para concentrações superiores a 2 g L^{-1} , mesmo com exposições temporárias a esta substância, pode ocorrer inibição da atividade metanogênica (ANDERSON et al., 1991).

Segundo Castro (2010), os ensaios com traçadores do tipo estímulo-resposta, equivale a adicionar uma quantidade conhecida de traçador no líquido afluente, no início do ensaio, e concomitantemente medir, a intervalos de tempo regular, a concentração do traçador no efluente. Determina-se então a massa total de traçador adicionado em relação ao tempo. Em função do tipo de curva permanente do traçador, tem-se o comportamento hidrodinâmico do referido reator.

As injeções de traçador podem ser feitas de diferentes formas, tais como: aleatória, degrau, pulso e periódica (LEVENSPIEL, 2000). Estas formas estão apresentadas na Figura 2.

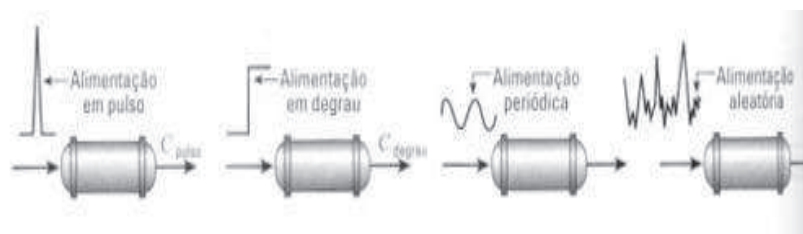


Figura 2 Diferentes formas de injeção do traçador

Fonte: Levenspiel (2000)

A aplicação pode ser:

- a) Instantânea (pulso): consiste em injetar, na entrada da unidade, um pequeno volume da solução de traçador, em um intervalo de tempo muito curto, passando-se a medir sua concentração na saída.
- b) Contínua: consiste em alimentar a unidade durante um período de tempo pelo menos três vezes maior que o tempo de detenção hidráulica teórico (TDH), com o afluente contendo concentração conhecida do traçador, medindo-se sua concentração na saída a partir do início do teste.

Uma informação importante na prática em reatores é o conhecimento da distribuição de tempos de residência (DTR). Trata-se de um fator importante para se avaliar o comportamento geral de um reator, juntamente com a cinética da reação, a determinação da DTR permite diagnosticar problemas de escoamento no reator (SOUZA, 2012).

Segundo Souza (2012), as principais anomalias são: existência de zonas de estagnação do fluido ou zonas mortas; curto-circuito extremo e subpassagem do fluido; existência de canalização, especialmente em operações em contracorrente; dispersão axial em reatores tubulares; segregação, resultante das condições de mistura. A Figura 3 apresenta as principais anomalias existentes em escoamentos não ideais.

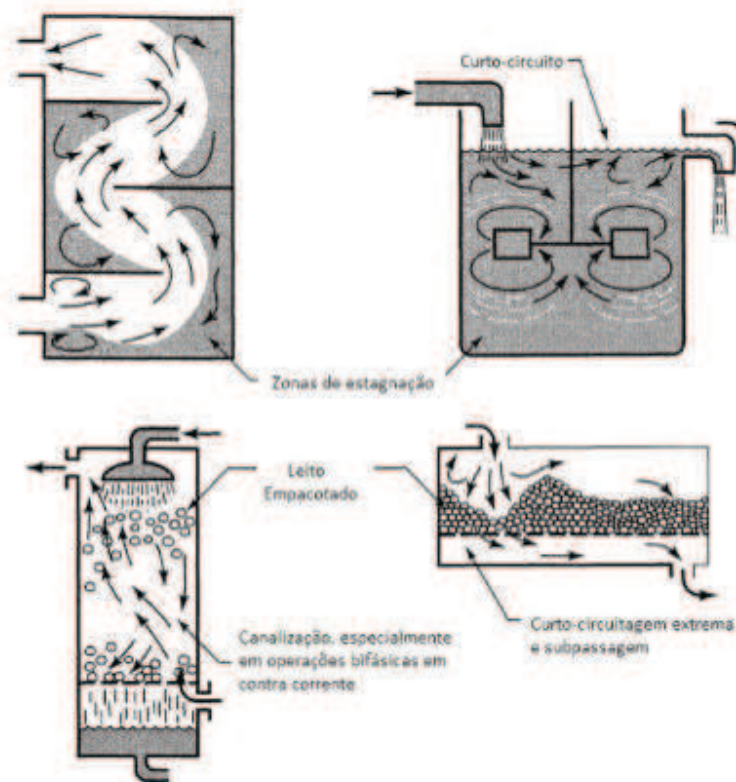


Figura 3 Principais anomalias existentes em escoamentos não ideais
Fonte: Levenspiel (1999)

Segundo Castro (2010), experimentos de laboratório demonstram que problemas com a DTR surgem dependendo do traçador utilizado. Em face disto, os reatores biológicos devem ser estudados e, de acordo com suas condições operacionais e, ou, físicas, obedecer aos seguintes critérios:

- Evitar ou minimizar o fenômeno da cauda na curva DTR;
- Não ser adsorvido em biomassa ou ter qualquer biodegradabilidade em curto prazo;
- Não ser adsorvido em bolhas de gás, tais como: CO_2 , O_2 , CH_4 ou N_2 ;

- d) Apresentar estabilidade sob condições de processo (pH e redox);
- e) Apresentar estabilidade com o tempo;
- f) Apresentar alta solubilidade em água/água residuária;
- g) Apresentar faixa de concentração com uma resposta linear e boa sensibilidade.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Localização do experimento

O experimento, composto por dois reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) em série seguidos por um biofiltro aerado submerso (FBS) como pós-tratamento, foi desenvolvido no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia (LAADEG) da Universidade Federal de Lavras (UFLA), em Lavras, Minas Gerais (latitude 21°14'S, longitude 42°00'W, altitude média de 918 m).

4.2 Configuração do experimento

Os dois reatores UASB foram construídos idênticos, em acrílico, com diâmetro interno de 0,18 m, altura total de 0,8 m e volume útil de 16 litros, tendo uma relação altura/diâmetro (L/B) de 4,44 m m⁻¹. Ao longo da altura dos reatores, foram instalados espaçadamente (9,5 cm) quatro pórticos (amostradores), que permitiram a coleta de lodo para determinação das concentrações de sólidos ao longo dos reatores. A Figura 4 apresenta as configurações dos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS.

O afluente a ser tratado entrava pelo fundo dos reatores UASB em escoamento ascendente, formando uma biomassa contribuindo para a degradação do afluente. O efluente gerado em cada reator era liberado pela lateral, na altura do quarto pórtico, servindo de afluente ao próximo reator interligado.

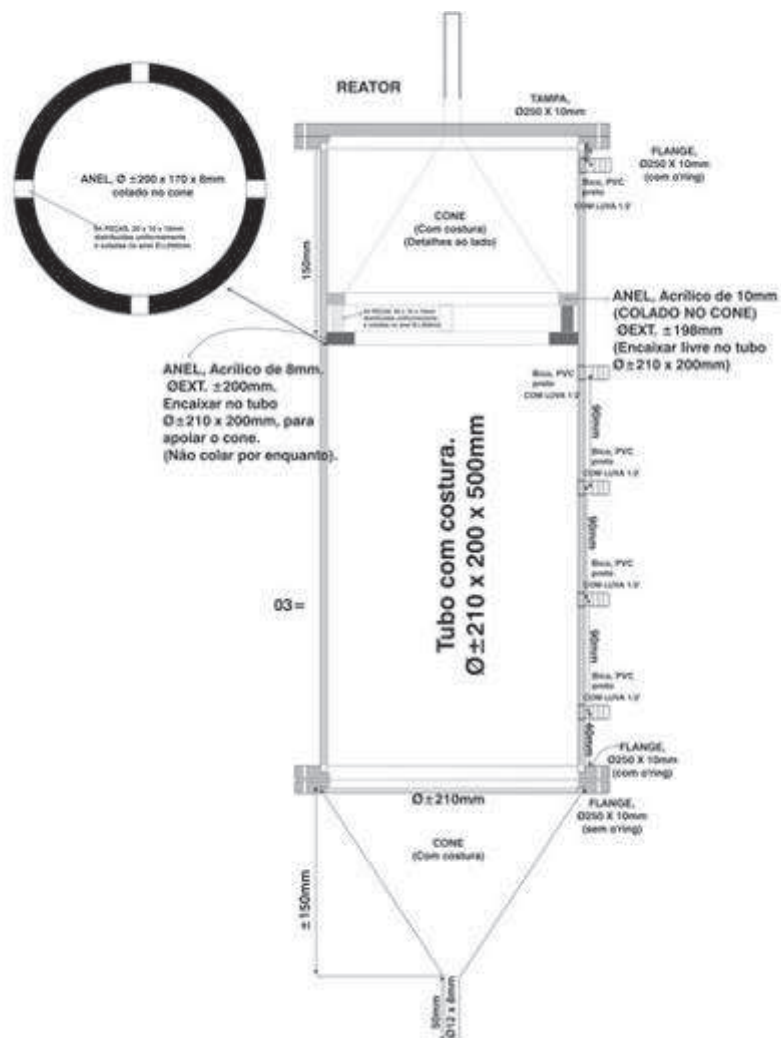


Figura 4 Configurações dos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS

No topo de cada reator UASB, foi instalado um separador de fases (separador trifásico), de forma cônica, permitindo a saída do efluente, a coleta do biogás gerado e a retenção dos sólidos dentro do sistema. A Figura 5 apresenta as configurações do separador trifásico.

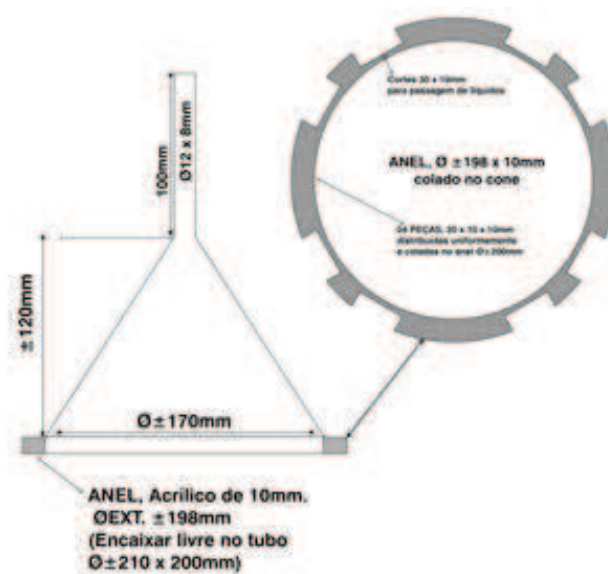


Figura 5 Configurações do separador trifásico

Para regular o nível de biogás produzido nos reatores UASB, foi instalado um equalizador de pressão em cada um desses reatores (Figura 6).

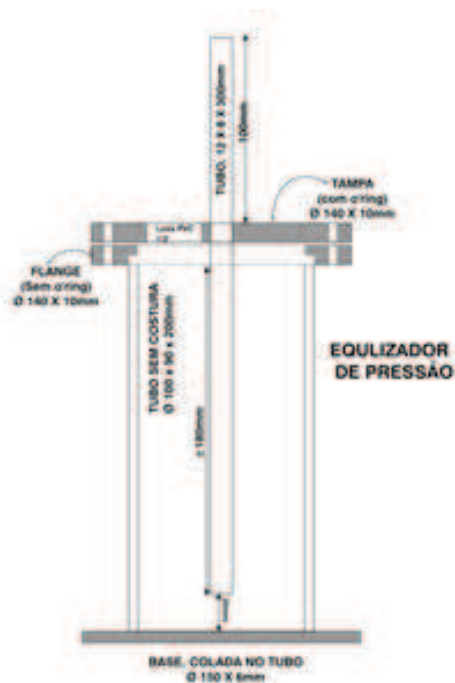


Figura 6 Configurações do equalizador de pressão

Para o monitoramento da produção do biogás foram instalados gasômetros (Figura 7) nos reatores UASB. O biogás produzido e armazenado era medido por deslocamento de líquido, em dispositivo externo e coletado em recipiente graduado. O líquido utilizado foi água de abastecimento do laboratório.



Figura 7 Gasômetros para o monitoramento do biogás

O FBS também foi construído em acrílico, com diâmetro de 0,18 m, altura total de 0,5 m e volume útil de 13,5 litros, tendo uma relação altura/diâmetro (L/B) de 2,78 m m⁻¹. O material suporte utilizado foi conduíte corrugado (Figura 8) com 13 mm de diâmetro interno, cortado em gomos de 2 cm, perfazendo 28 cm de altura no FBS.

O substrato no FBS correspondeu ao efluente proveniente do sistema bifásico anaeróbio, sendo que este entrava pelo fundo do biofiltro em escoamento ascendente envolvendo o meio inerte ou o conduíte, formando assim uma biomassa aderida (biofilme) e ainda uma biomassa com sólidos dispersos com elevada capacidade de sedimentação; estes dois tipos de biomassa contribuíam para a degradação do afluente.



Figura 8 Conduítes utilizados como material suporte do FBS

O sistema de aeração foi composto por difusores (chuveirinhos) ligados a um compressor que injetava ar na base do FBS no sentido concorrente ao efluente proveniente do UASB (Figura 9). A concentração de oxigênio dissolvido no interior do FBS variou entre 2,0 a 3,5 mg L⁻¹. Ao longo da altura do FBS também foram instalados quatro pórticos para amostragem da água em tratamento.



Figura 9 Sistema de aeração do FBS composto por quatro unidades perfuradas ligadas a um compressor para injeção de ar na base do FBS Água residuária

A vinhaça foi coletada no alambique da Cachaça Bocaina, localizado no município de Lavras-MG, o qual possui produção máxima de 35 mil litros de cachaça por safra.

As amostras foram coletadas entre os meses de agosto a outubro de 2012, e com o final da safra foi feito o armazenamento das mesmas em bombonas de 30 e 50 litros e refrigeradas em geladeira industrial a 4 °C. Assim que a vinhaça foi transportada do alambique para o LAADDEG, realizou-se a análise de DQO para quantificação da matéria orgânica.

A vinhaça foi adicionada a um reservatório de 50 litros (Figura 10), que funcionou como um Tanque de Acidificação e Equalização (TAE). A vinhaça contida nesse reservatório foi utilizada como afluente do reator UASB 1.



Figura 10 Tanque de acidificação e equalização (TAE) para alimentação dos reatores

A vinhaça era diluída com água de abastecimento até atingir a concentração desejada (sendo utilizados 5 litros de vinhaça para 45 litros de água) e foi suplementada com carbonato de sódio para a correção do pH próximo a 7 (sendo utilizados 10 gramas de carbonato de sódio para cada 1 litro de vinhaça).

4.3 Alimentação do sistema

A vinhaça foi primeiramente homogeneizada e aplicada por meio de uma bomba peristáltica da marca ProMinet[®], modelo: CONCEPT Plus, na base do reator UASB 1. Para evitar o entupimento da bomba, era feita a limpeza periódica da sua válvula de pé. Após esta primeira etapa, o efluente foi conduzido por gravidade para o UASB 2. O efluente deste segundo reator foi conduzido também por gravidade para o FBS. O efluente gerado pelo FBS foi

descartado em um galão de 20 litros a fim de se monitorar diariamente a vazão do sistema (Figura 11).



Figura 11 Efluente gerado pelo FBS sendo descartado em galão de 20 litros para o monitoramento diário da vazão do sistema

4.4 Amostragem

Os afluentes e efluentes foram coletados no tanque para alimentação do sistema e na mangueira do efluente do reator UASB 1, no efluente do reator UASB 2 e no efluente do FBS. Para as análises foram utilizadas amostras simples, coletadas diariamente durante 30 minutos aproximadamente e o volume coletado foi em torno de 300 mL, sendo suficiente para a realização de todas as análises.

As amostras do perfil de sólidos foram coletadas, em cada uma das unidades (Figura 12), a cada 30 dias, para determinação de ST, SVT e SFT ao longo dos quatro pórticos (amostradores).

A produção do biogás foi avaliada diariamente pela quantificação do volume de água deslocado no gasômetro.



Figura 12 Sistema de tratamento em escala laboratorial compreendendo associação em série dos reatores UASB com o FBS instalado no LAADEG

4.5 Monitoramento do sistema

A primeira partida do experimento ocorreu no dia 10 de agosto de 2012, e teve duração de 77 dias, a fim de promover a aclimatização da biomassa ao novo ambiente.

A partida dos reatores UASB foi realizada com lodo proveniente de um reator UASB em escala piloto, utilizado no tratamento da água residuária da suinocultura, localizado do Departamento de Zootecnia da UFLA. Já para a partida do FBS, não se utilizou inóculo, foi colocado o meio suporte e alimentado com o efluente gerado pelo reator UASB 2.

O experimento ocorreu em duas fases:

- **1ª fase:** conduzida do dia 10 de agosto de 2012 até o dia 25 de outubro de 2012, totalizando 77 dias de monitoramento do sistema. No dia 26 de outubro

o sistema foi paralisado para que pudesse ser realizada a manutenção e ajustes dos reatores que foram esvaziados e limpos. A manutenção foi necessária, pois o sistema não comportou a carga utilizada inicialmente fazendo com que o efluente extrapolasse para fora do reator UASB 1. Após a limpeza e secagem dos reatores, foi passada cola de silicone nos anéis para vedar os possíveis vazamentos que estavam ocorrendo. Após 24 horas para permitir a secagem do silicone, foi realizado o teste de estanqueidade (Figura 13). Os lodos retirados de cada reator foram armazenados em bombonas de 30 litros e devidamente preservados em geladeira industrial a 4 °C. Foram realizadas análises de sólidos para a sua caracterização e também para o cálculo da carga orgânica volumétrica (COV) e carga orgânica biológica (COB) para realizar a partida da 2ª fase. O material suporte do FBS foi armazenado em uma bacia e preservado em temperatura ambiente para ser reutilizado na 2ª fase do experimento.

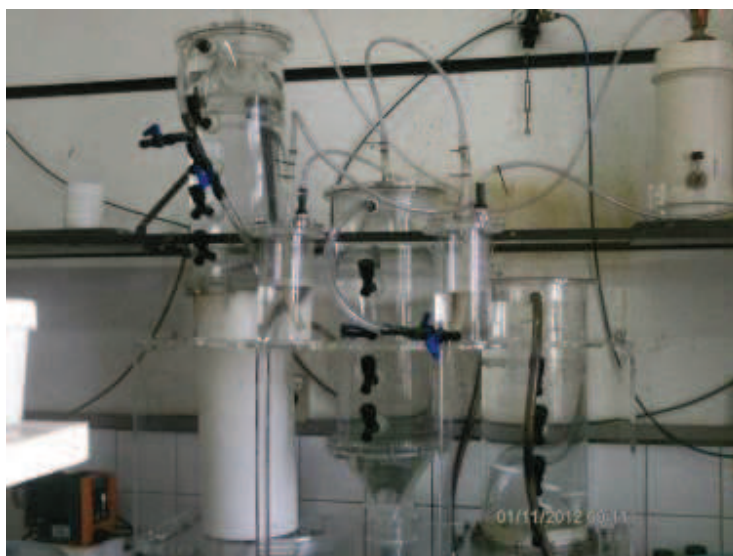


Figura 13 Intervalo entre as duas fases quando se realizou o teste de estanqueidade para verificação de vazamentos

- **2ª fase:** conduzida do dia 01 de novembro de 2012 até 08 de março de 2013, totalizando 123 dias de monitoramento do sistema. No dia 01 de novembro de 2012 o sistema foi reabastecido com os lodos armazenados dos reatores UASB e com o material suporte armazenado do FBS, realizando assim a 2ª partida do sistema. O volume de lodo aplicado tanto no UASB 1 quanto no UASB 2 foi de 8,5 litros.

