



LUCAS CARDOSO LIMA

**TRATAMENTO DO ESGOTO SANITÁRIO DA
UNIVERSIDADE FEDERAL DE LAVRAS, EM
ESTAÇÃO PILOTO, OBJETIVANDO SUA
CARACTERIZAÇÃO, REMOÇÃO DE POLUENTES
E CINÉTICA**

LAVRAS – MG

2019

LUCAS CARDOSO LIMA

**TRATAMENTO DO ESGOTO SANITÁRIO DA
UNIVERSIDADE FEDERAL DE LAVRAS, EM
ESTAÇÃO PILOTO, OBJETIVANDO SUA
CARACTERIZAÇÃO, REMOÇÃO DE POLUENTES
E CINÉTICA**

Tese 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
Hidrologia e Saneamento
Ambiental, para a obtenção do título
de Doutor.

Orientador

Dr. Ronaldo Fia

Coorientadora

Fátima Resende Luiz Fia

LAVRAS - MG

2019

**Ficha catalográfica elaborada pelo Sistema de Geração de Ficha Catalográfica da
Biblioteca Universitária da UFLA, com dados informados pelo(a) próprio(a) autor(a).**

Lima, Lucas Cardoso

Tratamento Do Esgoto Sanitário Da Universidade Federal De Lavras,
Em Estação Piloto, Objetivando Sua Caracterização, Remoção De Poluentes
E Cinética / Lucas Cardoso Lima. - 2019.

179 p. : il

Orientador(a): Ronaldo Fia.

Coorientador(a): Fátima Resende Luiz Fia.

Tese (doutorado) - Universidade Federal de Lavras, 2019.

Bibliografia.

1. Efluente Sanitário. 2. RAFA. 3. FBAS SAC. I. Fia, Ronaldo. II. Fia,
Fátima Resende Luiz. III. Título

LUCAS CARDOSO LIMA

**TRATAMENTO DO ESGOTO SANITÁRIO DA
UNIVERSIDADE FEDERAL DE LAVRAS, EM
ESTAÇÃO PILOTO, OBJETIVANDO SUA
CARACTERIZAÇÃO, REMOÇÃO DE POLUENTES
E CINÉTICA**

Tese 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
Hidrologia e Saneamento
Ambiental, para a obtenção do título
de Doutor.

APROVADA em 12 de abril de 2019.

Drº Claudio Milton Campos Montenegro

Drº Antônio Teixeira de Matos UFMG

Drº Mateus Pimentel de Matos UFLA

Drª Luciene Alves Batista Siniscalchi UFLA

Orientador

Dr. Ronaldo Fia

Coorientadora

Fátima Resende Luiz Fia

LAVRAS - MG

2019

Dedico

*Ao meu afilhado, amigo, primo e irmão Duílio Lourenço
(Cardosinho) †, que em tão pouco tempo de convivência tornou-se um
irmão de alma, e hoje, tenho certeza que toma conta dos meus passos.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pelas oportunidades oferecidas nos últimos anos.

Agradeço à casa

À Universidade Federal de Lavras, a CAPES pelo financiamento da bolsa de pesquisa, ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos em Sistemas Agrícolas, pelo conhecimento adquirido.

Ao meu orientador amigo Ronaldo Fia, que teve a árdua missão de orientar um geógrafo desde o mestrado, e que ao longo desses cinco anos, sempre foi um exemplo de profissional a ser seguido. Agradeço pela confiança e segurança passada nos momentos difíceis no mestrado e agora no doutorado, quando deu continuidade nas orientações, os meus sinceros agradecimentos pela orientação e amizade.

Ao professor, professor não, amigo Montenegro, que foi responsável por aceitar inicialmente a trajetória de orientação no doutorado, e que me fez perceber, que ser um professor vai além de lecionar e passar conteúdo. Que um verdadeiro professor, antes de tudo é um ser humano que deve olhar sempre para seus alunos, com um olhar além da sala de aula.

A minha coorientadora Fátima Fia, agradeço pelas contribuições e sugestões ao longo deste processo.

Ao professor/amigo Mateus, que ao longo dos anos sempre demonstrou total disposição e boa vontade em ajudar nas dúvidas acadêmicas e pelas inúmeras conversas além da academia.

Aos bolsistas que dedicaram um tempo para execução deste experimento, pela dedicação, comprometimento de todos: Jonas, Rafaela, Pamela, Juliano Curi, Natalia.

Aos técnicos/ amigos do laboratório Juliana e Marcos pela companhia nas horas difíceis e ajuda nas análises realizadas. Em especial, agradeço ao Alex, por toda a ajuda nesta etapa, sempre disposto a ajudar e auxiliar no desenvolvimento do experimento.

Aos componentes da banca, professores Antônio Mattos e Luciene, que aceitaram fazer parte de um momento tão importante nesta jornada.

Aos operadores da ETA/ UFLA Aline, Tobias, Henrique e em especial ao Aroldo, que sempre tiveram boa vontade em ajudar e foram responsáveis por bons momentos de descontração nos momentos difíceis com horas de conversas e café.

Agradeço aos amigos

Primeiramente, agradeço aos amigos de república Casa da Zana, Brenon, Jaciuneumo, Raul e Marcão (agregado), que foram responsáveis ao longo desses anos por momentos que fizeram que a distância de casa, não fosse sentida, e ao final desse processo, fica a certeza de amigos para vida toda, em especial meu irmão/compadre Fernando por todos bons momentos desde o mestrado. Estendo à Talita e minha querida afilhada Valentina.

Ao meu amigo, irmão e agora afilhado Rafael e sua esposa Fernanda, que mesmo à distância, a amizade é pura e sincera. E ao grande amigo Will, por todos os bons momentos de alegria e descontração.

À Bruna Canabarro, que esteve presente em quase todo o doutorando ao meu lado, e por muitas vezes, foi a pessoa responsável por acalmar nos momentos mais difíceis dessa etapa.

Aos amigos (as) Andreia (Deia), Bo Aline Reis, Regina, Fernando, Mayra, Flávio, Anita, Malu, Viviane (irmã de doutorado) Rodrigo Pessoa, Cirlene, que Lavras me permitiu fazer ao longo desses seis anos

Aos amigos, que com a ajuda da tecnologia e das redes sociais, ajudaram em momentos que era necessário desligar da vida acadêmica; Alexandra, Acacia, Edy, Carol, Josy, Lo, Mayra, Nalu, Vanessa.

Aos amigos do colégio CNEC que deram total apoio nessa reta final, em especial Diretora Simoneuza e a coordenadora Lana, e professora Cleide pela ajuda final no texto.

Aos amigos do “Bloco Bebu Iguali”, que apesar dada distância, sempre torcendo e mandando energias positivas.

BRINDO À FAMÍLIA

Aos meus pais, Adilson e Ana Lícia por acreditarem e apoiarem minhas decisões desde sempre, agradeço pela educação e ensinamentos a cada dia.

Aos meus irmãos, Alessandro e Luana, por quem tenho total admiração, carinho, respeito e amor incondicional, obrigado por sempre acreditarem no meu sonho. E a minha cunhada Priscila por sempre dar palavras de apoio.

A todos os familiares que de alguma forma contribuíram nesta etapa

**Agradeço a todos por estarem juntos nessa etapa especial em
minha vida.**

*“... Aprende que verdadeiras amizades continuam a crescer mesmo à
longas distâncias.*

*E o que importa não é o que você tem na vida, mas quem você tem na
vida...)*

“O menestrel”