A Tabela 5 mostra os valores de COV, COB e tempo de detenção hidráulica (TDH) nas duas fases do experimento, mostrando também a vazão de operação.

Tabela 5 Carga orgânica volumétrica (COV), carga orgânica biológica (COB), tempo de detenção hidráulica (TDH) e vazão (Q) utilizados durante as duas fases do experimento

	Vazão (Lh ⁻¹)	Vazão (Ld ⁻¹)	TDH _{teórico} (d)	COV (KgDQO m ⁻³ d ⁻¹)			COB (kgDQO kgSVT ⁻¹ d ⁻¹)		
				Efluente do UASB1	Efluente do UASB 2	Efluente do FBS	Efluente do UASB1	Efluente do UASB 2	Efluente do FBS
fase 1	0,71	17,04	0,95	5,91	4,40	5,21	0,40	0,09	0,19
fase 2	0,37	8,88	1,85	3,20	1,71	0,94	0,61	0,06	0,01

Durante todo o período de avaliação do sistema, foram monitorados no afluente e efluente de todas as unidades, o pH e a temperatura.

Nas amostras de vinhaça coletadas nos afluentes e efluentes de todas as unidades experimentais, foram avaliados os seguintes parâmetros, seguindo os métodos apresentados por American Public Health Association - APHA (2005) no livro *“Standard methods for the examination of water and wastewte”*: demanda biológica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sólidos fixos (SFT), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrato e fósforo total.

Os compostos fenólicos foram determinados pelo método colorimétrico, através da metodologia de Folin e Denis (1912), sendo o ácido tânico utilizado para a construção da curva padrão.

A alcalinidade e acidez foram realizadas de acordo com o método apresentado por Ripley, Boyle e Converse (1986).

Todas as análises foram realizadas no LAADEG/UFLA. Os equipamentos e métodos utilizados nas análises, bem como a frequência de amostragem, estão apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 Frequência e métodos de análises

Variável	Método Analítico	Referência	Frequência
DQO bruta	refluxo fechado	APHA (2005)	2 x semana
DQO filtrada	refluxo fechado	APHA (2005)	2 x semana
DBO ₅	titulométrico	APHA (2005)	quinzenal
Nitrogênio (NTK)	titulométrico	APHA (2005)	semanal
Fósforo	espectrofotométrico	APHA (2005)	semanal
Sólidos Totais (ST)	gravimétrico	APHA (2005)	semanal
Sólidos Fixos (SFT)	gravimétrico	APHA (2005)	semanal
Sólidos Voláteis (SVT)	gravimétrico	APHA (2005)	semanal
Alcalinidade	titulométrico	Ripley, Boyle e Converse (1986)	2 x semana
Acidez	titulométrico	Ripley, Boyle e Converse (1986)	2 x semana
pH	potenciométrico	APHA (2005)	diário
Temperatura	leitura direta	APHA (2005)	diário
Compostos fenólicos	colorimétrico	Folin e Denis (1912)	semanal
Condutividade elétrica	condutivímetro	APHA (2005)	diário

Para o oxigênio dissolvido foram utilizados dois métodos:

- a) **Oxímetro**: o aparelho utilizado foi o da marca Hanna®, modelo HI-9146. As amostras eram coletadas do FBS e logo em seguida era realizada a medição com o auxílio do aparelho;

- b) **Por titulação:** a metodologia seguida para o oxigênio dissolvido através de titulação foi o método proposto por Winkler (1888) e modificado por Golterman, Clymo e Ohnstad (1978) e Pomeroy e Kirchman (1945).

Os dados experimentais foram interpretados por meio de análises de variância (ANOVA), comparando as médias por meio do Teste Estatístico de Tukey, adotando-se o nível de 5% de probabilidade, quando havia significância. As análises de variância foram realizadas utilizando o programa estatístico SISVAR[®], desenvolvido pelo departamento de Ciências Exatas da UFLA (FERREIRA, 2011).

4.6 Produção teórica de biogás

Para o cálculo da produção teórica de biogás foi utilizado o método baseado na DQO removida com a correção da temperatura pelo fator de correção $K(t)$ e pressão.

A correção do volume de biogás para as condições de temperatura e pressão locais foi efetuada por meio das equações descritas por Campos, Saleh e Carmo (2005) e utilizadas por Chernicharo (2007) e Moterani (2010), mostradas a seguir:

$$V_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} \quad (1)$$

Em que:

V_{CH_4} = volume de metano produzido (L);

DQO_{CH_4} = DQO removida no reator e convertida em CH_4 (g de DQO);

$K(t)$ = fator de correção da temperatura operacional do reator (g L^{-1} de DQO).

$$K(t) = \frac{P \cdot K}{R \cdot t} \quad (2)$$

Em que:

P = pressão atmosférica local (kPa);

K = DQO correspondente a um mol de CH_4 (64g mol^{-1} de DQO)

R = constante dos gases ($0,0822 \text{ atm L mol}^{-1} \text{ }^\circ\text{K}^{-1}$)

t = temperatura operacional do reator ($^\circ\text{K}$)

$$P(t) = P_0 \cdot e^{-M \cdot g \cdot z / RT} \quad (3)$$

Em que:

P = pressão corrigida (kPa);

P_0 = pressão atmosférica ao nível do mar (98,1 kPa);

M = massa molar média do ar ($0,029 \text{ kg mol}^{-1}$);

g = constante gravitacional ($9,806 \text{ m s}^{-2}$);

z = altitude local (m);

R = constante dos gases ($8064,4086 \text{ kPa m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ }^\circ\text{K}^{-1}$)

T = temperatura ($^\circ\text{K}$)

A DQO removida seguia dois propósitos, sendo o primeiro inerente à produção do biogás metano (CH_4 e CO_2) e a outra à manutenção e, ou, crescimento da biomassa como mostra a expressão:

$$\text{DQO}_{\text{removida}} = \text{DQO}_{\text{CH}_4} + \text{DQO}_{\text{Biomassa}} \quad (4)$$

Em que:

$DQO_{removida}$ = DQO removida no processo (kg DQO),

DQO_{CH_4} = DQO utilizada para a produção do metano (kg DQO),

$DQO_{Biomassa}$ = DQO utilizada para a produção da biomassa (kg DQO).

A DQO utilizada para a produção da biomassa pode ser correlacionada com o coeficiente de crescimento bacteriano (Y) resultando:

$$DQO_{Biomassa} = Y \cdot DQO_{removida} \quad (5)$$

Assim a DQO utilizada para a produção do metano pode ser expressa:

$$DQO_{CH_4} = DQO_{removida} - DQO_{Biomassa} \quad (6)$$

4.7 Ensaio hidrodinâmico do sistema

O ensaio hidrodinâmico foi realizado utilizando o cloreto de lítio (LiCl) como traçador. Sua escolha foi feita por ser um sal altamente solúvel em água, boa difusibilidade e capaz de ser detectado em baixas concentrações, além de ser mais raro na natureza.

A quantidade de traçador utilizada foi calculada com base no volume útil de cada reator UASB e também do FBS. O traçador foi injetado nos três reatores por pulso e o sistema foi alimentado com água de abastecimento durante todo o período do ensaio.

Após a introdução do traçador nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS, respectivamente, as amostras eram coletadas em intervalos de tempos iguais (a cada 15 minutos), armazenadas e, posteriormente, feitas as leituras das concentrações no fotômetro de chama da marca Quimis[®] e modelo Q398M2.

A Figura 14 mostra a estruturação para a realização do ensaio hidrodinâmico nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS.

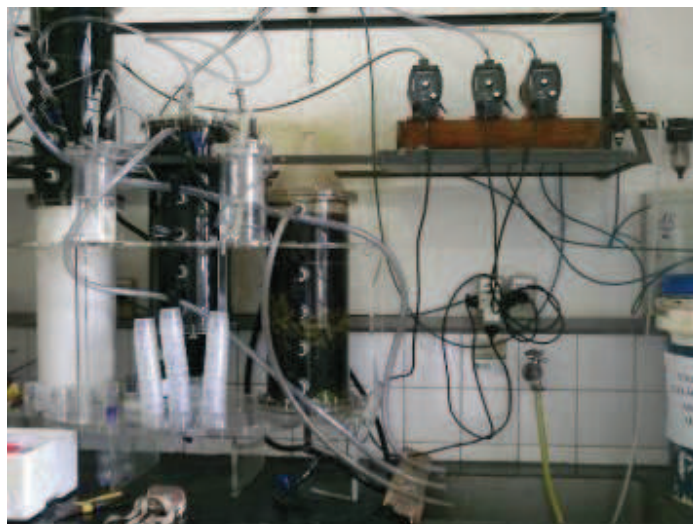


Figura 14 Estruturação para realização do ensaio hidrodinâmico nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS

As características hidrodinâmicas do sistema em estudo foram obtidas através dos modelos de dispersão de pequena e grande intensidade, e para comprovação dos resultados de todos os testes realizados, utilizou-se também do modelo de células agitadas em série.

Os parâmetros hidrodinâmicos obtidos nesse estudo para os três reatores foram de dispersão de pequena intensidade que representa satisfatoriamente o tipo predominantemente pistonado, o qual por hipótese se aproxima das condições de escoamento. Também se comprovou os resultados com o modelo de células em série que representa condições hidráulicas intermediárias entre unidades de mistura completa e de fluxo em pistão (LEVENSPIEL, 2000; METCALF; EDDY, 2003).

Para os cálculos e elaboração das curvas de DTR, foi utilizado o programa VISUALBASIC[®] no EXCEL[®], tomando como base o programa desenvolvido por Campos (1990) e também o método analítico apresentado por EPA (2000) e utilizado por Metcalf e Eddy (2003).

As características operacionais dos reatores são encontradas na Tabela 7.

Tabela 7 Características operacionais dos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS para realização do ensaio hidrodinâmico

Características Operacionais			
	UASB 1	UASB 2	FBS
Volume (L)	16,0	16,0	13,5
Vazão (L h⁻¹)	0,37	0,37	0,37
TDH teórico(h)	43,24	43,24	36,49
Massa de Li⁺ injetada(g)	1,6	1,6	1,35
Intervalo de coleta (minutos)	15	15	15
Traçador	LiCl	LiCl	LiCl

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Temperatura

A temperatura média geral do sistema foi de 24,3 °C e CV(%) = 4,28, mostrando assim que o sistema permaneceu na faixa mesofílica (20 a 45 °C), considerada adequada ao processo anaeróbio (SILVA, J., 2007).

Chernicharo (2007) comenta que, embora elevadas temperaturas sejam desejadas, é importante que exista uma manutenção da temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar desequilíbrio entre as populações microbianas e, conseqüentemente, falha no processo.

Avaliando a Tabela 8 e as Figuras 15, 16, 17 e 18, nota-se que não ocorreram mudanças bruscas na temperatura, o que poderia ocasionar danos negativos e afetar o desempenho do sistema, mas a temperatura do sistema não se manteve na faixa entre 30 a 35 °C, considerada apropriada para as bactérias estabilizadoras da matéria orgânica na fase anaeróbia (CHERNICHARO, 2007).

Durante a Fase II as temperaturas foram um pouco mais elevadas, pois o monitoramento da temperatura nessa fase ocorreu entre o final da primavera e o início do verão (períodos de elevadas temperaturas na região).

Tabela 8 Temperaturas médias no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS ao longo das duas fases de monitoramento do sistema

Fases	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I ⁽⁶⁷⁾	21,5 A	23,1 A	22,9 A	21,6 A
II ⁽⁸⁹⁾	25,6 B	26,2 B	26,0 B	24,7 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

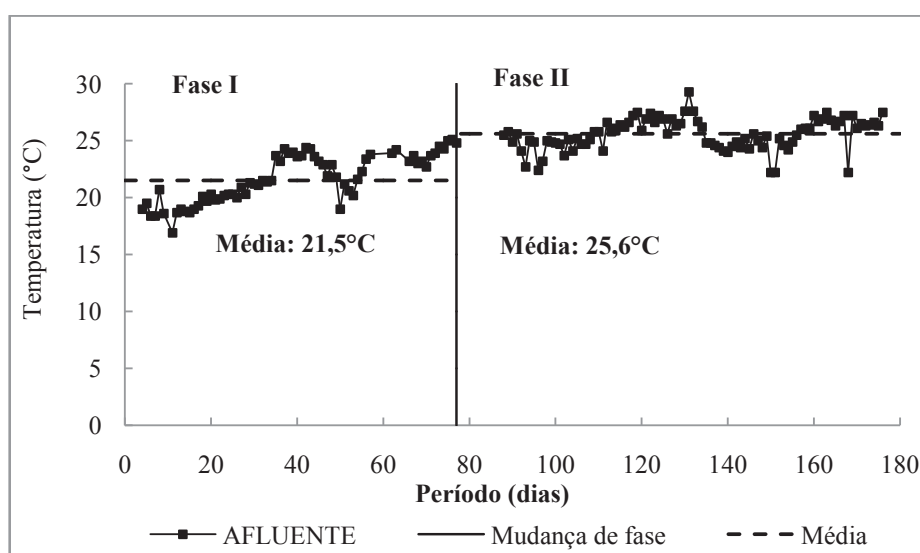


Figura 15 Variação nos valores de temperatura observados no afluente e a média encontrada nas duas fases do experimento

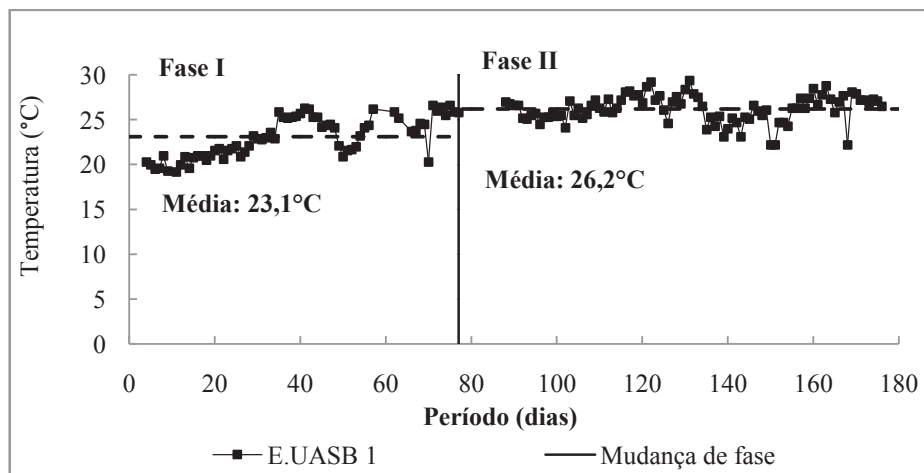


Figura 16 Variação nos valores de temperatura observados no reator UASB 1 e a média encontrada nas duas fases do experimento

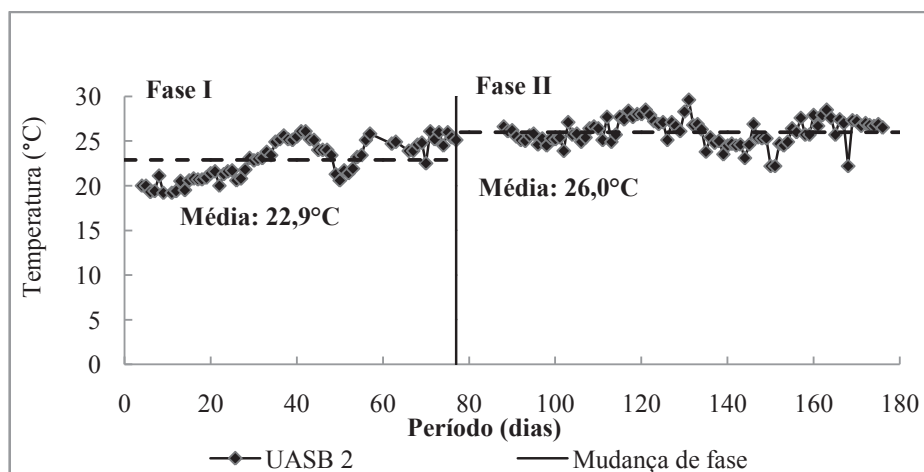


Figura 17 Variação nos valores de temperatura observados no reator UASB 2 e a média encontrada nas duas fases do experimento

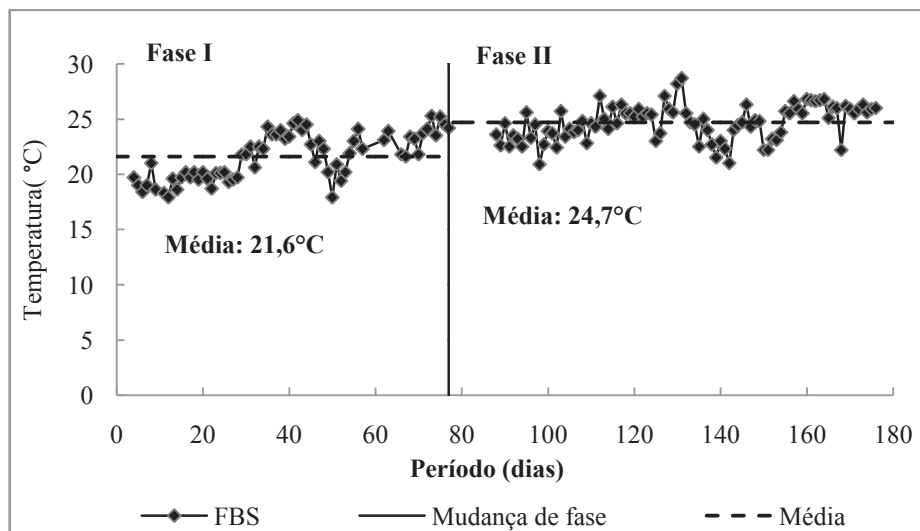


Figura 18 Variação nos valores de temperatura observados no FBS e a média encontrada nas duas fases do experimento

5.2 Condutividade Elétrica

A condutividade elétrica foi avaliada somente na última semana de monitoramento do sistema (192º dia ao 211º dia), devido a problemas apresentados pelo equipamento.

As médias encontradas para o afluente, UASB 1, UASB 2 e FBS; foram respectivamente: $1,93 \text{ mS cm}^{-1}$, $2,03 \text{ mS cm}^{-1}$, $2,06 \text{ mS cm}^{-1}$ e $2,56 \text{ mS cm}^{-1}$, mostrando que a água residuária em estudo apresentou uma concentração baixa de sais dissolvidos (Figura 19).

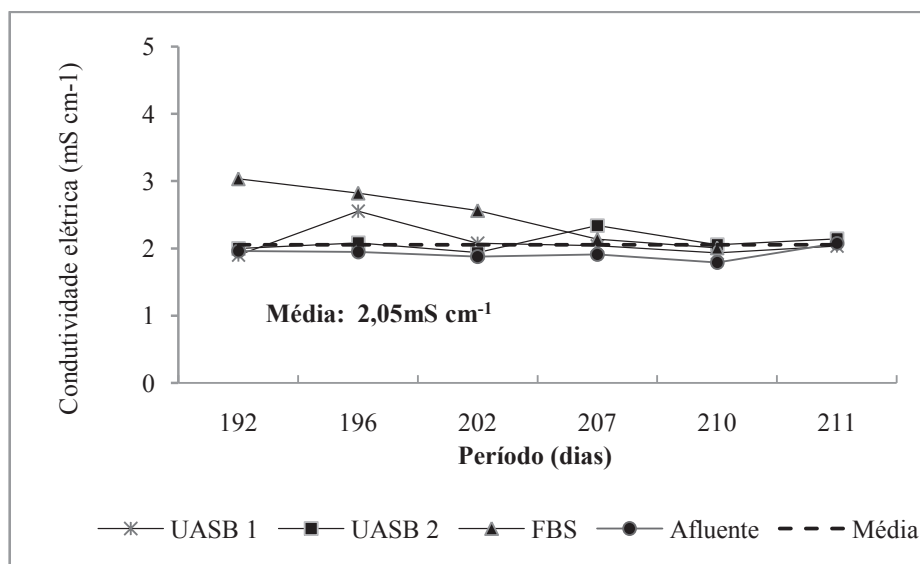


Figura 19 Condutividade elétrica medida no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante a última semana de monitoramento do experimento

Ribas (2007), utilizando reator anaeróbio em batelada sequencial contendo biomassa imobilizada sob condições termofílicas e mesofílica para o tratamento da vinhaça, encontrou os seguintes valores para condutividade elétrica 10,2, 7,4 e 13,5 mS cm⁻¹ para os três lotes de coleta (maio/2004, setembro/2004 e setembro/2005) respectivamente, concluindo que a água residuária apresentava alta concentração de sais dissolvidos. Comparando-a com a água do mar, que pode apresentar 12 mS cm⁻¹ (CARTER; LOWE, 2005), águas residuárias de indústrias de conserva de azeitonas podem atingir 25 mS cm⁻¹, além de outros resíduos que também apresentam alta concentração de íons.