Epígrafe

Resumo

Com o crescente apelo em relação às questões ambientais de gerenciamento da água, devido à sua escassez em diversos locais do Brasil, o tratamento e o reúso de efluentes gerados em grande e pequena escala têm cada vez mais importância. Assim, esta pesquisa objetivou analisar a combinação de reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (RAFA), filtro biológico aerado submerso (FBAS), decantador secundário (DEC) e sistema alagado construído (SAC) para o tratamento de esgoto sanitário em escala piloto da Universidade Federal de Lavras (UFLA), além da obtenção de parâmetros cinéticos. O experimento foi instalado nas dependências da estação de tratamento de esgoto da UFLA, tendo sido dividido em 5 fases: Fase 1 148 dias e TDH 40; Fase 2 87 dias e TDH 30; Fase 3 95 dias e TDH 20; Fase 4 88 dias e TDH 16 e Fase 5 108 dias e TDH 12 totalizando 526 dias em campo. Ao longo do período de monitoramento, foram coletadas amostras afluente e efluente de cada unidade de tratamento, duas vezes na semana para análises físicas, químicas e biológicas. Analisando o experimento em duas fases, antes e após o acionamento da segunda elevatória da Veterinária, verificou-se que a afluente ao sistema de tratamento apresentou diferença estatística para as variáveis pH, sólidos totais e nitrogênio total Kjeldahl, enquanto a condutividade elétrica, demanda biológica e química de oxigênio além do fósforo, não apresentaram diferença significativa. As médias de monitoramento das cinco fases estudadas, apresentam um pH com valores 8,1; 8,3; 7,5; 7,4 e 7,7 respectivamente para a entrada, RAFA, FBAS, DEC e SAC. As eficiências médias de remoção de DBO e DQO variaram entre 59 e 83% e 89 e 95%, respectivamente. Em relação a remoção de nutrientes durante a pesquisa as faixas foram 88 e 41 % respectivamente para nitrogênio e fósforo. Os valores cinéticos obtidos no RAFA, para as 5 fases foram: coeficiente de crescimento $0,56 \text{ mg mg}^{-1} \text{ d}^{-1}$; decaimento endógeno $0,13 \text{ d}^{-1}$; taxa máxima de crescimento microbiano $0,21 \text{ d}^{-1}$; concentração do substrato limitante 1.405 mg L^{-1} de DQO. A produção de total de capim-tifton 85 foi de 238 t ha^{-1} , apresentando boas eficiências extratoras de nutrientes, de 20 e 13% respectivamente para nitrogênio e fósforo. Após os 526 dias de experimento em campo, foi possível observar que o tempo da primeira fase (148 dias) não foi suficiente para formação do lodo no RAFA, contudo, proporcionou boa estabilidade ao sistema. As eficiências globais para todos os parâmetros analisados, apresentaram-se satisfatórias, com exceção das de sólidos. A configuração utilizada neste trabalho apresentou bom desempenho para remoção de

poluentes oriundos do efluente sanitário da Universidade Federal de Lavras.

Palavras-Chave: Efluente Sanitário; RAFA; FBAS, SAC

Abstract

With the increasing appeal of water management environmental issues, due to their scarcity in several locations in Brazil, the treatment and reuse of large and small scale effluents are increasingly important. The aim of this research was to analyze the combination of anaerobic sludge blanket and upflow (RAFA), submerged aerated biological filter (FBAS), secondary decanter (DEC) and flooded system (SAC) for the treatment of sanitary sewage at scale pilot of the Federal University of Lavras (UFLA), in addition to obtaining kinetic parameters. The experiment was installed in the UFLA sewage treatment plant and was divided into 5 phases: Phase 1 148 days and TDH 40; Phase 2 87 days and TDH 30; Phase 3 95 days and TDH 20; Phase 4 88 days and TDH 16 and Phase 5 108 days and TDH 12 totaling 526 days in the field. During the monitoring period, tributary and effluent samples were collected from each treatment unit twice a week for physical, chemical and biological analyzes. Analyzing the experiment in two phases, before and after the activation of the second Veterinary elevation, it was verified that the affluent to the treatment system presented statistical difference for pH, total solids and total Kjeldahl nitrogen variables, while the electrical conductivity, biological demand and oxygen chemistry besides phosphorus, did not present significant difference. The monitoring averages of the five phases studied have a pH of 8.1; 8.3; 7.5; 7.4 and 7.7 respectively for the input, RAFA, FBAS, DEC and SAC. The mean removal efficiencies of BOD and COD varied between 59 and 83% and 89 and 95%, respectively. Regarding the nutrient removal during the research the bands were 88 and 41% respectively for nitrogen and phosphorus. The kinetic values obtained in the RAFA for the 5 phases were: growth coefficient 0.56 mg mg⁻¹ d⁻¹; endogenous decay 0.13 d⁻¹; maximum rate of microbial growth 0.21 d⁻¹; limiting substrate concentration 1,405 mg L⁻¹ COD. The total tifton 85 grass yield was 238 t ha⁻¹, presenting good nutrient-extracting efficiencies of 20 and 13% respectively for nitrogen and phosphorus. After the 526 days of field experiment, it was possible to observe that the time of the first phase (148 days) was not sufficient for the formation of sludge in RAFA, however, it provided good stability to the system. The overall efficiencies for all analyzed parameters were satisfactory, except for solids. The configuration used in this work presented good performance for the removal of pollutants from the sanitary effluent of the Federal University of Lavras.

Keywords: Sanitary Effluent; RAFA; FBAS, SAC

Lista de Figuras

Figura 1. Representação de um SAC de escoamento horizontal subsuperficial.....	45
Figura 2. Fluxograma e linha de tratamento do esgoto composta por reator TEq (1), RAFA (2), FBAS (3), DS (4) e SAC (5), localizada nas dependências da ETE-UFLA, utilizados experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.	52
Figura 3. Visualização externa do tanque de equalização (A) e do reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (B), utilizados experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.	53
Figura 4. Diagrama esquemático do RAFA (A), e vista superior e cortes (B), utilizados experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.	54
Figura 5. Visualização externa (A) e interna (B) do filtro biológico aerado submerso utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA; anéis de Pall utilizados no preenchimento do FBAS (C), e distribuição dos sacos tipo rede com os anéis de Pall dentro do FBAS (D).	56
Figura 6. Visualização externa (A) e diagrama esquemático da parte superior interna (B) do decantador secundário utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.	57
Figura 7. Visualização do processo de montagem do sistema alagado construído utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA (A); e vista externa do SAC após o sistema já instalado (B).....	59
Figura 8 ?Aparatos para amostragem do lodo dentro do RAFA. (A) Coletor, (B) Procedimento de coleta. (C) Perfil do RAFA para coleta.	64
Figura 8.? Temperaturas médias do esgoto em tratamento e do ar externo à unidade experimental.....	75
Figura 9: Variação dos valores de pH no afluente e efluente ao reator RAFA (A) e RAFA _{Cl} (B).....	79
Figura 10: Variação da alcalinidade total (AT) com o tempo afluente e efluente aos RAFA e RAFA _{Cl}	82
Figura 11: Variação da alcalinidade bicarbonato (AB) com o tempo no afluente e efluente do RAFA e RAFA _{Cl}	84
Figura 12. Variação da concentração de ácidos voláteis totais (AVT) com o tempo no afluente e efluente dos reatores RAFA e RAFA _{Cl}	86
Figura 13. Variação da Demanda Química de Oxigênio com o tempo afluente e efluente aos reatores RAFA e RAFA _{Cl}	89

Figura 15. Variação da massa de sólidos voláteis totais (SVT) nos reatores RAFA (A) e RAFA _{Cl} (B) durante o período de partida.	96
Figura 16: Variação da concentração média de SVT nos reatores RAFA e RAFA _{Cl} em função da altura dos mesmos.	98
Figura17: Valores médios de pH afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento.	101
Figura18: Variação dos valores médios de: (a) alcalinidade bicarbonato (AB) e (b) ácidos voláteis totais (AVT) afluente e efluente, e (c) relação entre alcalinidade intermediária e parcial (AI/AP) efluente do RAFA durante as cinco fases de monitoramento.	103
Figura 19: Perfil médio de crescimento do lodo ao longo da altura do RAFA nas 5 fases de monitoramento.	105
Figura 20: Valores médios de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento e eficiência de remoção de DBO bruta (E-DBO).	108
Figura 21: Valores médios de demanda química de oxigênio bruta (DQO bruta) afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento e eficiência de remoção de DQO bruta (E-DQO bruta). ...	110
Figura 23: Valores médios de sólidos totais, sólidos suspensos e sólidos dissolvidos afluente e efluente das unidades de tratamento, nas cinco fases de monitoramento.	Erro! Indicador não definido.
Figura 24: Valores médios de nitrogênio (NTK) afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento do sistema, e eficiência de remoção (E-NTK).	122
Figura 25: Valores médios de nitrato afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento do sistema.	124
Figura26: Valores médios de fósforo afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento do sistema, e eficiência de remoção.	127
Figura 26. Determinação dos coeficientes cinéticos do modelo proposto por Monod para a degradação da matéria orgânica no RAFA em cada fase experimental.	129
Figura 27. Produtividade de massa verde e seca de capim-tifton 85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.	134
Figura 28: Concentração de nitrogênio e fósforo na parte aérea do capim-tifton 85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.	136