5.3 Potencial hidrogeniônico (pH)

Analisando a Tabela 9, observa-se que os valores médios do pH tanto na primeira quanto na segunda fase do experimento não sofreram variações bruscas.

Nos primeiros 20 dias de monitoramento do sistema, os valores do pH foram baixos, variando entre 3,0 a 4,0, conforme se pode observar nas Figuras 20, 21, 22 e 23. Para que os valores de pH atingissem a faixa apropriada para o consórcio microbiológico (6,0 a 9,0), foi utilizado 10,0 g de carbonato de sódio a cada 1 L de vinhaça para a estabilização do pH.

Os valores mantiveram-se perto do valor neutro nos reatores UASB 1 e UASB 2 nas duas fases, já para o FBS, mantiveram na primeira fase aproximadamente igual a 7 (pH neutro) e na segunda fase os valores estavam mais para o pH básico. Esta estabilidade do pH indica que os reatores funcionaram com bom tamponamento.

Os valores se mantiveram dentro da faixa de 6,0 a 9,0, capaz de manter o consórcio microbiológico em ambiência adequada. E observar-se nos reatores UASB 1 e UASB 2 que o pH se manteve na faixa adequada de 6,7 a 7,4 para o ótimo desenvolvimento das arqueas metanogênicas (CHERNICHARO, 2007).

Tabela 9 Valores médios do pH no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS ao longo das duas fases de monitoramento do sistema

Fases	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I ⁽⁶⁷⁾	6,0 A	6,1 A	6,1 A	7,6 A
II ⁽⁹¹⁾	6,2 A	6,6 B	7,2 B	9,1 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

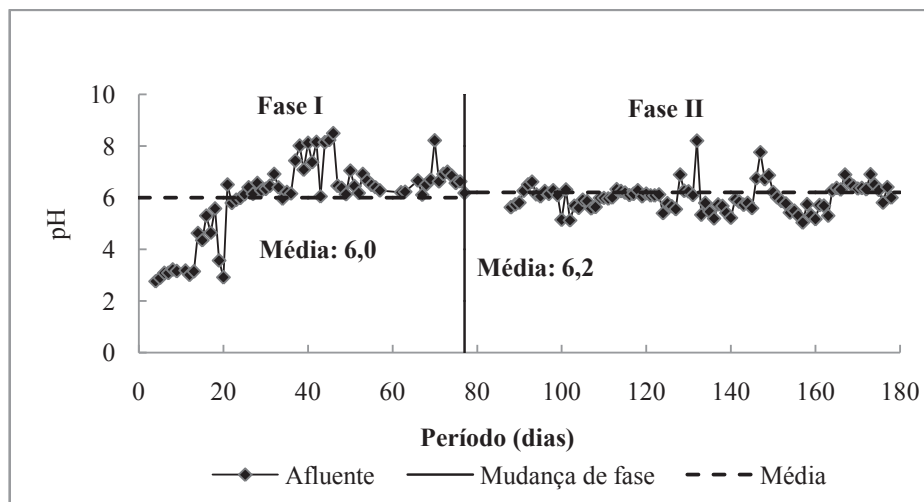


Figura 20 Variação nos valores de pH observados no afluente e a média encontrada nas duas fases do experimento

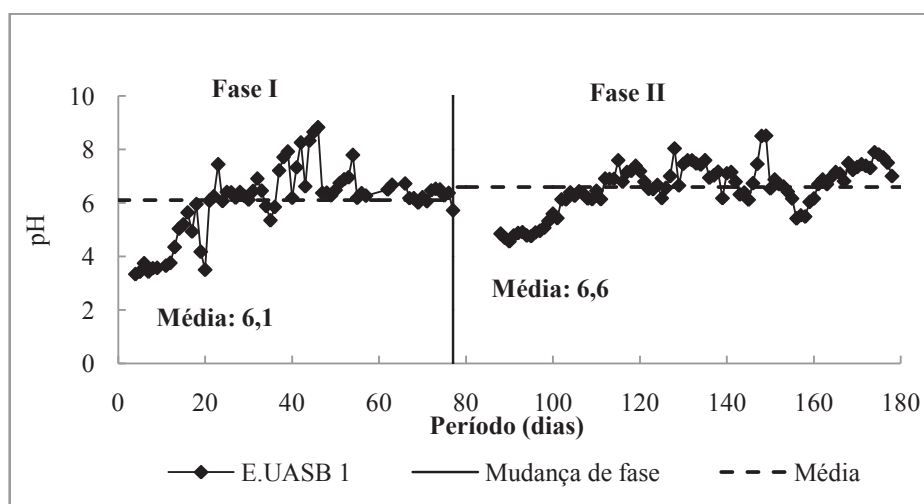


Figura 21 Variação nos valores de pH observados no UASB1 e a média encontrada nas duas fases do experimento

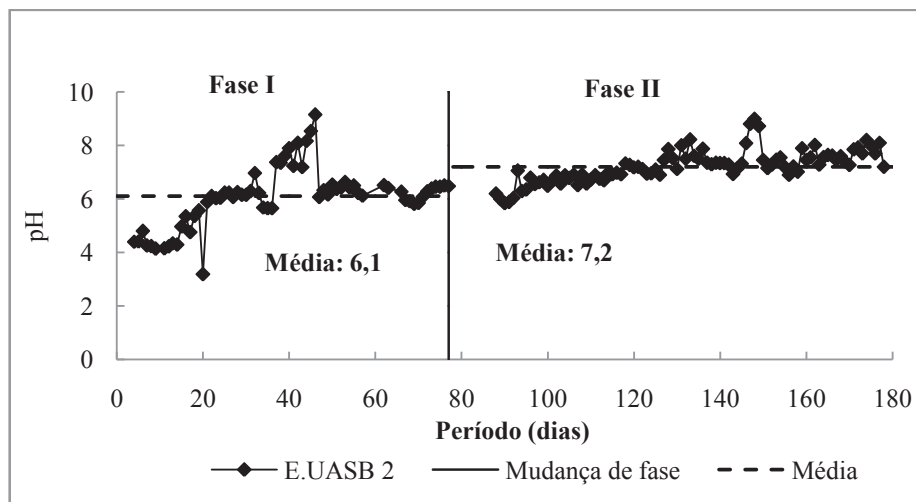


Figura 22 Variação nos valores de pH observados no UASB 2 e a média encontrada nas duas fases do experimento

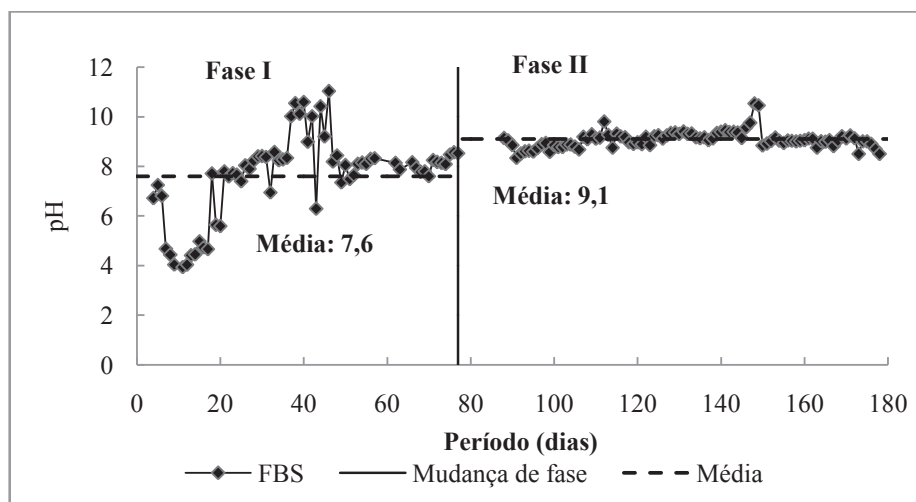


Figura 23 Variação nos valores de pH observados no FBS e a média encontrada nas duas fases do experimento

5.4 Alcalinidade e acidez

Tratando-se de processo anaeróbio, a alcalinidade é de extrema importância, já que o $\text{pH} > 6,4$ proporciona boas condições de tamponamento ao sistema e permite que a metanogênese possa ocorrer (MATANGUE, 2011).

Segundo Grady Júnior e Lim (1980), para a maioria dos casos práticos, uma alcalinidade total entre 2.500 e 5.000 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ é suficiente para se obter um adequado poder tampão na unidade de tratamento. Metcalf e Eddy (2003) fizeram a afirmação semelhante, de que, para que o processo de digestão anaeróbia ocorra de forma satisfatória, a alcalinidade deverá se situar na faixa de 1.000 a 5.000 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$.

Segundo Chernicharo (2007), valores de coeficiente Ripley (quociente entre a alcalinidade intermediária (AI) e a alcalinidade parcial (AP)) acima de 0,3 podem indicar instabilidade em reatores que estão tratando o esgoto humano. Já estudos feitos por Montalvo (1995) mostraram que os valores de coeficiente Ripley podem variar entre 0,4-0,45, indicando boas condições de estabilidade. Matangue (2011) em seu estudo mostrou que o coeficiente de Ripley variou de 0,43 a 0,47 e os reatores operaram em boas condições de estabilidade.

Os valores médios encontrados para a alcalinidade total (AT) (Fase I: 632 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ e Fase II: 751 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$), em ambas as fases de monitoramento do sistema, não se encontraram na faixa recomendada para o processo de anaerobiose (Figura 24). O sistema não apresentou um adequado tamponamento, contrastando o resultado para os valores médios do pH apresentados no tópico 5.3, que se mantiveram na faixa adequada para que o processo de anaerobiose obtenha um adequado tamponamento.

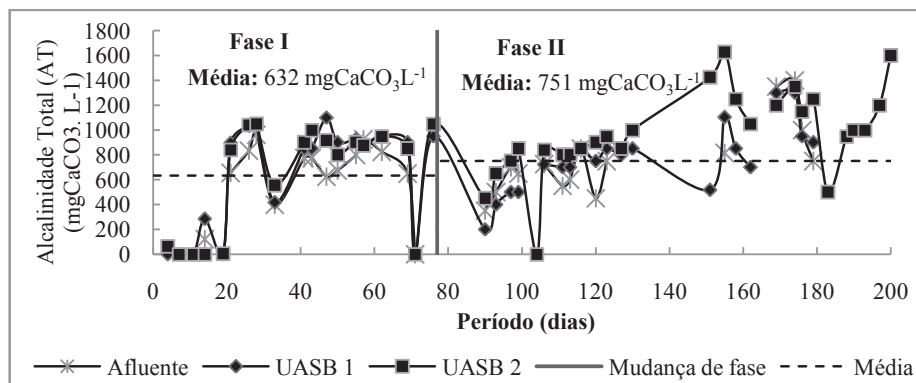


Figura 24 Variação dos valores encontrados para alcalinidade total o afluente e nos reatores UASB 1 e UASB 2. Média geral do sistema na Fase I ($632 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) e na Fase II ($751 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)

Analisando a Figura 25 e a Tabela 10 para o Coeficiente de Ripley (AI/AP), tem-se que os resultados encontrados no afluente (Fase I: 2,3 e Fase II: 2,5), no UASB 1 (Fase I: 4,1 e Fase II: 2,4), no UASB 2 (Fase I: 5,3) foram superiores aos valores limites encontrados, podendo o sistema ter apresentado alguma instabilidade. Já os resultados encontrados no UASB 2 (Fase II: 0,8) ficaram dentro da faixa recomendada, podendo concluir que não houve instabilidade no sistema causada por excesso de ácidos voláteis.

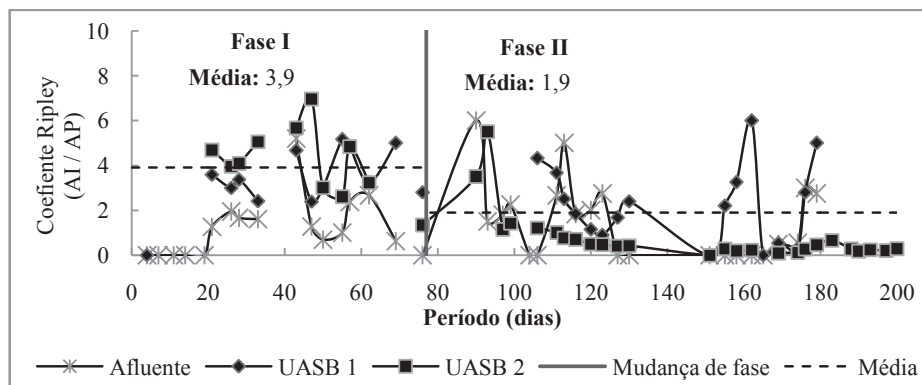


Figura 25 Variação dos valores encontrados para o Coeficiente de Ripley (AI/AP) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (3,9) e na fase II(1,9)

Através da Tabela 10 e das Figuras 26 e 27 observa-se que na Fase II, na qual ocorreu o aumento do TDH, diminuindo assim a COV a COB do sistema, houve uma melhora no sistema. Os valores médios para a alcalinidade parcial (denominada de alcalinidade real para os reatores anaeróbios) e para a alcalinidade total se elevaram, mas ainda não ficaram na faixa adequada para o processo de anaerobiose. E já para a alcalinidade intermediária (alcalinidade falsa para os reatores anaeróbios), os valores diminuíram.

Tabela 10 Valores médios da alcalinidade parcial, alcalinidade intermediária e alcalinidade total ($\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) e do coeficiente de Ripley para o afluente e para os reatores UASB 1 e UASB 2

ALCALINIDADE PARCIAL (AP)			
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2
I⁽¹⁹⁾	285 A	193 A	180 A
II⁽²⁸⁾	296 A	347 B	722 B
ALCALINIDADE INTERMEDIÁRIA (AI)			
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2
I⁽¹⁹⁾	339 A	497 A	497 A
II⁽²⁸⁾	558 B	478 A	267 B
ALCALINIDADE TOTAL (AT)			
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2
I⁽¹⁹⁾	644 A	630 A	621 A
II⁽²⁸⁾	763 B	552 A	937 B
COEFICIENTE DE RIPLEY (AI / AP)			
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2
I⁽¹⁹⁾	2,3 A	4,1 A	5,3 A
II⁽²⁸⁾	2,5 A	2,4 B	0,8 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

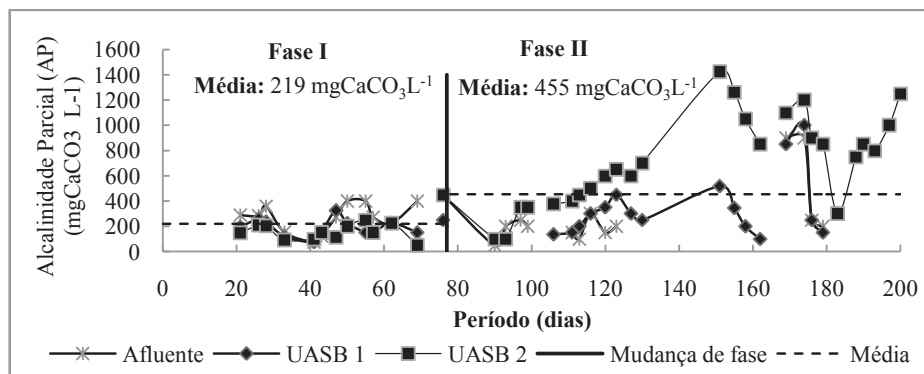


Figura 26 Variação dos valores encontrados para alcalinidade parcial (AP) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I ($219 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) e na Fase II ($455 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)

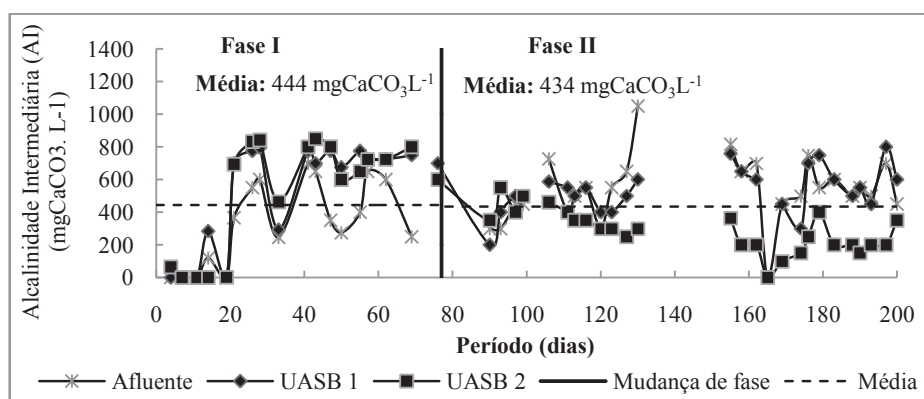


Figura 27 Variação dos valores encontrados para alcalinidade intermediária (AI) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I ($444 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) e na Fase II ($434 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)

A alcalinidade bicarbonato (AB) é uma porcentagem da alcalinidade total utilizada para neutralizar o sistema, se houver distúrbios. Na da Tabela 11 e na Figura 28, pode-se observa que os valores da alcalinidade bicarbonato não foram suficientes para neutralizar os distúrbios que ocorreram no sistema, verificado pelos valores negativos e a grande variação da curva.

Tabela 11 Valores médios da alcalinidade bicarbonato ($\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) para o afluente e para os reatores UASB 1 e UASB 2

ALCALINIDADE BICARBONATO (AB)			
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2
I ⁽¹⁹⁾	-149 A	-249 A	-301 A
II ⁽²⁸⁾	-603 B	-438 A	323 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

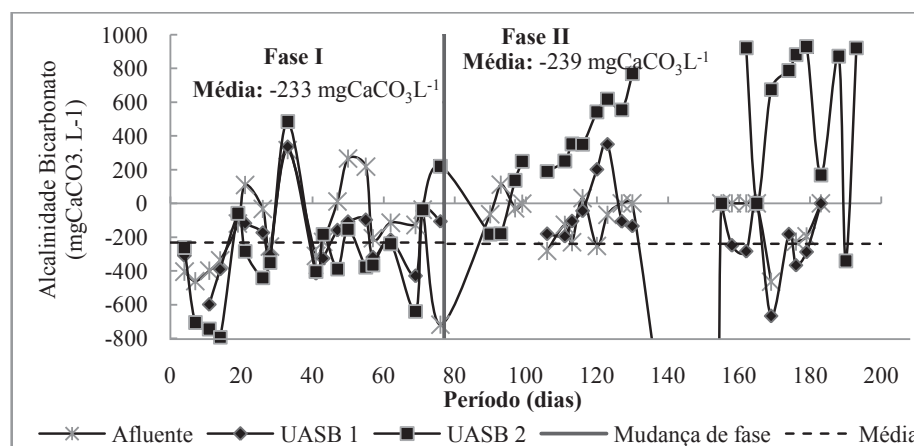


Figura 28 Variação dos valores encontrados para alcalinidade bicarbonato no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I ($-233 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) e na Fase II ($-239 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)

Na fase da digestão anaeróbia, denominada acidogênese, como produtos intermediários, os ácidos graxos voláteis, álcoois e compostos minerais são formados, durante a degradação dos carboidratos, proteínas e lipídeos. Estes ácidos representam compostos a partir dos quais a maior parte do metano é produzida por meio de bactérias metanogênicas (FORESTI et al., 1999).