Figura 29: Extração total de nitrogênio e fósforo pelo capim-tifton-85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.	138
Figura 30: Extração diária de nitrogênio e fósforo pelo capim-tifton-85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.	139
Figura 31: Massa total afluyente e efluente de nitrogênio e fósforo, e extração de nutrientes pelo capim-tifton-85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante o período experimental.	140

Lista de Tabelas

Tabela 1 – Variáveis analisadas durante o monitoramento das unidades experimentais utilizadas no tratamento do esgoto sanitário da UFLA, com as respectivas frequências de análise e as metodologias utilizadas.....	63
Tabela 2. Valores referentes às cinco fases relacionados ao tempo de detenção hidráulica, carga orgânica volumétrica e taxa de aplicação superficial aplicados nos diferentes reatores.....	66
Tabela 4. Valores médios e desvio padrão da caracterização físico-química do efluente da Universidade Federal de Lavras após sistema preliminar de tratamento (gradeamento e caixa de gordura).....	67
Tabela 4 – Temperaturas médias do esgoto em tratamento, da temperatura do ambiente no período do experimento, e médias entre 1961 e 2004 de acordo com Dantas et al (2007); precipitações totais e umidade relativa do ar média observadas durante a realização do experimento.	73
Tabela 5 – Valores médios, desvios padrões e medianas de pH, AT, AB, AVT para o afluente e efluente no RAFA e RAFA _{Cl} , e relação AI/AP para o efluente do reator.	77
Tabela 6: Valores médios, desvio padrão, mediana e eficiência de remoção da demanda química de oxigênio nos reatores RAFA e RAFA _{Cl}	88
Tabela 7: Valores médios, desvio padrão e mediana de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT) no afluente e efluente, e eficiência de remoção nos reatores RAFA e RAFA _{Cl}	92
Tabela 8. Valores médios de Q_e (vazão afluente), V_r (volume do reator), X_e (concentração média de sólidos voláteis totais efluente ao reator), X_{am} e X_r (concentração média de sólidos voláteis no interior do reator e); C_o (concentração de DQO afluente); e C (concentração DQO efluente).....	128
Tabela 9: Parâmetros cinéticos para reator anaeróbico de fluxo ascendente tratando o esgoto sanitário da Universidade Federal de Lavras.....	129
Tabela 10: Parâmetros cinéticos obtidos por alguns autores para o tratamento anaeróbico de diferentes efluentes.....	131

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	17
2. OBJETIVO GERAL.....	19
3. REVISÃO DE LITERATURA	20
3.1. PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO	20
3.2. REATORES ANAERÓBIOS	23
3.3. FATORES QUE AFETAM O PROCESSO DE DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA	27
3.3.1. Temperatura.....	28
3.3.2. Potencial hidrogeniônico, alcalinidade e ácidos voláteis	29
3.3.3. Nutrientes	30
3.3.4. Toxicidade.....	31
3.4. PARTIDA DE REATORES ANAERÓBIOS	31
3.5 ESTUDOS CINÉTICOS	33
3.6 FILTRO BIOLÓGICO AERADO SUBMERSO (FBAS).....	36
3.6.1 Biofilmes e Meio de suporte	38
3.6.2 Nitrificação e desnitrificação	39
3.8 PROCESSO CONJUNTO ANAERÓBIO-AERÓBIO.....	42
3.9 SISTEMA ALAGADOS CONSTRUÍDOS	44
4. MATERIAL E MÉTODOS	50
4.1 LOCALIZAÇÃO EXPERIMENTAL	50
4.2. CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO.....	51
4.3. PANORAMA GERAL DA PARTIDA DO EXPERIMENTO	60
4.4 MONITORAMENTO, COLETA E EXECUÇÃO DAS ANÁLISES	62
4.5 AMOSTRAGEM DO LODO	63
4.6 PRODUTIVIDADE ANÁLISE DO CAPIM	65
4.7. ESTUDOS CINÉTICOS	65
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	67
5.1 CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE GERADO NA UNIVERSIDADE FEDERAL DE LAVRAS	67
5.2 CARACTERIZAÇÃO AMBIENTAL DURANTE A REALIZAÇÃO DO EXPERIMENTO.....	72
5.3 PARTIDA DOS REATORES ANAERÓBIOS	76
5.3.2 EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE POLUENTES NA PARTIDA DOS REATORES	88
5.3.3 VARIAÇÃO DE BIOMASSA NO REATOR EM DIFERENTES ALTURAS ..	95
5.4 MONITORAMENTO DO SISTEMA DE TRATAMENTO DURANTE AS CINCO FASES	99
5.5 CINÉTICA DE REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA NO RAFA.....	128
5.6 PRODUTIVIDADE DE BIOMASSA.....	132
6. CONCLUSÕES.....	140
6.2 SUGESTÕES PARA PESQUISAS FUTURAS.....	141
REFERÊNCIAS.....	142
APÊNDICES	169

1. INTRODUÇÃO

A maior parte da água potável, após ser utilizada nas atividades domésticas e industriais, é descartada sem tratamento nos cursos d'água. Essas atividades são responsáveis pela produção de quantidades consideráveis de materiais poluentes, podem deteriorar a qualidade dos cursos d'água, comprometendo a vida aquática, e também, todos os usos que possam ser dados a esse recurso.

Neste contexto, as estações de tratamentos de efluentes (ETEs), por meio de processos físicos, químicos e biológicos têm como finalidade a redução das cargas poluidoras do esgoto sanitário, e destinação adequada da matéria residual resultante do tratamento.

Dentre as diversas alternativas para se tratar o esgoto doméstico, normalmente, os processos biológicos anaeróbios e aeróbios são os mais utilizados. Preferencialmente, a combinação desses dois processos, como uma opção eficiente de tratamento, assume algumas vantagens. Com a primeira parte do tratamento biológico anaeróbio, diminui-se a carga orgânica de entrada no reator aeróbio, ampliando os benefícios de se reduzir o consumo de energia e a produção de lodo no sistema, além de promover maior faixa de remoção de matéria orgânica (acima de 90%).

No tratamento biológico, o conhecimento da cinética dos processos de conversão biológica e da microbiologia é de grande importância. Sendo fundamental o conhecimento do transporte hidráulico dos materiais no reator, as reações que nele ocorrem e o monitoramento das variáveis envolvidos é fundamental para se obter a eficiência do sistema. Estudos que associem os conhecimentos microbiológicos e cinéticos, dentro da configuração: reatores anaeróbios de manta de lodo (RAFA) seguidos por biofiltros aerados submersos (FBAS), permitirão o aperfeiçoamento do desempenho, operação e monitoramento, tendo como consequência, um melhor controle do processo.

Os reatores descritos acima são utilizados para o tratamento de efluentes com uma maior vazão diária e, voltados principalmente, para grandes centros urbanos, por demandarem mão de obra qualificada, e apresentarem menor tempo de detenção hidráulica no tratamento, ocupando menor espaço. Além desses, existem tecnologias voltadas para comunidades de menor porte, como os sistemas alagados construídos (SACs), também conhecidos como *wetlands* construídos, que têm sido aplicados para tratamento de águas residuárias, principalmente em níveis secundário e terciário de tratamento, ou visando polimento de efluentes tratados para reúso, que remete ao foco do presente trabalho.

Essa tecnologia caracteriza-se por oferecer diversas vantagens, como baixos custos de implementação e operação, reduzido consumo de energia, além de proporcionar o tratamento de diferentes águas residuárias com a harmonia paisagística.

2. OBJETIVO GERAL

A presente pesquisa objetivou avaliar a influência do tempo de detenção hidráulica em cinco fases e a eficiência do sistema composto por reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente, filtro biológico aerado submerso e sistema alagado construído para o tratamento de esgoto sanitário em escala de protótipo da Universidade Federal de Lavras.

Como objetivos específicos têm-se:

Caracterizar o efluente sanitário da Universidade Federal de Lavras;

Comparar a partida de reatores anaeróbios de manta de lodo de fluxo ascendente (RAFA) com e sem inóculo;

Avaliar a eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes nas diferentes fases do ensaio e nas diferentes unidades de tratamento empregadas;

Realizar os estudos cinéticos de remoção de matéria orgânica no RAFA para diferentes tempos de detenção hidráulica;

Obter a produção de capim-tifton 85 cultivado no sistema alagado construído (SAC) nas diferentes fases;

Analisar a remoção de nutrientes pelo capim-tifton 85 cultivado no (SAC) nas diferentes fases.