Os ácidos voláteis são tóxicos para as bactérias metanogênicas somente em sua forma não ionizada (RODRIGUES, 2008).

Os valores médios para os ácidos voláteis totais podem ser observados na Tabela 12. Esses valores estão acima de $150 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, o que é, segundo Campos (2006), uma primeira indicação de que o sistema não operou em condições ótimas.

Tabela 12 Valores médios dos ácidos voláteis totais ($\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2

Fase	afluente	UASB 1	UASB 2
I ⁽¹⁹⁾	878 A	1237 A	1299 A
II ⁽²⁸⁾	1692 A	1584 A	784 A

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Os valores de pH desejados em tratamento anaeróbico estão aproximadamente entre 6,0 e 8,0 e os ácidos orgânicos estão, em sua maioria (>99%), em sua forma ionizada (não tóxica). Quando há uma diminuição do pH, os ácidos graxos ficam menos dissociados e, portanto, mais tóxicos. Quando o pH está em torno de 5,0, os ácidos graxos estão dissociados em 50%, aproximadamente (MOTERANI, 2010; ZEGERS, 1987).

Os valores de pH do sistema em estudo se mantiveram dentro da faixa de 6,0 a 9,0, deixando claro que os ácidos orgânicos existentes estavam em sua forma ionizada, ou seja, não foram tóxicos às bactérias metanogênicas.

Observando a Figura 29, nota-se que os valores dos ácidos voláteis totais apresentaram variações consideráveis ao longo do monitoramento, não demonstrando uma boa estabilidade do sistema.

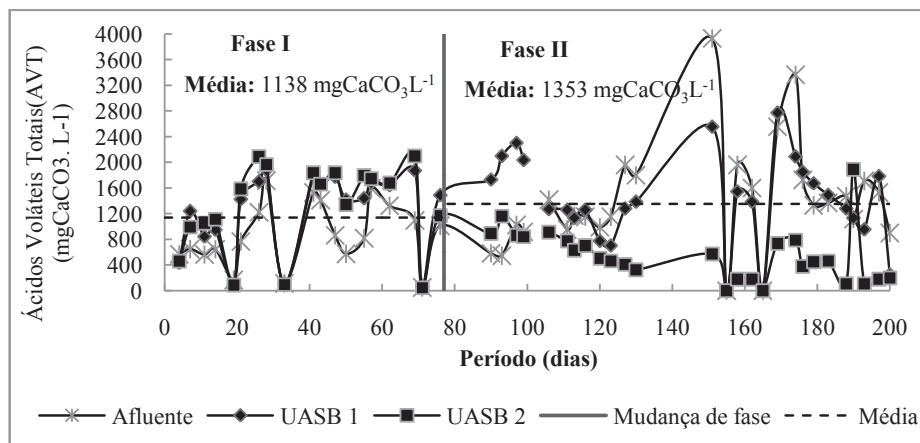


Figura 29 Variação dos valores encontrados para ácidos voláteis totais no afluente e nos reatores UASB1 e UASB2. Média geral do sistema na Fase I (1138 mgCaCO₃ L⁻¹) e na Fase II (1353 mgCaCO₃ L⁻¹)

5.5 Oxigênio Dissolvido

A concentração de oxigênio dissolvido no FBS foi medida somente na segunda fase de monitoramento e a partir do 109º dia até o último dia de monitoramento.

Pelo método da titulação, foi possível encontrar uma taxa média de 3,58 mg L⁻¹ de O₂, sendo suficiente para exercer a digestão aeróbia do lodo, que varia entre 2,0 a 5,0 mg L⁻¹ de O₂. Segundo Campos (2007), concentrações de oxigênio dissolvido abaixo de 2,0 mg L⁻¹ de O₂ reduzem a ação das bactérias oxidadoras de nitrito.

Com a finalidade de confirmar os resultados da titulação, utilizou-se o oxímetro para também medir “*in loco*” a taxa de oxigênio dissolvido no FBS, encontrando uma taxa média de 6,83 mg L⁻¹ de O₂.

Pela Figura 30, pode-se observar que as curvas foram bem parecidas, porém apresentando entre si uma diferença média de 3,35 mg L⁻¹ de O₂.

As medidas do oxímetro mostraram que o sensor do aparelho deve ter sido calibrado com sensibilidade com valor médio de 3,35 acima, e deverá passar por processo de calibração metrológico.

O oxigênio introduzido no FBS foi suficiente para exercer a digestão aeróbia do lodo e a difusão de ar provocou a recirculação da vinhaça favorecendo o processo de nitrificação e desnitrificação no sistema.

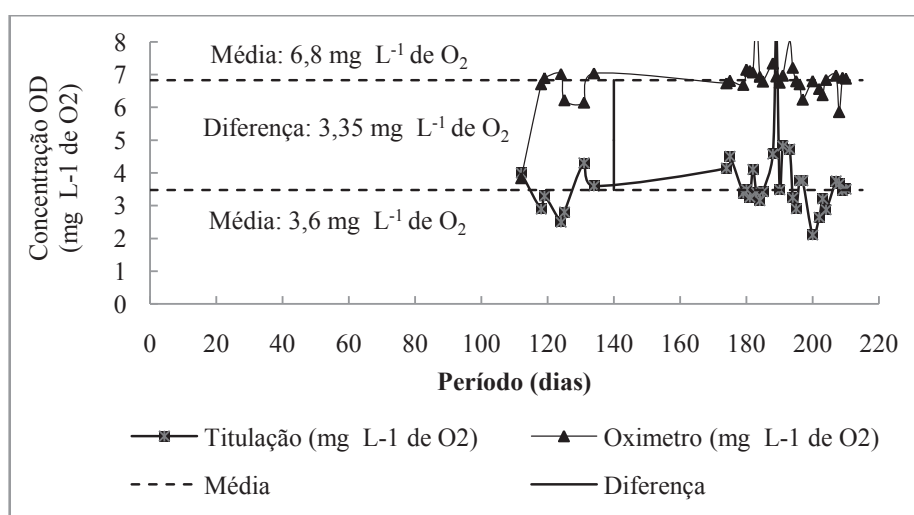


Figura 30 Variação nos valores de concentração de oxigênio dissolvido no FBS somente na Fase II do experimento. Valores medidos por titulação e pelo oxímetro

5.6 Sólidos totais (ST), fixos (SFT) e voláteis (SVT)

Caracterizados fisico-quimicamente, os sólidos podem ser classificados em voláteis e fixos, sendo que a soma dos dois determina os sólidos totais. A grande maioria dos sólidos voláteis é material orgânico (biodegradável e não biodegradável) e a grande maioria dos sólidos fixos é de material mineral (BRAILE; CAVALCANTE, 1993; SILVA, J., 2007).

O sistema em estudo operou quanto à remoção de sólidos do efluente, com eficiência média de 13,4% (ST); 1,5% (SFT) e 27,75% (SVT) (Tabela 12). A baixa eficiência com relação ao SFT se deve ao processo de “wash-out” (varredura) dos sólidos, o que faz com que a concentração efluente seja maior que a concentração afluyente, tendo perda de biomassa; essa varredura dos sólidos pode ter sido causada por picos vazão e também por grande variação na carga hidráulica aplicada. Os valores de ST e SVT, observando a Tabela 13, foram significativos uma vez que o efluente final do sistema passou a ter, em média, 1.164 mg L⁻¹ de SVT, praticamente metade dos 2.592 mg L⁻¹ de SV que entravam no reator.

Outro ponto a ser observado é o coeficiente de variação (CV) encontrado: 19,6% (ST); 15,7% (SFT) e 20,3% (SVT). Estes são valores relativamente baixos, o que também permite afirmar que o sistema teve uma boa estabilidade operacional e tendência a acumular sólidos. Matangue (2011) também observou o coeficiente de variação (CV) em seu estudo no reator UASB e encontrou baixos coeficientes de variação (CV), cerca de 30%, 12% e 38%, para ST, SF e SVT, mostrando assim uma boa estabilidade operacional do reator e certa tendência em acumular sólidos.

Tabela 13 Eficiência de remoção dos ST, SFT e SV no sistema anaeróbio-aeróbio em estudo

Sólidos totais - ST (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁷⁾	13,9 A	10,2 A	0,9 A
II⁽¹²⁾	23,9 A	12,1 A	19,5 B
Sólidos fixos totais - SFT (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁷⁾	18,9 A	0,4 A	-0,9 A
II⁽¹²⁾	1,7 B	-10,5 A	-0,4 A
Sólidos voláteis - SV (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁷⁾	14,7 A	17,6 A	2,3 A
II⁽¹²⁾	36,6 B	26,0 A	47,9 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Tabela 14 Valores médios dos ST, SFT e SVT presentes nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS

Sólidos totais - ST (mg L⁻¹)				
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁷⁾	4228 A	3663 A	3161 A	3047 A
II⁽¹²⁾	3695 B	2809 B	2566 B	2027 B
Sólidos fixos totais - SFT (mg L⁻¹)				
I⁽⁷⁾	1800 A	1335 A	1301 A	1286 A
II⁽¹²⁾	1299 A	1269 A	1397 A	1396 A
Sólidos voláteis totais - SVT (mg L⁻¹)				
I⁽⁷⁾	2780 A	2327 A	1861 A	1759 A
II⁽¹²⁾	2405 A	1525 B	1180 B	622 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Analisando as Figuras 31, 32 e 33, verifica-se uma tendência dos SVT permanecerem maiores que os SFT, em média, 65,7% dos sólidos totais do sistema são substâncias voláteis, sendo a vinhaça em estudo, portanto, um resíduo orgânico. Segundo Silva, V. (2007), isso demonstra que o sistema possui grande carga de material orgânico sedimentado e baixa eficiência na remoção de matéria orgânica, pois há boa correspondência entre matéria orgânica e SVT de um despejo e a eficiência de remoção da matéria orgânica pode ser estimada pela remoção dos SVT. E Ribas (2007) analisando a composição dos sólidos em seu estudo, observou que a vinhaça proveniente do processamento da cana-de-açúcar é um resíduo orgânico em que aproximadamente 70% dos sólidos totais são substâncias voláteis.

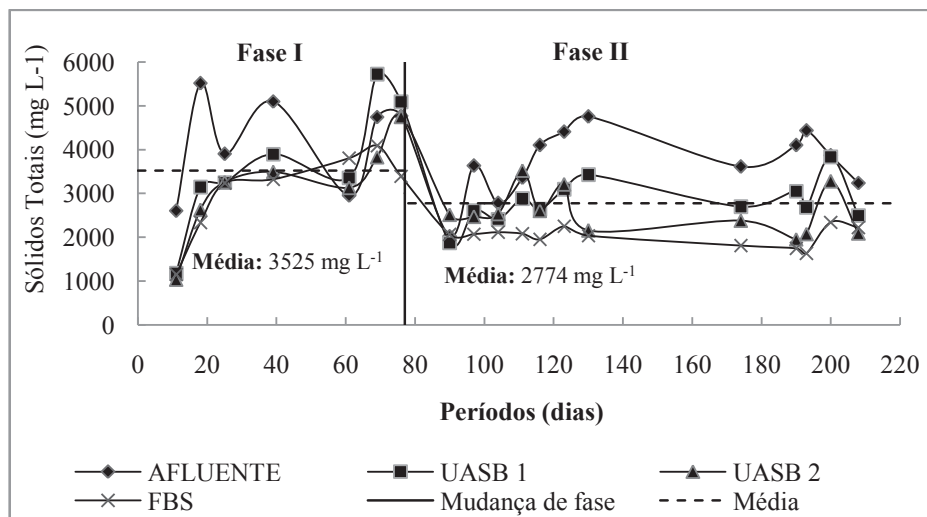


Figura 31 Sólidos totais (ST) presentes no sistema combinado anaeróbio - aeróbio

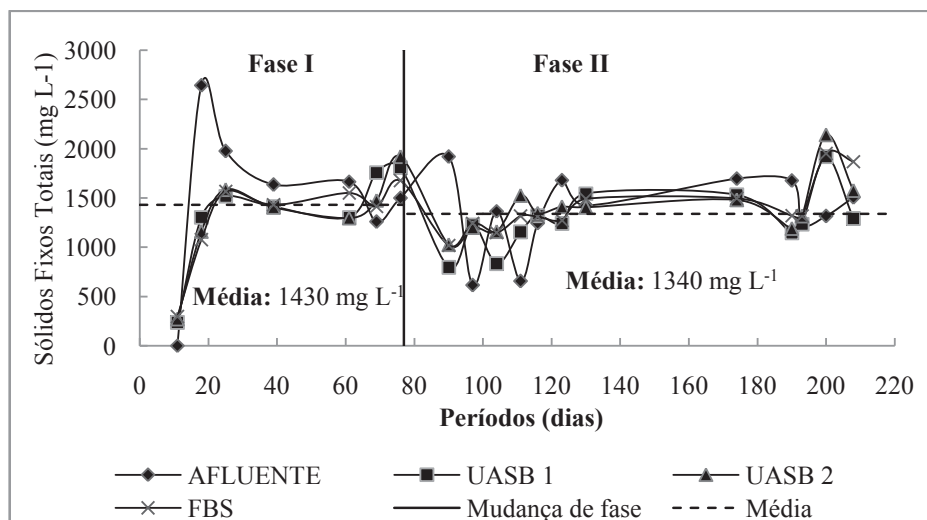


Figura 32 Sólidos fixos totais presentes no sistema combinado anaeróbio - aeróbio

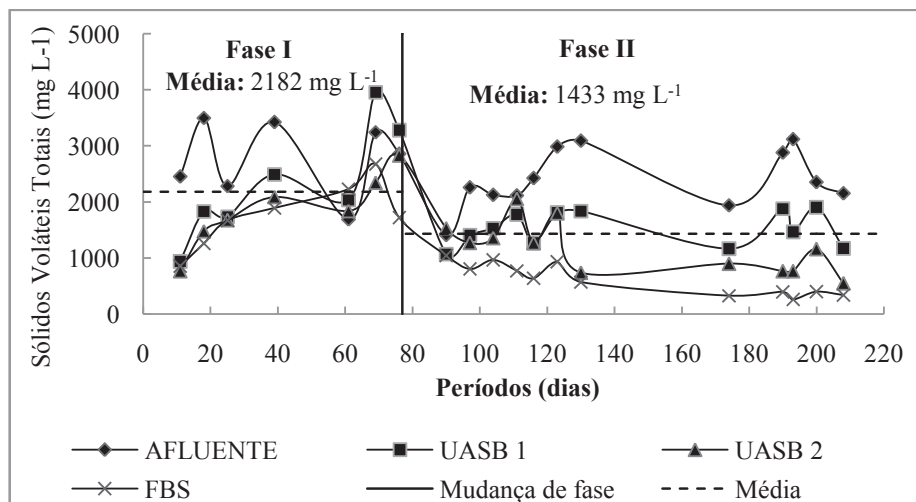


Figura 33 Sólidos voláteis totais presentes no sistema combinado anaeróbio – aeróbio

5.7 Avaliação do perfil de sólidos nos reatores

A avaliação da quantidade da biomassa e de sua atividade em lodos anaeróbios em escala piloto ou plena pode ser feita por meio da determinação do perfil de sólidos. Para isso, considera-se que os sólidos voláteis representam uma medida da biomassa presente nos reatores (SILVA, J., 2007).

O perfil de sólidos analisado no FBS foi o lodo em suspensão, sendo desprezado o biofilme aderido aos conduites, por ter apresentado espessura mínima de biofilme.

Analisando o perfil dos sólidos para os reatores UASB 1, UASB 2 e FBS (Figura 34) verifica-se instabilidade na acumulação de lodo, que pode ter sido ocasionada por variações bruscas na vazão do sistema e variação na carga orgânica aplicada.

Pode-se observar na Figura 34 - D, para o reator UASB 2, uma tendência à presença de caminho preferencial (curto-circuito), pois o valor

médio de concentração nos pódicos 3 e 5 (2.345 mg L^{-1} de SVT) foi muito baixo em relação aos outros pontos (12.864 mg L^{-1} de SVT).

Para os reatores UASB 1 e FBS, observa-se que há pouca ou quase nenhuma formação de manta de lodo e o perfil permaneceu com valores médios de sólidos voláteis totais (SVT) de 9778 mg L^{-1} (UASB 1) e 1.755 mg L^{-1} (FBS), o que pode ser comprovado pela baixa carga orgânica aplicada no sistema.

Campos (1990), observando a elevada concentração de sólidos no topo em reatores de bancada, propôs a hipótese de carregamento de sólidos do leito de lodo para as partes superiores do reator em função das elevadas velocidades ascensionais do líquido, aliadas à intensa produção de biogás, em função das elevadas cargas aplicadas ao mesmo, que proporcionaram condições de intensa mistura. Há ainda outro fator que poderia facilitar o arraste de lodo, ou seja, a velocidade elevada do líquido logo na entrada do reator, o reduzido diâmetro desta (LOURENÇO, 2006).