3. REVISÃO DE LITERATURA

A revisão de literatura será realizada de acordo com cada unidade de tratamento e suas características, descrevendo as principais reações nos processos biológicos de tratamento de esgoto doméstico, a microbiologia do processo anaeróbio e aeróbio, bem como os processos decorrentes nos sistemas alagados construídos que no presente trabalho será utilizado como uma unidade de polimento final no tratamento do esgoto sanitário da Universidade Federal de Lavras.

3.1. Processos biológicos de tratamento de esgoto

Os processos biológicos para tratamento de esgotos, realizados pelos diversos microrganismos, principalmente bactérias, têm como finalidade a redução da quantidade de matéria orgânica e de nutrientes, como nitrogênio e fósforo. A matéria orgânica biodegradável serve como insumo nutricional para o crescimento dos microrganismos que crescem e se aglomeram, formando flocos e grânulos que são removidos do líquido por sedimentação como lodo secundário (METCALF; EDDY, 2003; VON SPERLING, 2014).

A degradação biológica do material orgânico contido na água residuária pode ocorrer em ambientes controlados (reatores), bem como em ambientes naturais, como no solo ou em ambientes aquáticos. Nas estações de tratamento de esgoto (ETEs) esse fenômeno é reproduzido de forma controlada, permitindo assim, melhor desempenho no processo de tratamento (CAMPOS, 1999). Para Metcalf e Eddy (2003), qualquer que seja o processo empregado num sistema de tratamento biológico de águas residuárias, um dos principais objetivos a alcançar é a biodegradação de compostos dissolvidos e particulados em produtos finais mais adequados, de forma a respeitar os padrões de qualidade dos efluentes a serem descartados no ambiente.

Os objetivos gerais do tratamento biológico dividem-se em quatro: transformar os constituintes biodegradáveis dissolvidos e particulados em produtos finais aceitáveis, capturar e incorporar sólidos suspensos e coloidais não sedimentáveis em um floco biológico ou em um biofilme, transformar e remover nutrientes, e em alguns casos, remover ou reduzir constituintes específicos (METCALF; EDDY, 2003).

Para que se alcancem os objetivos, é importante o contato efetivo entre os organismos (bactérias, protozoários, fungos e outros) e o material orgânico proveniente do esgoto, onde esse serve como alimento para os microrganismos (VON SPERLING, 2014). Esses processos biológicos podem ser divididos em dois grandes grupos: anaeróbio e aeróbio (JORDÃO; PESSOA, 2014).

No processo anaeróbio, os microrganismos degradam a matéria orgânica convertendo-a em gases como metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2), na ausência de oxigênio (CHERNICHARO, 2007). Para que ocorra a remoção da matéria orgânica, podem ser utilizados como aceptores de elétrons, os sulfatos, carbonatos, nitratos e o dióxido de carbono (FREIRE et al., 2000; SANT'ANNA JUNIOR, 2013).

Em linhas gerais, diferentes autores descrevem várias características favoráveis à utilização do processo anaeróbio para degradação da matéria orgânica, tais como: pequena produção de sólidos, reduzido consumo de energia e possibilidade de geração de energia, menores custos de implantação e operação, tolerância às elevadas cargas orgânicas, menor demanda por área e, principalmente, a possibilidade de reduzidos tempos de detenção hidráulica para retenção de sólidos (CARRÈRE et al., 2010; CHEN et al., 2017; KARADAG et al., 2015).

Contudo, outros autores citam limitações do processo, como a reduzida remoção de nutrientes e patógenos, motivo pelo qual o efluente final necessita de um pós-tratamento; possibilidade de distúrbios em decorrência da presença de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes, e a

lentidão da partida do sistema quando existir a ausência de lodo (inóculo) (CHONG et al., 2012).

Em vista da necessidade do polimento desse efluente após o processo anaeróbio, Chernicharo (2001) cita a importância da implantação de um pós-tratamento, combinando outras tecnologias para isso. Santos (2011) salienta que a combinação dos processos anaeróbio/aeróbio permite aproveitar os benefícios de cada um, e com o desenvolvimento de pesquisas na área, procura-se obter maiores eficiências no processo. Chan et al. (2009), Kassab et al. (2010) e Hamza et al. (2016) corroboram com essa prática ao combinar reatores anaeróbios e aeróbios alcançando a melhor eficiência de remoção de matéria orgânica, em que a eficiência pode variar de 80 a 95% de acordo com os trabalhos citados.