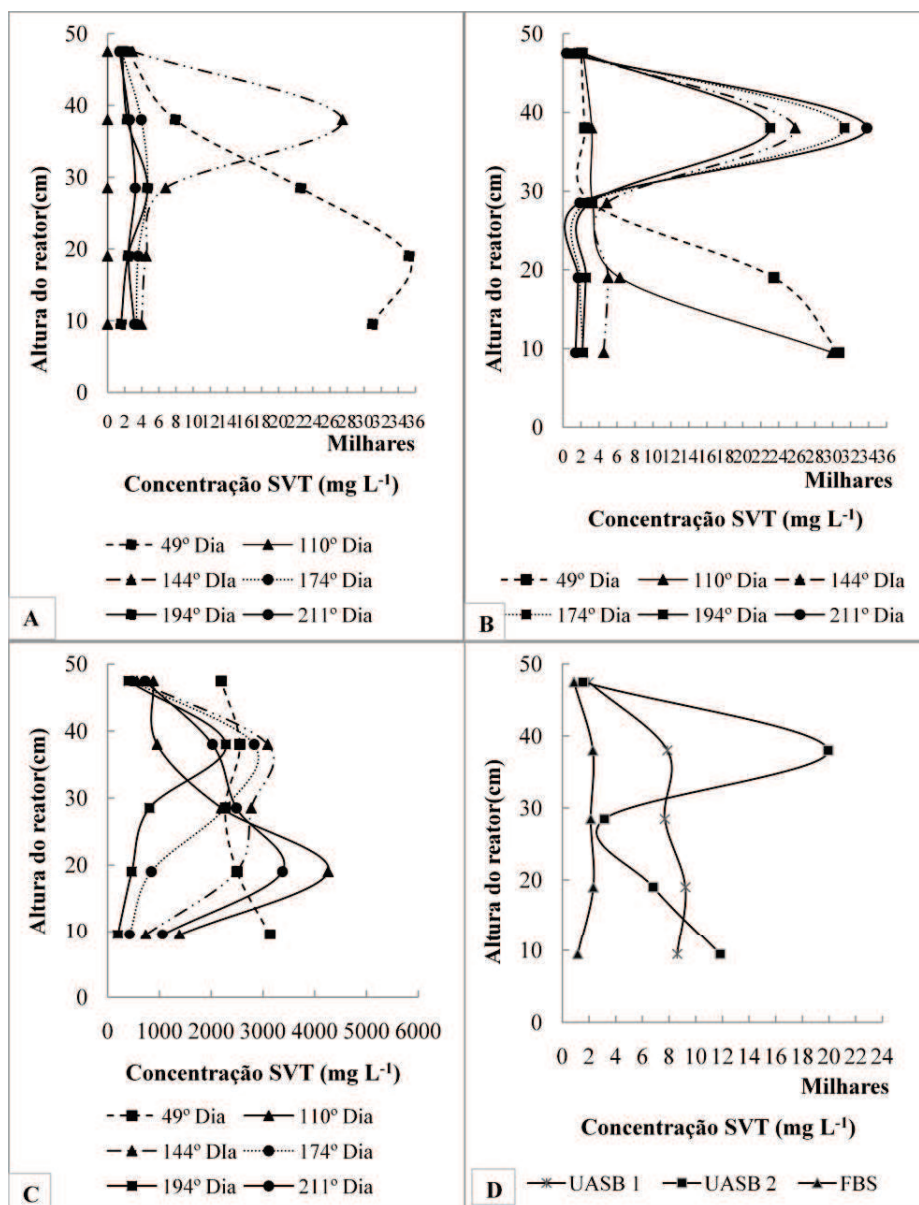


Figura 34 Perfil dos sólidos através da concentração de SVT para o ao longo do monitoramento do sistema. A – Reator UASB 1 / B – Reator UASB 2 / C – Reator FBS / D – Média do perfil dos sólidos nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS

Por meio da vazão do sistema e da seção transversal do reator, foi possível calcular a velocidade ascensional média. A vazão média em cada unidade foi de $0,37 \text{ L h}^{-1}$ e os reatores possuem o mesmo diâmetro interno de $0,18 \text{ m}$. Com isso, o valor encontrado para velocidade ascensional foi de $0,02 \text{ m h}^{-1}$ para cada reator, concluindo que o sistema não apresentou carreamento de sólidos do leito de lodo em função da baixa velocidade ascensional encontrada.

Lourenço (2006) avaliando o desempenho de um sistema composto de reator UASB filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa para o tratamento das águas residuárias da suinocultura, encontrou, para a etapa do TDH de 40 horas, valores médios de até 5 m h^{-1} proporcionando condições inadequadas no leito de lodo consolidando a hipótese de turbulência causada pela excessiva velocidade do líquido na entrada do reator, com conseqüente arraste de sólidos nestes estratos.

5.8 Eficiência na remoção de matéria orgânica no sistema

Para a quantificação da matéria orgânica presente na vinhaça realizou-se a análise de DQO assim que a vinhaça era transportada do alambique para o LAADeg, o resultado variou de 37.571 mg L^{-1} a 47.755 mg L^{-1} , com média de 40.612 mg L^{-1} .

A eficiência média do sistema na Fase I do monitoramento foi de 29%, 24% e 22% para DBO_5 , DQO bruta e DQO filtrada, respectivamente. Já para a Fase II do monitoramento, a eficiência média foi de 37%, 53% e 54% para DBO_5 , DQO bruta e DQO filtrada, respectivamente. Analisando a Figura 35, verifica-se uma variação significativa nos resultados, mostrando que o sistema não demonstrou boa estabilidade, justificando as baixas eficiências do sistema.

Moterani (2010) em seu estudo no tratamento de efluentes líquidos da suinocultura, usando reator RAC seguido de reator UASB, encontrou eficiências

do sistema para DQO bruta, DQO filtrada e DBO, respectivamente, de 75,3%; 76,3% e 86,7%. Todavia, a concentração afluyente do referido experimento era praticamente 30% da concentração afluyente da vinhaça utilizada no sistema em estudo. Sendo assim, para concentrações elevadas de matéria orgânica, o sistema decaiu em sua eficiência significativamente, especialmente porque o substrato se mostra tóxico em função do excesso de sais presentes (elevada CE) e ainda pela maior quantidade de ácidos acumulados, especialmente o ácido propiônico que é de difícil degradação (CAMPOS, 1990).

Brown (2011) operou um reator UASB processando vinhaça, com recirculação de parte do efluente, com aumento sucessivo da carga orgânica volumétrica que variou de 0,5 a 7,5 kg m⁻³ d⁻¹. Nestas condições obteve-se eficiência de remoção de DQO, máxima e mínima, de 97,31% (COV = 1,03 kg m⁻³ d⁻¹) e 48,88% (COV = 7,03 kg m⁻³ d⁻¹). Rocha (2012), em comparação com os dados obtidos durante o período de operação dos dois reatores anaeróbios híbridos, percebeu que o reator 1, que possuiu configuração similar ao reator de Brown (2011), apresentou melhor eficiência de remoção de DQO durante o período experimental, tendo média de 82,9% (COV = 5,3 kg m⁻³ d⁻¹) na Fase I e 77,5% (COV = 5,1 kg m⁻³ d⁻¹) na Fase II.

Observando a Tabela 15, nota-se que houve um aumento na eficiência da remoção de matéria orgânica durante a Fase II em relação à Fase I. Na Fase II do experimento, a COV foi diminuída em relação à COV na Fase I, operando o sistema com uma COV média de 1,95 kg m⁻³ d⁻¹ na Fase II e de 5,2 kg m⁻³ d⁻¹ na Fase I. Comparando ao estudo de Brown (2011), que apresentou uma melhor eficiência quando a COV foi menor, o sistema em estudo também apresentou essa relação, apresentando melhor eficiência na Fase II. Ao diminuir a taxa de reação do sistema, há um aumento na degradação da matéria orgânica.

No reator UASB 1, ocorria hidrólise e acidogênese o que pode ter afetado as eficiências na remoção de matéria orgânica devido à hidrólise de

compostos complexos presentes no reator. E conseqüentemente afetando a remoção no reator UASB 2 em que ocorria a metanogênese e acetogênese do sistema. Segundo Ribas (2007), as fases iniciais do sistema anaeróbio podem ser limitantes no processo, que pode se acentuar quando a água residuária é constituída de materiais complexos, em alta carga orgânica e tempo de detenção curto e quando o lodo anaeróbio for deficiente em diversidade microbiana.

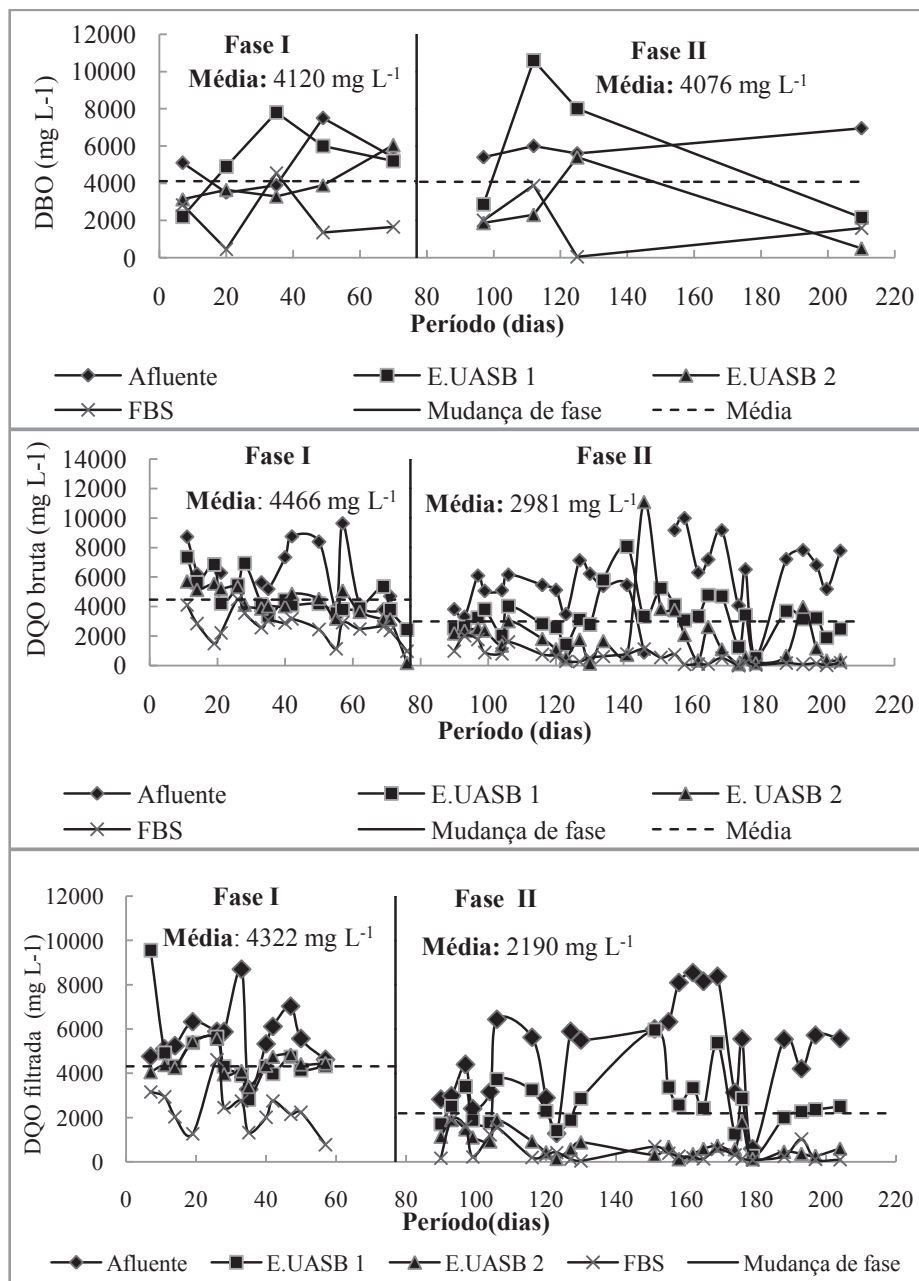


Figura 35 Valores médios de concentração de DBO₅, DQO bruta e DQO filtrada, encontrados no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Tabela 15 Valores médios das eficiências na remoção de DBO₅, DQO bruta e DQO filtrada durante o monitoramento do sistema

Eficiência - DBO₅ (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁵⁾	16 A	24 A	47 A
II⁽⁴⁾	29 A	56 A	25 A
Eficiência - DQO bruta (%)			
I⁽¹⁷⁾	21 A	16 A	34 A
II⁽²⁹⁾	45 B	52 B	61 B
Eficiência - DQO filtrada (%)			
I⁽¹³⁾	19 A	06 A	40 A
II⁽²⁵⁾	44 B	69 B	48 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

5.9 Produção de biogás

O biogás foi medido de duas formas:

- a) Medição por deslocamento de água
- b) Produção teórica de biogás

5.9.1 Medição do biogás feita por deslocamento de água

A medição do biogás feita por deslocamento de água utilizando reservatórios (gasômetros) é um método simples, porém apresenta o inconveniente de ser menos preciso do que métodos que utilizam medidores mecânicos ou eletrônicos (CAMPOS et al., 2005; PRADO, 2006).

Os volumes médios de biogás encontrados para os reatores foram na Fase I: 8,4 mL d⁻¹ (UASB 1) e 9,0 mL d⁻¹ (UASB 2) e na Fase II: 40,9 mL d⁻¹ (UASB 1) e 24,0 mL d⁻¹ (UASB 2). Na Figura 36, verifica-se que durante a Fase II do monitoramento a produção de biogás foi maior, devido ao aumento na eficiência na remoção de matéria orgânica do sistema, houve também aumento na eficiência de remoção da DQO, evidenciando maior eficiência dos reatores na Fase II.

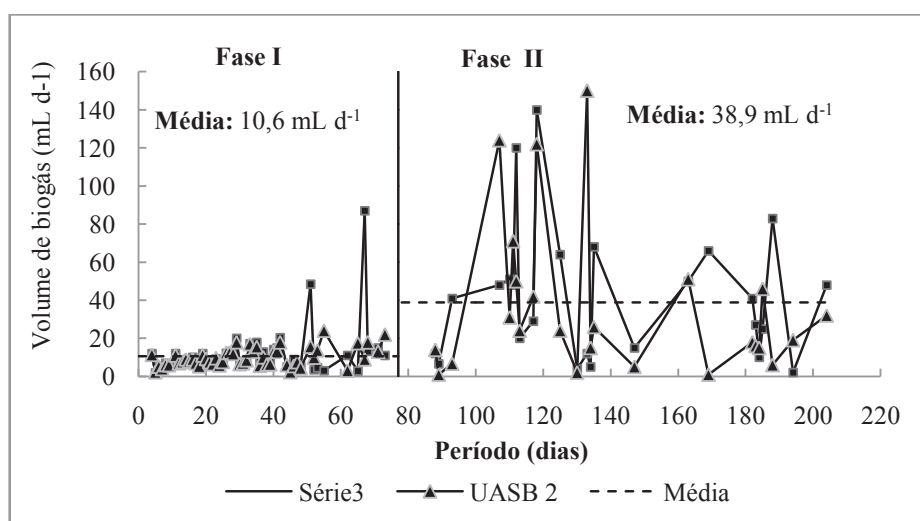


Figura 36 Produção de biogás nos reatores UASB 1 e UASB 2 através do deslocamento de água nos gasômetros

5.9.2 Produção teórica de biogás

Admitindo a altitude local onde foi realizado o experimento, aproximadamente 918 m, e que a temperatura média foi de 24,3 °C, substituindo esses valores nas equações 1; 2; 3; 4; 5 e 6, citadas no tópico Material e Métodos, obteve-se os valores descritos na Tabela 16.

É importante salientar que foi adotado para o coeficiente cinético “Y” o valor de $0,15 \text{ mg mg}^{-1} [\text{SVT}] [\text{DQO}]^{-1}$ e o valor de $K(t)$ encontrado foi de $2,43 \text{ mg L}^{-1}$ de DQO.

Tabela 16 Valores encontrados para a produção teórica de metano

	UASB 1		UASB 2	
	Fase I	Fase II	Fase I	Fase II
DQO_{removida} (gDQO d⁻¹)	46,1	27,9	14,3	14,9
DQO_{biomassa} (gDQO d⁻¹)	6,9	4,2	2,1	2,2
DQO_{CH₄} (gDQO d⁻¹)	41,5	23,7	12,2	12,7
Volume de metano (LCH₄ d⁻¹)	19,4	10,9	6,9	5,7
Taxa (LCH₄ g DQO⁻¹)	0,42	0,39	0,48	0,38

O volume e a taxa de CH_4 produzidos diariamente diminuíram com o aumento do TDH (Fase I: 0,95 d e Fase II: 1,85 d) e a diminuição da COV (Fase I: $5,10 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e Fase II: $1,95 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) que ocorreram durante o monitoramento do sistema. Durante a Fase I os resultados foram de $19,4 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ e $0,42 \text{ LCH}_4 \text{ g DQO}^{-1}$ para o UASB 1 e de $6,9 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ e $0,48 \text{ LCH}_4 \text{ g DQO}^{-1}$ para o UASB 2. E para a Fase II observam-se os seguintes resultados: $10,9 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ e $0,39 \text{ LCH}_4 \text{ g DQO}^{-1}$ para o UASB 1 e de $5,7 \text{ LCH}_4 \text{ d}^{-1}$ e $0,38 \text{ LCH}_4 \text{ g DQO}^{-1}$ para o UASB 2.

Pereira (2004), em seu estudo sobre o desempenho do processo de dois estágios com reatores anaeróbios ascendente com manta de lodo (UASB) tratando água residuárias de suinocultura, concluiu que as produções diária e volumétrica de CH_4 aumentaram com a diminuição do TDH (ensaio 1 – TDH = 62h; ensaio 2 – TDH = 31h e ensaio 3 – TDH = 16h) e aumento da COV (reator 1: 4,55 a $18,65 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e reator 2: 2,55 a $21,03 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), variando de $17,50$ a $68,20 \text{ L CH}_4 \text{ d}^{-1}$ e $0,45$ a $1,80 \text{ L CH}_4 \text{ (L reator d}^{-1}\text{)}$,

respectivamente, para o primeiro reator e 1,62 a 5,50 L CH₄ d⁻¹ e 0,15 a 0,50 L CH₄ (L reator d⁻¹) para o segundo reator.

5.10 Remoção de nitrogênio e fósforo

O efluente final do tratamento anaeróbio, como dito anteriormente, foi conduzido também por gravidade para o biofiltro aerado submerso, a fim de garantir uma eficiência de remoção satisfatória de matéria orgânica e nutrientes (nitrogênio e fósforo), visto que reatores anaeróbios apresentam baixa capacidade de remoção destes constituintes.

A quantidade de nitrogênio (N) e fósforo (P) presentes nos reatores compreende alguns dos requisitos ambientais necessários ao bom desempenho do processo e influencia no crescimento microbiano, podendo agir de forma seletiva (SILVA, V., 2007).

Segundo Parawira et al. (2005), no processo de digestão anaeróbia em reatores UASB, tem-se referenciado baixa a eficiência na remoção de nitrogênio e fósforo, uma vez que esse sistema não produz grandes quantidades de lodo. Ainda assim, os autores obtiveram eficiências de remoção de N e P na faixa de 45 a 60%, tratando águas residuárias de suinocultura.

5.10.1 Remoção de nitrogênio

O nitrogênio total Kjeldahl (NTK) compreende o nitrogênio orgânico e a amônia sendo indispensável ao crescimento de microrganismos, contribui positivamente com a depuração biológica e negativamente com o desenvolvimento de microalgas e plantas aquáticas (eutrofização) podendo comprometer a qualidade dos corpos receptores (SPERLING, 2005).

Avaliando as Tabelas 17 e 18 e a Figura 37, verifica-se que a remoção de NTK pelos reatores UASB 1 e UASB 2 foram baixas na Fase I do monitoramento, beneficiando as bactérias metanogênicas (CHERNICHARO, 2007; RIGO, 2004; VIDAL et al., 2000). Já a remoção na Fase II de monitoramento foi mais elevada, podendo ter ocorrido assimilação dos microrganismos no reator UASB 1, ou seja, a matéria orgânica partícula absorveu o NTK, havendo sedimentação.

Com a intenção de melhorar a eficiência de remoção dos macronutrientes, foi instalado ao sistema o FBS. A eficiência de remoção no FBS durante a Fase I foi de 23,8 %, tendo o efluente final a concentração média de 58,6 mg L⁻¹, mantendo-se bastante elevada no que diz respeito ao permitido pela legislação ambiental (COPAM – CERH1 / 2008) para liberação em corpos d'água, que é de 20 mg L⁻¹ de nitrogênio total. Na Fase II, a eficiência de remoção foi de 53%, tendo o efluente final a concentração média de 17,7 mg L⁻¹, permanecendo na faixa permitida pela legislação para que o efluente possa ser lançado em corpos d'água.

Com o aumento do TDH para o monitoramento da Fase II do sistema, as concentrações de NTK encontradas na Fase I (TDH = 0,95 d) foram mais elevadas que na Fase II (TDH = 1,85 d).

Silva (2009) tratando esgoto sanitário encontrou uma concentração média de NTK afluente de 82,47 mg L⁻¹ com valores mínimos e máximos de 53,76 e 134,40 mg L⁻¹, respectivamente. O sistema composto de reator UASB seguido de FBS e decantador secundário proporcionou uma eficiência de remoção global de 39%.

Rocha (2012) em seu trabalho sobre o processamento anaeróbio de vinhaça pré-tratada com biopolímero à base de cálcio, encontrou valores de NTK mínimo, médio e máximo de 188,7, 758 e 853 mg L⁻¹, respectivamente.

Tabela 17 Valores médios de NTK no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

NTK (mg L ⁻¹)				
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I ⁽¹⁰⁾	139 A	127 A	63,9 A	58,6 A
II ⁽¹⁴⁾	109 A	40,7 B	46,9 B	17,7 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Tabela 18 Eficiência média de remoção de NTK nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Eficiência - NTK (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I ⁽¹⁰⁾	28,8 A	39,4 A	23,8 A
II ⁽¹⁴⁾	57,2 B	18,2 A	53,0 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

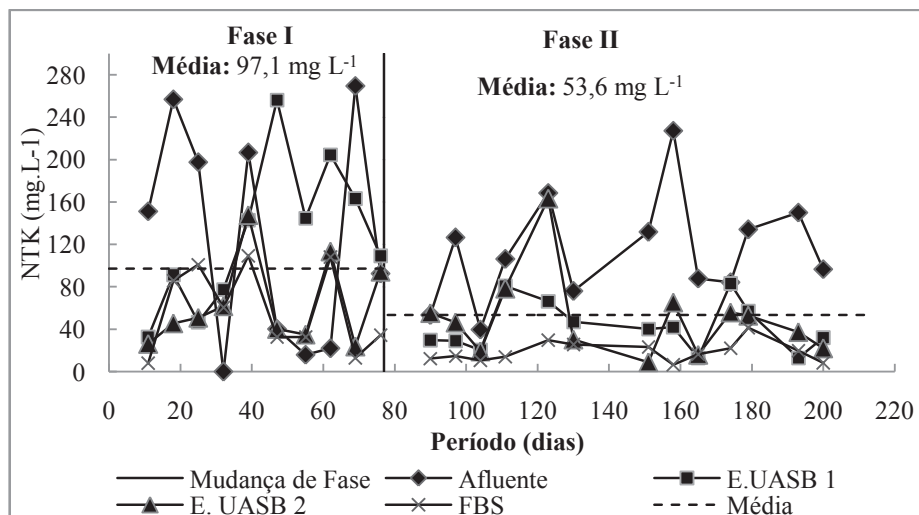


Figura 37 Concentrações médias de NTK no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Para o processo de nitrificação, foram encontrados os valores médios para o sistema de $1,4 \text{ mg L}^{-1}$ de NO_3^- (nitrato) na Fase I e de $0,7 \text{ mg L}^{-1}$ NO_3^- na Fase II de monitoramento (Figura 38). Observando as Tabelas 19 e 20, verifica-se uma concentração baixa de nitrato nos reatores UASB1, UASB 2 e FBS nas duas fases de monitoramento, concluindo que o NTK presente no sistema foi pouco transformado em nitrato. Verifica-se que durante a Fase I a concentração de nitrogênio no FBS foi totalmente removida, não havendo transformação em nitrato, justificado pela eficiência de remoção nula para o nitrato.

Alguns fatores podem ter interferido no processo de nitrificação no FBS:

- DBO₅ apresentando concentrações acima de 20 mg L^{-1} (Fase I: 47 mg L^{-1} e Fase II: 25 mg L^{-1}): FBS apresenta maior dificuldade em produzir nitrato. Para elevadas concentrações de matéria orgânica, a nitrificação diminui, pois a biomassa heterotrófica compete com

sucesso por oxigênio e espaço, expulsando microrganismos nitrificantes do biofilme (ALMEIDA, 2007).

- b) Temperatura abaixo de 28 °C (Fase I: 21,6 °C e Fase II: 24,7 °C): taxas de crescimento específico (L) variam em função da temperatura. A avaliação dos efeitos da temperatura no tratamento de esgoto apresenta complexidade em virtude de outros fatores intervenientes (ALMEIDA, 2007).
- c) Valores de alcalinidade muito acima do recomendado que é 50 mgCaCO₃ L⁻¹ (Fase I: 621 mgCaCO₃ L⁻¹ e Fase II: 937 mgCaCO₃ L⁻¹): escassez de alcalinidade carbonato no sistema impede a síntese de microrganismos nitrificantes por déficit de carbono inorgânico (ALMEIDA, 2007).

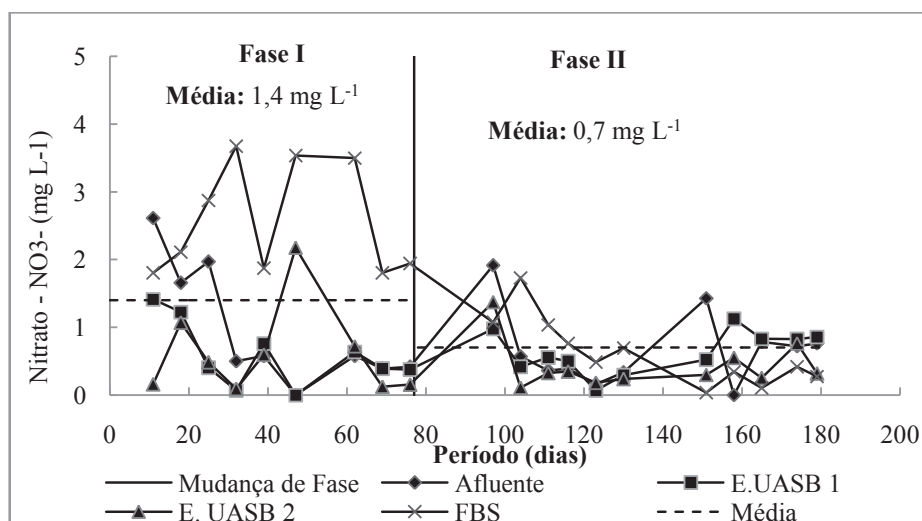


Figura 38 Concentrações médias de nitrato (NO₃⁻) no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Tabela 19 Concentrações médias de nitrato no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Nitrato - NO ₃ ⁻ (mg L ⁻¹)				
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I ⁽⁹⁾	1,9 A	0,6 A	0,6 A	2,4 A
II ⁽¹¹⁾	0,7 A	0,7 A	0,5 A	0,7 A

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Tabela 20 Eficiência de remoção do nitrato nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Eficiência - Nitrato (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I ⁽⁹⁾	27,5 A	27,9 A	0,0 A
II ⁽¹¹⁾	19,1 A	36,3 A	24,2 A

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

5.10.2 Remoção de fósforo

O fósforo é um macronutriente essencial ao crescimento dos microrganismos e responsável pela estabilização da matéria orgânica, pode, portanto, ser utilizado por estes agentes, nos sistemas de tratamento, para metabolismo, reprodução e redução de cargas poluidoras (SPERLING, 2005).

Avaliando as Tabelas 21 e 22 e a Figura 39, conclui-se que a remoção de fósforo pelos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS não ocorreu de maneira satisfatória. As concentrações de fósforo presente nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS, durante todo o sistema, sofreram variações consideráveis, explicando assim a baixa eficiência de sua remoção.

O efluente final (FBS) teve concentração média de 11,0 mg L⁻¹ de P (Fase I) e 6,2 mg L⁻¹ de P (Fase II), mantendo-se bastante elevado no que diz respeito ao permitido pela legislação ambiental (CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL DO ESTADO DE MINAS GERAIS - COPAM, 2008), que é de até 0,15 mg L⁻¹ para águas doces da classe 3; podendo provocar eutrofização e conseqüentemente crescimento exagerado de algas e outros organismos se lançado no curso d'água.

Tabela 21 Valores médios de fósforo no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS o monitoramento do sistema

Fósforo (mg L⁻¹)				
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁹⁾	14 A	11 A	13,7 A	11 A
II⁽¹²⁾	17 A	8 A	12,7 A	6,2 A

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Tabela 22 Eficiência média de remoção de fósforo nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS, durante as duas fases de monitoramento do sistema

Eficiência - Fósforo (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽⁹⁾	24,2 A	9,6 A	21,0 A
II⁽¹²⁾	47,9 A	11,7 A	42,9 A

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

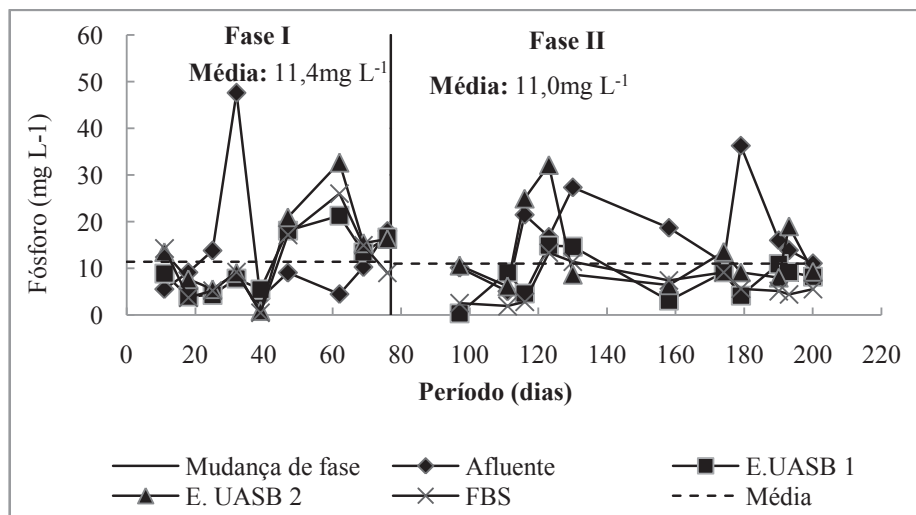


Figura 39 Concentrações de fósforo no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

5.11 Compostos fenólicos

Devido à sua natureza tóxica, os fenóis são considerados resistentes à biodegradação, o que pode dificultar o processo biológico de tratamento das águas residuárias (SILVA, V., 2007).

Segundo Bolaños et al. (2001), o fenol pode ser degradado tanto por via aeróbia quanto anaeróbia. Entretanto, é tóxico aos microrganismos, principalmente aos não aclimatados, mesmo em concentrações relativamente baixas, como as de 10 mg L⁻¹.

A degradação de fenol a metano e gás carbônico, em um ambiente anaeróbio, ocorre por meio de um esforço entre os microrganismos metabolizadores de fenol, utilizadores de hidrogênio e metanogênicos acetotróficos (BOLAÑOS et al., 2001; FIA et al., 2010; SANCINETTI et al., 2003).

Analisando as Tabelas 23 e 24, verifica-se que o sistema possuiu uma eficiência baixa na remoção dos compostos fenólicos não ultrapassando a 50% de remoção no sistema, na Fase I obteve uma média de 10,2% e na Fase II uma média de 37,0%. Essa baixa eficiência pode ter sido ocasionada pela instabilidade do sistema, comprovada pelas baixas eficiências de remoção de matéria orgânica mostrada no item 5.4 – Eficiência na remoção de matéria orgânica.

Nota-se, pela Figura 40, que as concentrações de compostos fenólicos na Fase I foram mais elevadas do que na Fase II, devido a COV aplicada na fase I ($COV = 5,10 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) ter sido maior do que na Fase II ($COV = 1,95 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) e consequentemente a eficiência de remoção na Fase I foi mais baixa. Na Fase II, a concentração de compostos fenólicos encontrados no afluente teve um aumento, mas a eficiência de remoção foi maior, resultando em concentrações mais baixas nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS em comparação com a fase I do monitoramento. Isso se deve, provavelmente, à aclimatização e ao aumento dos microrganismos responsáveis pela degradação de fenóis.

Segundo a Resolução nº 430 do CONAMA (BRASIL, 2011), os padrões para lançamento em corpo hídrico receptor dos fenóis totais (para substâncias que reagem com a 4-aminoantipirina) é de $0,5 \text{ mg L}^{-1}$. Tomando como base esse padrão, verifica-se que a concentração no efluente final (FBS) permaneceu, tanto na Fase I ($3,3 \text{ mg L}^{-1}$) quanto na Fase II ($12,3 \text{ mg L}^{-1}$), muito acima do padrão exigido.

Tabela 23 Valores médios dos compostos fenólicos no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Compostos Fenólicos (mg L⁻¹)				
Fase	afluente	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽¹⁰⁾	38,8 A	35,9 A	35,2 A	33,3 A
II⁽¹⁵⁾	51,0 B	31,9 A	23,5 B	12,3 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

Tabela 24 Eficiência média de remoção dos compostos fenólicos nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

Eficiência - Compostos Fenólicos (%)			
Fase	UASB 1	UASB 2	FBS
I⁽¹⁰⁾	13,3 A	4,0 A	13,3 A
II⁽¹⁵⁾	35,7 B	27,6 B	47,7 B

Para a mesma variável, médias seguidas de mesma letra na coluna não diferiram entre si pelo Teste de Tukey a 5% de probabilidade. Entre parênteses os números de amostragens usadas para calcular a média.

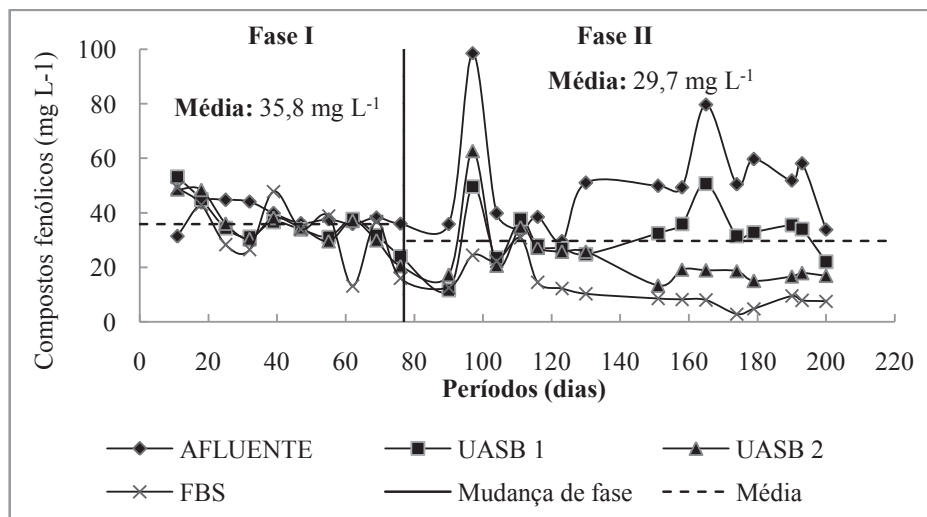


Figura 40 Concentrações dos compostos fenólicos no afluente e nos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS durante o monitoramento do sistema

5.12 Ensaio hidrodinâmico do sistema

As características operacionais dos reatores e os resultados encontrados com a realização dos estudos hidrodinâmicos são encontrados nas Tabelas 25, 26, 27 e 28.

Tabela 25 Resultados do ensaio hidrodinâmico realizado no sistema combinado anaeróbio-aeróbio em estudo

	Resultados		
	UASB 1	UASB 2	FBS
TDH_{real}(h)	28,68	27,26	17,80
σ^2 (h²)	346,18	321,34	270,30
σ (h)	18,61	17,93	16,44
σ_0 (h)	0,42	0,43	0,85
d	0,2	0,2	0,4
λ(adimensional)	0,66	0,63	0,49
N(unidades)	2,38	2,31	1,17

TDH real: tempo de tempo hidráulica real / σ^2 : variância de distribuição de tempo de residência / σ_0 : variância adimensional de distribuição de tempo de residência / d: número de dispersão / λ : eficiência hidráulica / N: número de séries

Tabela 26 Interpretação do resultado para a dispersão (d) quanto à intensidade

Dispersão (d)	Intensidade
Zero	nenhuma
< 0,05	pequena *
0,05 a 0,25	moderada
> 0,25	grande

* Para Levenspiel (2000), quando $D/uL < 0,01$

Tabela 27 Interpretação do resultado para a dispersão (d) quanto ao escoamento

Dispersão (d)	Escoamento
Tendendo a zero	Pistonado
< ou = 0,2	Pistonado *
Tendendo ao ∞	Mistura completa
> ou = 3	Mistura completa *

Levenspiel (2000), Metcalf e Eddy (2003) e *Sperling (2009)

Tabela 28 Interpretação do resultado para o número de séries (N) quanto ao escoamento

Número de séries (N)	Escoamento
N tendendo ao ∞	Pistonado
N tendendo a 1	Mistura completa
Valor intermediário	Dispersivo

Levenspiel (2000) e Metcalf e Eddy (2003)

Analisando os resultados, é válido dizer que para os reatores UASB 1 e UASB 2 o escoamento encontrado tende ao modelo de fluxo pistonado com moderada dispersão e para o FBS, o escoamento tende ao modelo de dispersão de grande intensidade e com forte tendência ao fluxo de mistura completa, pois o valor de dispersão se encontra entre 0,2 e ∞ (LEVENSPIEL, 2000).

Os números de células em série (N) obtidos para cada reator (UASB 1 = 2,38; UASB 2 = 2,31 e FBS = 1,17) reforçam os resultados encontrados, pois quando N tende a 1, o escoamento do fluxo é de mistura completa e quando N tende ao ∞ , o escoamento do fluxo é pistonado. Quanto mais distante do ideal estiver o fluxo, mais se aproximará do regime de mistura completa (LEVENSPIEL, 2000).

Para avaliação mais precisa do ensaio hidrodinâmico realizado no sistema anaeróbio-aeróbio em questão, utilizou-se dos índices de desempenho hidráulico dos reatores UASB 1, UASB 2 e FBS. Seus resultados são encontrados na Tabela 27 e foram analisados segundo a metodologia exposta por Metcalf e Eddy (2003). O volume utilizado para o cálculo foi o volume total de cada reator (UASB 1 = 16 L; UASB 2 = 16L e FBS = 13L).

Tabela 29 Resultados dos índices utilizados para a avaliação mais precisa do ensaio hidrodinâmico do sistema anaeróbio-aeróbio, juntamente com a interpretação dos resultados

Índices	Valores			Interpretação
	UASB 1	UASB 2	FBS	
$TDH_{real}/TDH_{teórico}$	0,66	0,63	0,49	I
$TDH_{pico}/TDH_{teórico}$	0,34	0,33	0,02	II
$TDH_i/TDH_{teórico}$	0,01	0,01	0,01	III
$TDH_{50\%}/TDH_{real}$	0,67	0,85	2,40	IV
IDM	8,33	13,29	57,0	V
1/IDM	0,12	0,08	0,02	VI

TDH = tempo de detenção hidráulica / IDM = índice de dispersão de Morril / 1/IDM = eficiência volumétrica

Interpretação:

- a) Valor diferente de 1 indica ocorrência de curto-circuito e zonas mortas. Seu valor não foi usado integralmente. Portanto, ocorreu curto-circuito nos três reatores.
- b) Valor próximo a 0 indica mistura completa. Valor diferente de 1 indica distribuição não uniforme e comportamento pistonado. Portanto, para o FBS, o escoamento foi de mistura completa e para os reatores UASB 1 e UASB 2, o escoamento tende ao fluxo pistonado.
- c) Valor menor que 1 indica ocorrência de curto-circuito. Portanto, ocorreu curto-circuito nos três reatores.
- d) Valor menor que 1 indica áreas estagnadas na unidade (zonas mortas). Portanto, nos reatores UASB 1 e UASB 2 houve áreas estagnadas, apresentando zonas mortas nos reatores.
- e) Valor maior que 22 indica fluxo de mistura completa. Valor abaixo de 22 tendendo a 1 indica fluxo pistonado com algum nível de

dispersão. Portanto, o fluxo para os reatores UASB 1 e UASB 2 foi pistonado com nível moderado de dispersão, e para o FBS foi de mistura completa.

- f) Valor abaixo de 0,50 indica baixa eficiência volumétrica. Portanto, para os três reatores em estudo, ocorreu baixa eficiência volumétrica.

As curvas respostas da DTR (distribuição tempo de residência) estão apresentadas na Figura 41 para o UASB 1, na Figura 42 para o UASB 2 e na Figura 43 para o FBS.

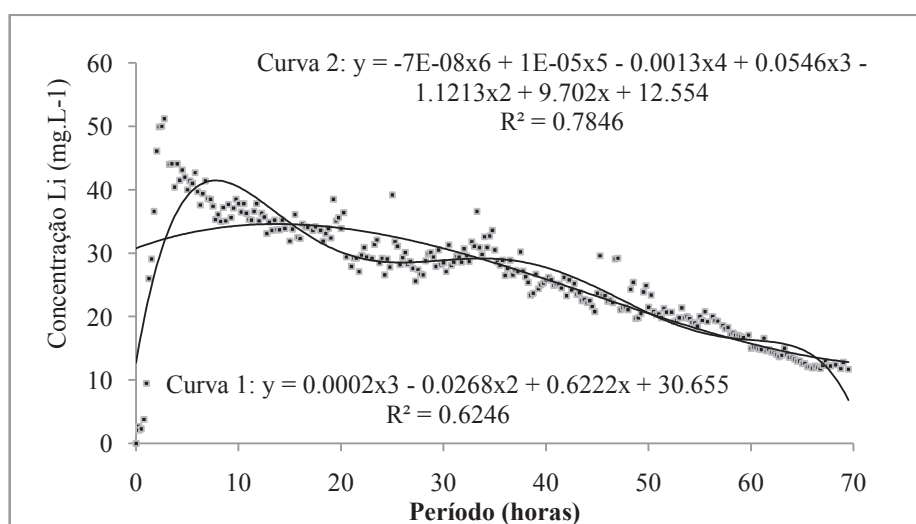


Figura 41 Curva de DTR para o UASB 1

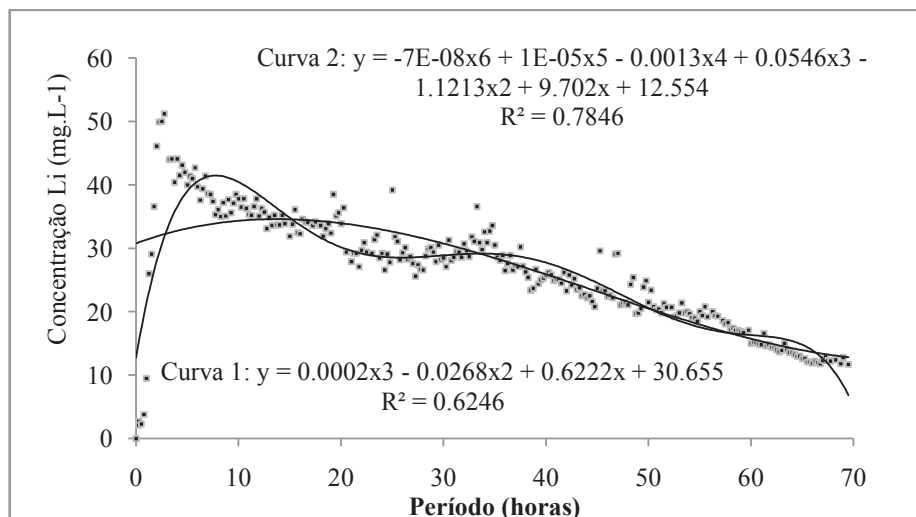


Figura 42 Curva de DTR para o UASB 2

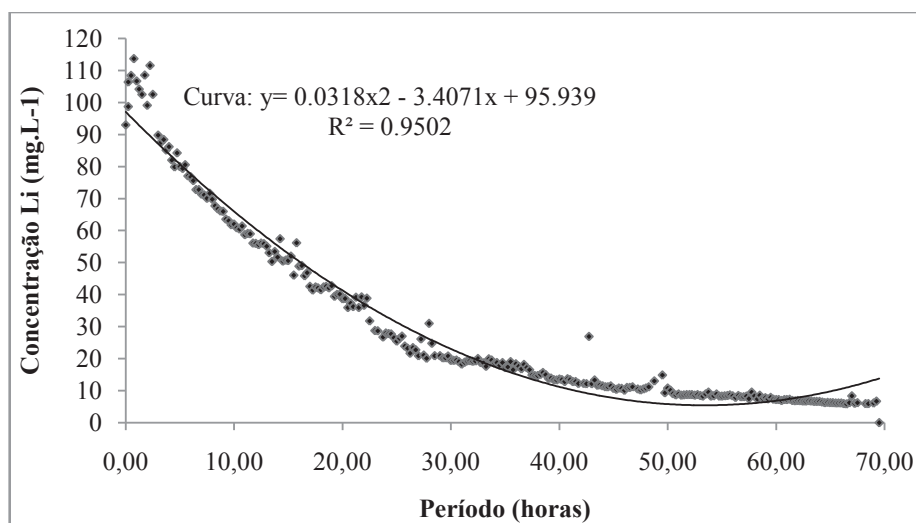


Figura 43 Curva de DTR para o FBS

Observa-se a saída de Li^+ gradualmente durante todo o período de coleta no UASB 1, UASB 2 e no FBS e seus valores foram decaindo conforme o tempo foi passando e as concentrações se mostraram estáveis com fluxo tendendo a

pistonado com moderada dispersão para os reatores UASB 1 e UASB 2, e com fluxo tendo a mistura completa para o FBS. O teste foi encerrado com 70 horas de ensaio, mesmo sem ter atingido, como resposta da última leitura, o valor da concentração igual a zero. Percebe-se ainda saída de Li^+ durante a primeira hora de avaliação mostrando a ocorrência de curtos-circuitos, através das concentrações liberadas.

As curvas foram ajustadas pelo polinômio de ordem 3 para os reatores UASB 1 (curva 1 na Figura 41) e UASB 2 (curva 1 na Figura 42) e de ordem 2 para o reator FBS, onde a adequação dos pontos em uma única curva de DTR fez com que alguns valores ficassem fora do ajustamento, porém com um ótimo coeficiente de determinação ($R^2 = 0,95$) no FBS. Já com respeito ao UASB 1 ($R^2 = 0,62$) e UASB 2 ($R^2 = 0,76$), seus coeficientes de determinação ficaram relativamente baixos.

Nos reatores UASB 1 e UASB 2 ao se fazer a regressão, foi possível fazer o ajuste pelo polinômio de ordem 6, representados pela curva 2 nas Figuras 41 e 42, mas não se pode levar em consideração, pois modelos de ordem 4 ou mais não proporcionam muita aplicação e muito menos coerência com o movimento real de solutos em reatores e sistemas de tratamento de efluentes, pois os erros extrapolam também de forma exponencial (FERREIRA, 2012).

A massa de lítio recuperada durante todo o período do teste, nos três reatores, foi obtida pelo resultado do cálculo numérico pelo método de Simpson, da integral da curva (concentração x tempo) multiplicada pela vazão. Constatou-se recuperação aproximada de 41,8%, o equivalente a 0,67g de Li^+ no reator UASB 1; de 53,1%, o equivalente a 0,85g de Li^+ no reator UASB 2 e de 55,9%, o equivalente a 0,76g de Li^+ no reator FBS.

Os estudos hidrodinâmicos mostraram, por meio das curvas geradas, apenas a tendência do tipo de mistura, uma vez que foi interrompido antecipadamente, não permitindo uma recuperação de massa com valor acima de

90%. Com certeza os reatores UASB 1 e UASB 2 possuem zonas mortas, uma vez que as curvas dos mesmos tendem a se transformar em assíntotas, mostrando que concentrações de lítio saem da unidade, mesmo após o tempo de detenção teórico ter sido alcançado.

6 CONCLUSÕES

Durante o monitoramento da Fase II, obteve-se maiores eficiências de remoção para todos os parâmetros estudados nos reatores UASB1, UASB 2 e FBS, mostrando que nessa fase houve uma maior estabilidade nas unidades de tratamento.

Embora os valores encontrados para os parâmetros de pH e de temperatura se manterem entre as faixas adequadas para manter o consórcio bacteriano e um adequado processo anaeróbio, as eficiências de remoção de matéria orgânica foram consideradas baixas, concluindo que o sistema apresentou algum tipo de instabilidade durante o monitoramento.

A remoção dos macronutrientes (N e P) no sistema também teve eficiência abaixada para ambos os nutrientes avaliados. Sendo as concentrações finais, no efluente, ficando acima das concentrações permitidas por lei para se lançar o efluente em corpos hídricos.

Durante a Fase I os resultados encontrados pela estimativa teórica de produção de biogás foram de 19,4 LCH₄ d⁻¹ e 0,42 LCH₄ g DQO⁻¹ para o UASB 1 e de 6,9 LCH₄ d⁻¹ e 0,48 LCH₄ g DQO⁻¹ para o UASB 2. Para a Fase II, observam-se os seguintes resultados: 10,9 LCH₄ d⁻¹ e 0,39 LCH₄ g DQO⁻¹ para o UASB 1 e de 5,7 LCH₄ d⁻¹ e 0,38 LCH₄ g DQO⁻¹ para o UASB 2.

Na remoção de fenóis o sistema também apresentou resultados baixos. Essa baixa eficiência pode ter sido ocasionada pela instabilidade do sistema, comprovada pelas baixas eficiências de remoção de matéria orgânica, fazendo a concentração final no efluente ser elevada, ficando acima do valor permitido por lei para ser lançado em corpos hídricos.

No perfil dos sólidos, o reator UASB 2 apresentou uma tendência à presença de caminhos preferenciais (curto-circuito) e o reator UASB 1 e FBS apresentaram pouca ou quase nenhuma formação de manta de lodo. O sistema

não apresentou carreamento de sólidos do leito de lodo em função da baixa velocidade ascensional encontrada.

Em relação ao estudo hidrodinâmico, conclui-se que o UASB 1 ($d = 0,2$) e o UASB 2 ($d = 0,2$) apresentaram fluxo tendendo a pistonado com moderada intensidade de dispersão. O FBS ($d = 0,4$) apresentou fluxo tendendo à mistura completa com grande intensidade de dispersão.

O período de monitoramento do sistema combinado anaeróbio-aeróbio no tratamento da vinhaça pode ser considerado como período de partida dos reatores, uma vez que os mesmos não entram em “steady-state”.

7 CONSIDERAÇÕES FINAIS E SUGESTÕES

Com a crescente expansão do cultivo da cana-de-açúcar para a produção de álcool e açúcar, os produtores se encontram em dificuldades em como tratar e qual o melhor destino para a água residuária gerada no processo, pois a vinhaça é produzida em grandes quantidades e não pode ser lançada diretamente em corpos d'água devido ao seu alto grau de matéria orgânica.

O sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio estudado é uma alternativa vantajosa para ser utilizado como tratamento deste tipo de efluente agroindustrial, devido ao seu baixo custo de implantação, monitoramento, menor área de ocupação em relação a outros tipos de tratamento disponíveis, manutenção e eficiência.

Os reatores foram dimensionados em escala laboratorial, mas poderão ser escalonados para maiores dimensões e serem utilizados em escala real, de acordo com o tamanho e a quantidade de produção de água residuária a ser tratada.

Recomenda-se para as futuras pesquisas, a fim de se alcançar um amplo entendimento científico sobre o sistema pesquisado, as seguintes sugestões:

- a) Quantificação real dos gases presentes no biogás gerado pelos reatores UASB por cromatografia gasosa, a fim de destinar melhor o biogás produzido.
- b) Submeter os lodos gerados pelas unidades a análises por microscopia de varredura e de epi-fluorescência, com a finalidade de caracterizá-los em função dos microrganismos. Pois nesse estudo não foram realizadas essas análises.
- c) Utilização de outros materiais como meio suporte, para se ter maior eficiência na aderência de lodos a estes meios.

- d) Para se detectar possíveis zonas mortas e curtos-circuitos nas unidades testadas, deve-se sempre fazer o estudo hidrodinâmico, utilizando traçadores. Determinando assim, o grau de mistura e o tempo de detenção hidráulica real dos reatores;
- e) Determinação de parâmetros cinéticos capazes de subsidiar futuros escalonamentos da forma mais adequada.

REFERÊNCIAS

- ABARCA, C. D. G. **Agroindústria e meio ambiente na experiência brasileira**. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 1999. Disponível em: <<http://www.produto.ufrj.br/abepro/enegep96/2/a>>. Acesso em: 14 nov. 2013.
- AISSE, M. M. et al. Avaliação do sistema reator UASB e biofiltro aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, João Pessoa. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2001. p. 8.
- AKUNNA, J. C.; CLARK, M. Performance of a granular-bed anaerobic baffled reactor (GRABBR) treating whisky distillery wastewater. **Bioresource Technology**, Essex, v. 74, p. 257-261, Sept. 2000.
- ALMEIDA, P. G. S. **Efeito de diferentes tipos de meio suporte no Desempenho de filtros biológicos percoladores aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, com ênfase na nitrificação**. 2007. 116 p. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION; AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION; WATER ENVIRONMENT FEDERATION. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20th ed. Washington, 2005. 676 p.
- ANDERSON, G. K. et al. Evaluation of the inhibitory effects of lithium when used as a tracer for anaerobic digesters. **Water Research**, Oxford, v. 25, n. 7, p. 755-760, July 1991.
- ARAÚJO JÚNIOR, M. M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 136 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 13.969: tanques sépticos: unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos: projeto, construção e operação**. Rio de Janeiro, 1997. 60 p.

BALAGUER, M. D.; VICENT, M. T.; PARÍS, J. M. A comparison of different support materials in anaerobic fluidized bed reactors for the treatment of vinasse. **Environmental Technology**, London, v. 18, p. 539-544, 1997.

BARNES, D.; BLISS, P. J. **Biological control nitrogen in wastewater treatment**. Cambridge: E. & F. N. Spon, 1983. 192 p.

BARROS, P. B **Estudo dos efeitos da aplicação da vinhaça na qualidade de solos em cultivos de cana-de-açúcar (*Saccharum officinarum* L.), e o uso de indicadores no sistema de produção**. Disponível em:

<<http://www.webartigos.com/articles/5211/1/estudo-dos-efeitos-da-aplicacao-davinhaca-na-qualidade-de-solos-em-cultivos-de-cana-de-acucar-saccharum-officinaruml-e-o-uso-de-indicadores-no-sistema-de-producao/pagina1.html>>. Acesso em: 13 nov. 2013.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. 3rd ed. Gainesville: J. Wiley, 2005. 800 p.

BOLAÑOS, M. L. R. et al. Phenol degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized biomass (HAIB) reactor under mesophilic conditions. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 44, n. 4, p. 167-174, 2001.

BORDIGNON, A. J. Quantificação da microbiota de solos fertirrigados com vinhaça. **Cadernos de Agroecologia**, Porto Alegre, v. 6, n. 2, p. 1-3, dez. 2011.

BRAILE, P. M.; CAVALCANTI, E. W. A. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1993. 764 p.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução CONAMA nº 430**, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Brasília, 2011. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res11/res43011.pdf>>. Acesso em: 10 mar. 2014.

BRITO, A. G.; MELO, L. F. A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors. **Environmental Technology**, London, v. 18, p. 35-43, Sept. 1997.

BROWN, A. Y. T. et al. Influência do carregamento orgânico, hidráulico e recirculação sobre o desempenho de reator UASB empregado no tratamento da vinhaça. In: LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON

ANAEROBIC DIGESTION, 10., 2011, Ouro Preto. **Anais...** Ouro Preto: UFOP, 2011. 1 CD-ROM.

CABELLO, P. E. et al. Tratamento de vinhaça em reator anaeróbio de leito fluidizado. **Engenharia Ambiental: Pesquisa e Tecnologia**, Espírito Santo do Pinhal, v. 6, n. 1, p. 321-338, 2009.

CAMILOTTI, F. et al. Avaliação dos teores de metais pesados no solo e na planta de cana-de-açúcar sob adubação com lodo de esgoto e vinhaça. **Bioscience**, Uberlândia, v. 35, n. 6, p. 23-31, 2009.

CAMPOS, C. M. M. **Physical aspects affecting granulations in UASB Reactors**. 1990. 459 p. Thesis (Ph.D. in Environmental Engineering) - University of Newcastle Upon Tyne, Newcastle, 1990.

CAMPOS, C. M. M. et al. Desenvolvimento e operação de reator Anaeróbio de Mantada Lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Revista Agrociência**, Lavras, v. 30, n. 1, p. 140-147, mar. 2006.

CAMPOS, C. M. M.; SALEH, B. B.; CARMO, F. R. Determination of kinetic parameters of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) removing organic loading from swine manure effluents. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 5, p. 1045-1051, set./out. 2005.

CAMPOS, J. L. et al. Stability of a nitrifying activated sludge reactor. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 35, p. 87-92, July 2007.

CAPELA, I. et al. Hydrodynamic behaviour of a full-scale anaerobic contact reactor using residence time distribution technique. **Journal of Chemistry Technology and Biotechnology**, London, v. 84, n. 35, p. 716-724, 2009.

CARTER, J.; HOWE, J. The water framework directive and the strategic environmental assessment directive: exploring the linkages. **Environmental Impact Assessment Review**, New York, v. 26, n. 4, p. 219-316, Apr. 2005.

CARVALHO, K. Q. et al. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 13, n. 2, p. 226-235, abr./jun. 2008.

CASTRO, F. M. S. **Determinação de variáveis hidrodinâmicas em reator UASB com nova proposta de configuração do separador de fases**. 2010. 101 p. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

CHAUDHARI, P. K.; MISHRA, I. M.; CHAND, S. Decolourization and removal of chemical oxygen demand (COD) with energy recovery: treatment of biodigester effluent of a molasses-based alcohol distillery using inorganic coagulants. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, Amsterdam, v. 296, n. 1/3, p. 238-247, Mar. 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: biodigestores anaeróbios**. Belo Horizonte: UFMG, 1997. 588 p.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2007. 379 p.

CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, Cham, v. 5, n. 1, p. 73-92, Feb. 2006.

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

COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL. **Vinhaça: critérios e procedimentos para aplicação no solo agrícola**. São Paulo, 2006. Disponível em: <http://www.cetesb.sp.gov.br/Tecnologia/camaras/P4_231.pdf>. Acesso em: 3 mar. 2014.

CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL DO ESTADO DE MINAS GERAIS. **Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH-MG nº 01**, de 5 de maio de 2008. 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. Belo Horizonte, 2008. Disponível em: <<http://www.siam.mg.gov.br/sla/download.pdf?idNorma=8151>>. Acesso em: 10 mar. 2014.

CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL DO ESTADO DE MINAS GERAIS. **Deliberação Normativa COPAM N° 164**, de 30 de março de 2011. Trata da Elaboração de proposta de deliberação normativa específica para aplicação de vinhaça e águas residuárias provenientes da fabricação de aguardente em solo agrícola. Belo Horizonte, 2011. Disponível em: <<http://www.siam.mg.gov.br/sla/download.pdf?idNorma>>. Acesso em: 10 mar. 2014.

CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL DO ESTADO DE MINAS GERAIS. **Deliberação Normativa COPAM N° 184**, de 13 de junho de 2013. Disciplina o armazenamento e a aplicação em solo agrícola de vinhaça e águas residuárias provenientes da fabricação de aguardente, cachaça, destilado alcoólico simples e de outros produtos obtidos por destilação a partir da cana-de-açúcar, destinados a adição em bebidas. Belo Horizonte, 2013. Disponível em: <http://www.ampaq.com.br/media/2013_vinhaca.pdf>. Acesso em: 10 mar. 2014.

CORAZZA, R. I. Impactos ambientais da vinhaça: controvérsias científicas e lock-in na fertirrigação. In: CONGRESSO DA SOCIEDADE BRASILEIRA DE ECONOMIA E SOCIOLOGIA RURAL, 44., 2006, Fortaleza. **Anais...** Fortaleza: Sociedade Brasileira de Economia e Sociologia Rural, 2006. 1 CD-ROM.

CORAZZA, R. I.; SALLES-FILHO, S. L. M. Opções produtivas mais limpas: uma perspectiva evolucionista a partir de um estudo de trajetória tecnológica na agroindústria canavieira. In: SIMPÓSIO DE GESTÃO DA INOVAÇÃO TECNOLÓGICA, 21., 2000, São Paulo. **Anais...** São Paulo: PGT-USP, 2000. p. 89-102.

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

DRIESSEN, W. J. B. M.; TIELBAARD, M. H.; VEREIJKEN, T. L. F. M. Experience on anaerobic treatment of distillery effluente with the UASB process. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 30, n. 12, p. 193-201, 1994.

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. **Construted wetlands treatment of municipal wastewater**. Washington, 2000. 165 p.

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. **Technology transfer: process design manual for nitrogen control**. Washington, 1975. 93 p.

FDZ-POLANCO, F. et al. Simultaneous organic nitrogen and sulfate removal in an anaerobic GAC fluidized bed reactor. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 44, n. 4, p. 15-22, 2001.

FERNÁNDEZ, N. et al. Use of activated carbon and natural zeolite as support materials, in an anaerobic fluidized bed reactor, for vinasse treatment. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 44, n. 4, p. 1-6, 2001.

FERREIRA, D. C. **Pós-tratamento de água residuária da suinocultura em sistemas alagados construídos combinado**. 2012. 227 p. Tese (Doutorado em Saneamento Rural) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2012.

FERREIRA, D. F. Sisvar: a computer statistical analysis system. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 35, n. 6, p. 1039-1042, nov./dez. 2011.

FIA, R. et al. Desempenho de sistemas alagados no tratamento de águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 14, n. 12, p. 1323-1329, 2010.

FOLIN, O.; DENIS, W. Tyrosine in proteins as determined by a new colorimetric method. **Journal of Biological Chemistry**, Bethesda, v. 12, p. 245-251, 1912.

FORESTI, E. et al. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 52 p.

GIACHINI, C. F.; FERRAZ, M. V. Benefícios da utilização de vinhaça em terras de plantio de cana-de-açúcar: revisão de literatura. **Revista Científica Eletrônica de Agronomia**, Garça, ano 7, n. 15, p. 1-15, jun. 2009.

GLÓRIA, N. A.; ORLANDO FILHO, J. Aplicação de vinhaça: um resumo e discussões sobre o que foi pesquisado. **Álcool e Açúcar**, São Paulo, v. 4, n. 15, p. 22-31, 1984.

GOLTERMAN, H. L.; CLYMO, R. S.; OHNSTAD, M. A. M. **Methods for physical and chemical analysis of freshwater**. Oxford: Blackwell Scientific, 1978. 213 p.

GONÇALVES, R. F. et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: UFMG, 2001. p. 171-278.

GRADY JUNIOR, C. P. L.; LIM, H. C. **Biological waste treatment**. New York: M. Dekker, 1980. 177 p.

HAANDEL, A. C. van; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: UFPB, 1984. 240 p.

HAMERSKI, F. **Partida de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) no tratamento de efluentes**. 2012. 76 p. Dissertação (Mestrado em Desenvolvimento de Processos Agroindustriais e Ambientais) - Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2012.

HAN, S. et al. Effect of sludge-fly ash ceramic particles (SFCP) on sythetic wastewater treatment in an A/O combined biological aerated filter. **Bioresource Technology**, Essex, v. 100, n. 3, p. 1149-1155, Feb. 2009.

HARADA, H. et al. Anaerobic treatment of a recalcitrant distillery wastewater by a thermophilic UASB reactor. **Bioresource Technology**, Essex, v. 55, n. 3, p. 215-223, Mar. 1996.

HASSUDA, S. **Impactos da infiltração da vinhaça de cana no aquífero de Bauru**. 1989. 92 p. Dissertação (Mestrado em Recursos Minerais e Hidrogeologia) - Universidade de São Paulo, São Paulo, 1989.

HENZE, M. Trends in advanced wastewater treatment. **Water Science Technology**, Oxford, v. 35, n. 34, p. 1-4, May 1997.

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

JACOBS, A. C. P. **Influência do meio suporte na formação de biofilme utilizando reator em batelada sequencial**. 2013. 68 p. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Londrina, 2013.

JAIN, N. et al. Impact of post methanation distillery effluent irrigation on ground water quality. **Environmental Monitoring and Assessment**, Dordrecht, v. 110, n. 1/3, p. 243-255, Nov. 2005.

JIMÉNEZ, A. M.; BORJA, R.; MARTÍN, A. A comparative kinetic evaluation of the anaerobic digestion of untreated molasses and molasses previously fermented with *Penicillium decumbens* in batch reactors. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 18, n. 2, p. 121-132, May 2004.

LACAMP, B. et al. Wastewater nutrient removal with advanced biofilm reactors. **Water Science & Technology**, Oxford, v. 27, n. 5/6, p. 263-276, 1992.

LALOV, I. G.; KRYSTEVA, M. A.; PHELOUZAT, J. L. Improvement of biogas production from vinasse via covalent immobilized methanogens. **Bioresource Technology**, Essex, v. 79, p. 83-85, 2001.

LELIS NETO, J. A. **Monitoramento de componentes químicos da vinhaça aplicados em diferentes tipos de solo**. 2008. 89 p. Dissertação (Mestrado em Irrigação e Drenagem) - Escola de Agricultura "Luiz de Queiroz", Piracicaba, 2008.

LETTINGA, G. et al. UASB-process design for various types of wastewaters. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

LEVENSPIEL, O. **Chemical reaction engineering**. 3rd ed. New York: J. Wiley, 1999. 668 p.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. 3. ed. São Paulo: E. Blücher, 2000. v. 2, 563 p.

LIER, J. B. van. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 43, n. 1, p. 1-18, 2001.

LOURENÇO, A. M. P. **Desempenho de um sistema composto de reator UASB filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa no tratamento das águas residuárias da suinocultura, MG**. 2006. 129 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2006.

LOURENÇO, A. M. P.; CAMPOS, C. M. M. Hydrodynamic behavior of lab-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) operated with an adopted Hydraulic Retention time (HRT) of 12 hours. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 33, n. 4, p. 1139-1144, jul./ago. 2009.

MADEJÓN, E. et al. Co-compositing of sugarbeet vinasse: influence of the organic matter nature of the bulking agents used. **Bioresource Technology**, Essex, v. 76, n. 3, p. 275-278, Feb. 2001.

MAGRI, M. E. et al. Otimização do processo de nitrificação com uso de conchas de ostras como material suporte em reatores anaeróbios com biomassa fixa. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 18, n. 2, p. 123-130, abr./jun. 2013.

MANN, A. T.; MENDOZA-ESPINOSA, L.; STEPHENSON, T. Performance of floating and sunken media biological aerated filters under unsteady state conditions. **Water Research**, New York, v. 33, n. 4, p. 1108-1113, 1999.

MATANGUE, M. T. A. **Comportamento hidrodinâmico e cinético dos reatores anaeróbios compartimentado (RAC) e manta de lodo (UASB) operados em série**. 2011. 297 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2011.

MELO FILHO, M. E. S. de. **Aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação de reuso direto planejado da água para cultivo superintensivo de camarão marinho**. 2013. 124 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2013.

METCALF, L.; EDDY, H. P. **Wastewater engineering treatment, disposal and reuse**. 4th ed. New York: McGraw Hill, 2003. 822 p.

MINAS GERAIS. **Lei nº 13.494**, de 11 de julho de 2001. Lei estadual (MG) que trata do padrão de identidade e características do processo de elaboração da Cachaça Artesanal de Minas. Disponível em: <<http://www.legisweb.com.br/legislacao/?id=255377>>. Acesso em: 10 mar. 2014.

MOHANA, S.; ACHARYA, B. K.; MADAMWAR, D. Distillery spent wash: treatment technologies and potential applications. **Journal of Hazardous Materials**, Amsterdam, v. 163, n. 1, p. 12-25, Apr. 2009.

MONTALVO, J. S. Treatment of swine wastes by a high-rate modified-anaerobic-process (HRAMP). **Bioresource Technology**, Oxford, v. 53, p. 207-210, Mar. 1995.

MOORE, R.; QUARMBY, J.; STEPHENSON, T. The effects of media size on the performance of biological aerated filters. **Water Research**, New York, v. 35, n. 10, p. 2514-2522, 2001.

MOOSBRUGGER, R. E. et al. Treatment of wine distillery waste in UASB systems: feasibility, alkalinity requirements and pH control. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 28, n. 2, p. 45-54, 1993.

MORGAN-SAGASTUME, F. et al. Characterization of the loosely attached fraction of activated sludge bacteria. **Water Research**, New York, v. 42, p. 843-854, 2008.

MOTERANI, F. **Monitoramento biológico e físico-químico de reatores anaeróbios (RAC-UASB) no tratamento de efluentes líquidos da suinocultura**. 2010. 247 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2010.

NASCENTES, A. L.; ROQUE, O. C. Otimização de sistema UASB + filtro biológico em escala reduzida tratando esgotos sanitários. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville: ABES, 2003. p. 1-7.

ORTIGARA, A. R. C. **Caracterização do efluente de uma vinícola na região do vale do Rio do Peixe/SC e avaliação do seu tratamento por biofiltro aerado submerso**. 2009. 140 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

PARAWIRA, W. et al. A study of industrial anaerobic treatment of opaque beer brewery wastewater in a tropical climate using a full-scale UASB reactor seeded with activated sludge. **Process Biochemistry**, London, v. 40, n. 2, p. 593-599, 2005.

PASSEGGI, M. et al. Modified UASB reactor for dairy industry wastewater: performance indicators and comparison with the traditional approach. **Journal of Cleaner Production**, Amsterdam, v. 26, p. 90-94, May 2012.

PENHABEL, L. A. **Vinhaça: bio-fertirrigação e impacto ambiental**. 2010. 80 f. Dissertação (MBA em Gestão Sucoalcooleira) - Universidade de Lins, Lins, 2010.

PEREIRA, E. R. **Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando água residuária de suinocultura.** 2004. 119 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

PÉREZ, M.; ROMERO, L. I.; SALES, D. Anaerobic thermophilic fluidized bed treatment of industrial wastewater: effect of F:M relationship. **Chemosphere**, Oxford, v. 38, n. 14, p. 3443-3461, 1999.

POMEROY, R.; KIRCHMAN, H. D. Determination of dissolved oxygen, proposed modification of the Winkler methods *Industr. Engang. Analytical Chemistry*, Washington, v. 17, n. 11, p. 715-716, 1945.

PRADO, M. A. C. **Produção de biogás no tratamento dos efluentes líquidos de *Coffea arabica* L. em reator UASB para o potencial aproveitamento na secagem do café.** 2006. 206 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2006.

PREVITALI, N. R. **Uso de vinhaça para fertirrigação.** 2011. 60 f. Monografia (Graduação em Biocombustíveis) - Faculdade de Tecnologia de Araçatuba, Araçatuba, 2011.

QIU, L. et al. Performances and nitrification properties of biological aerated filters with zeolite, ceramic particle and carbonate media. **Bioresource Technology**, Essex, v. 101, n. 19, p. 7245-7251, Oct. 2010.

RIBAS, M. M. F. **Tratamento de vinhaça em reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada sob condições termofílicas e mesofílicas.** 2007. 175 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

RIGO, E. **Aplicação de lipases como auxiliar no pré-tratamento de efluentes de frigoríficos de suínos e bovinos.** 2004. 84 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) - Universidade Regional Integrada do Alto Uruguai e das Missões, Erechim, 2004.

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. 8, n. 5, p. 406-411, May 1986.

ROCHA, V. C. **Processamento anaeróbio de vinhaça pré-tratada com biopolímero à base de cálcio**. 2012. 104 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2012.

RODRIGUES, S. L. **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. 151 p. Tese (Doutorado em Veterinária) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2008.

ROSÁRIO, C. G. A. **Avaliação da disposição de lodo gerado numa estação de tratamento de água em reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)**. 2007. 236 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

RUIZ, C. **Aplicación de digestores anaeróbios discontinuos em el tratamiento de águas residuales industriales**. 2002. 218 p. Tese (Doutorado em Engenharia) - Universidad de Sevilla, Sevilla, 2002.

SANCINETTI, G. P. et al. Degradação de fenol em reator anaeróbio operado em batelada. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE FERMENTAÇÕES, 14., 2003, Florianópolis. **Anais...** Florianópolis: FEESC/UFSC, 2003. 1 CD-ROM.

SAYED, S. K. I.; FERGALA, M. A. A. Two-stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 32, n. 11, p. 55-60, 2005.

SETH, R.; GOYAL, S. K.; HANDA, B. K. Fixed film biomethanation of distillery spentwash using low cost porous media. **Resources, Conservation and Recycling**, Amsterdam, v. 14, n. 1, p. 79-89, 1995.

SILVA, C. V. A. **Remoção de fósforo em estação compacta de tratamento de esgotos sanitários através de precipitação química**. 2009. 119 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2009.

SILVA, J. F. **Monitoramento de um sistema piloto no tratamento da água residuária do café produzido por via úmida**. 2007. 133 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambientação) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2007.

SILVA, V. G. da. **Monitoramento de parâmetros físicos, químicos e biológicos em um reator anaeróbio híbrido (RAH) em escala piloto, tratando água residuária do café produzido por via úmida.** 2007. 170 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2007.

SILVA JÚNIOR, F. C. G. **Sistema combinado anaeróbio-aeróbio para remoção de nitrogênio e DQO de afluentes petroquímico.** 2011. 88 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

SMITH, L. C.; ELLIOT, D. J.; JAMES, A. Mixing in upflow anaerobic filters and its influence on performance and scale-up. **Water Research**, London, v. 30, n. 12, p. 3061-3073, May 1996.

SOUZA, M. E.; FUZARO, G.; POLEGATO, A. R. Thermophilic anaerobic digestion of vinasse in pilot plant uasb reactor. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 25, n. 7, p. 213-222, 1992.

SOUZA, T. H. Y. **Estudo de Reator Aeróbio-Anóxico de Leito Fixo (RAALF).** 2012. 71 p. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2012.

SPERLING, M. von. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Belo Horizonte: UFMG, 2006. 243 p.

SPERLING, M. von. **Introdução á qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** 3. ed. Belo Horizonte: UFMG/DESA, 2005. 452 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, 1).

SPERLING, M. von. **Princípios básicos do tratamento de esgotos.** Belo Horizonte: UFMG/DESA, 2009. 211 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, 2).

TEHL, M. **Avaliação do uso de reator anaeróbio horizontal de leito fixo no tratamento da vinhaça sob condições termofílicas.** 2001. 60 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

UZAL, N.; GOKÇAY, C. F.; DEMIRER, G. N. Sequential (anaerobic/aerobic) biological treatment of malt whisky wastewater. **Process Biochemistry**, London, v. 39, n. 3, p. 279-286, 2003.

VIANA, A. B. **Tratamento anaeróbio da vinhaça em reator UASB operado em temperatura na faixa termofílica (55° C) e submetido ao aumento progressivo da carga orgânica**. 2006. 102 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VIDAL, G. et al. Influence of the content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewaters. **Bioresource Technology**, Essex, v. 74, n. 3, p. 231-239, 2000.

VLISSIDIS, A.; ZOUBOULIS, A. I. Thermophilic anaerobic digestion of alcohol distillery wastewaters. **Bioresource Technology**, Essex, v. 43, n. 1, p. 131-140, 1993.

WANG, C. et al. Development of an empirical model for domestic wastewater treatment by biological aerated filter. **Process Biochemistry**, London, v. 41, n. 4, p. 778-782, Apr. 2006.

WIEGANT, W. M.; CLAASSEN, J. A.; LETTINGA, G. Thermophilic anaerobic digestion of high strength wastewaters. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 37, p. 1374-1381, 1986.

WINKLER, L. W. Die bestimmung des in wasser gelösten sauerstoffes. **Berichte der Deutschen Chemischen Gesellschaft**, Berlin, v. 21, p. 2843-2855, 1888.

WOLMARANS, B.; DE VILLIERS, G. H. Start-up of a UASB effluent treatment plant on distillery wastewater. **Water SA**, Gezina, v. 28, n. 1, p. 63-68, 2002.

YENDO, A. Y. **Uso de um biofiltro aerado submerso como unidade de pós-tratamento de efluente de tratamento anaeróbio de curtume**. 2003. 119 p. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais) - Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2003.

YU, Y. et al. Effect of grain-slag media for the treatment of wastewater in a biological aerated filter. **Bioresource Technology**, Essex, v. 99, n. 10, p. 4120-4123, July 2008.

ZEGERS, F. **Anaerobic treatment of the wine drawn**. Wageningen: Universidad del Valle, 1987. 115 p.

ANEXO

ANEXO A - Análise de variância

Tabela 1 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas (AVT, AI, AT, AB).

F.V	AVT		AI		AT		AB	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	159.482	1	351.822	1	321.163	1	1.069.545
Reator	1	4.800.692	1	372.708	1	1.201.970	1	4.381.345
Resíduo	63	103.253	63	41.479	63	62.677	63	484.89
CV (%)	83,43		48,14		35,96		-478	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação

Tabela 2 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas (Temperatura, pH, NTK, nitrato).

F.V	Temperatura		pH		NTK		Nitrato	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	1.122	1	127	1	40.44	1	5,21
Reator	2	108	2	198	2	10.566	2	5,22
Resíduo	374	1,08	378	0,41	53	1.019	44	0,35
CV (%)	4,28		9,01		57,93		69,21	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação

Tabela 3 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas (Compostos fenólicos, DBO₅, DQO bruta, DQO filtrada).

F.V	Compostos fenólicos		DBO ₅		DQO bruta		DQO filtrada	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	2.708	1	872.018	1	120.580.150	1	171.846.196
Reator	2	1.033	2	27.867.595	2	69.634.204	2	47.858.277
Resíduo	55	58	17	4.395.927	104	1.194.408	84	98.653
CV (%)	27,81		57,61		41,80		14,49	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação

Tabela 4 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas (Fosforo, ST, SFT, SVT).

F.V	Fósforo		ST		SFT		SVT	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	129	1	8.991.580	1	28.805	1	10.108.972
Reator	2	138	2	2.471.920	2	27.121	2	22.890.290
Resíduo	46	39	40	294.817	40	44.212	40	84.136
CV (%)	61,15		19,60		15,73		20,27	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação

Tabela 5 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas para eficiência de remoção de matéria orgânica (NTK, nitrato, fósforo, compostos fenólicos).

F.V	NTK		Nitrato		Fósforo		Compostos fenólicos	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	2.58	1	958	1	128	1	12.949
Reator	2	2.187	2	1.843	2	138	2	1.564
Resíduo	53	923	44	860	46	39	55	193
CV (%)	80,52		128,11		61,65		52,96	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação

Tabela 6 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas para eficiência de remoção de matéria orgânica (ST, SFT, SVT).

F.V	ST		SFT		SVT	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	1.052	1	1.122	1	8.496
Reator	2	466	2	1.005	2	334
Resíduo	40	289	40	304	40	317
CV (%)	116,78		5235,39		64,80	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação

Tabela 7 – Resumo da análise de variância das variáveis monitoradas para eficiência de remoção de matéria orgânica (DBO₅, DQO bruta, DQO filtrada).

F.V	DBO ₅		DQO bruta		DQO filtrada	
	GL	QM	GL	QM	GL	QM
Fase	1	368	1	26.906	1	17.774
Reator	2	742	2	2.758	2	1.375
Resíduo	17	1.326	104	502	84	406
CV (%)	112,53		53,32		48,39	

GL: grau de liberdade

QM: quadrado médio de tratamento

CV: coeficiente de variação