Diferente do tratamento anaeróbio que utiliza microrganismos que não necessitam de oxigênio para sua respiração, no tratamento aeróbio os microrganismos metabolizam as substâncias orgânicas, que são assimiladas como alimento e fonte de energia, mediante aeróbio. Dentre os processos de tratamento aeróbio de esgoto, podemos citar as lagoas aeradas, lodos ativados e filtros biológicos aerados, entre outros (KHAN et al., 2011; VON SPERLING, 2014), sendo o sistema de lodos ativados o mais conhecido e estudado, compreende basicamente um tanque de aeração seguido de um sedimentador com recirculação de lodo (METCALF; EDDY, 2003).

No processo de respiração aeróbio, a matéria orgânica é mineralizada e convertida em dióxido de carbono, biomassa e água. O tratamento aeróbio consiste na reprodução de modo intensivo, dos mecanismos de autodepuração encontrados em ecossistemas aquáticos não saturados nem comprometidos (FREIRE et al., 2010; SANT'ANNA JUNIOR, 2013).

Para Chernicharo (2007), o filtro biológico aerado submerso (FBAS) pode ser caracterizado como um reator trifásico, composto por fase sólida, a qual constitui pelo meio de suporte e pelas colônias de microrganismos que nele se desenvolvem pela fase líquida, representada pelo efluente e a fase

gasosa, formada pela aeração artificial e pelos subprodutos gasosos da atividade biológica.

Alburque et al. (2012) e Yue et al. (2018) relataram bom aproveitamento dos FBAS na remoção de nitrogênio tanto para efluentes domésticos, quanto para efluentes industriais respectivamente, 50% e 70% e aproximadamente 93% para remoção de nitrogênio amoniacal. Enquanto Holloway et al. (2018) observaram remoção de 70% de DBO para efluentes municipais, comprovando assim, a boa eficiência na utilização desse reator no tratamento de águas residuárias.

Em suma, os sistemas biológicos de tratamento de esgotos devem atender aos seguintes requisitos: remoção da matéria orgânica; decomposição de compostos químicos orgânicos de difícil degradação; fornecimento de um efluente em condições que não afetem o equilíbrio do sistema receptor, alcançando assim, o padrão de qualidade de lançamento desejável (rios, lagos etc.) (JORDÃO; PESSOA, 2003).

Esse padrão de qualidade de lançamento de efluentes em corpos é estabelecido por meio da Resolução n°430 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) (BRASIL, 2011), que apresenta os padrões para o lançamento de efluentes em ambientes aquáticos, enquanto a Resolução n°357 do CONAMA que classifica os corpos hídricos de acordo com sua qualidade e com os usos preponderantes (BRASIL, 2005). Em Minas Gerais, tanto os padrões de lançamento de efluentes em cursos d'água quanto aos valores de referência para água classe doce, superficiais são estabelecidos pela Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH n°1 (MINAS GERAIS, 2008).

3.2. Reatores anaeróbios

Inicialmente, os reatores anaeróbios foram concebidos para tratar resíduos semissólidos como estrume de animais, resíduos sólidos orgânicos

de origem doméstica e para a estabilização de lodos provenientes dos tratamentos primários e secundários de águas residuárias. A partir da década de 1970, o professor Gatzke Lettinga e sua equipe começaram a pesquisar o tratamento anaeróbio para despejos concentrados industriais e esgoto sanitário na Universidade de Wagenigen na Holanda (CHENICHARO et al., 2015).

O reator anaeróbio foi inicialmente denominado de UASB - *Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*, traduzido para o português como Reator Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo. Porém, no Brasil, tem sido divulgado para o mesmo reator outras nomenclaturas como: reator anaeróbio de manta de lodo (RAMAL) (MOTERANI, 2010); reator anaeróbio de fluxo ascendente (RAFA) (AMORIM et al., 2015), digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA), reator anaeróbio de leito fluidificado (RALF), reator anaeróbio de fluxo ascendente através do leito do lodo (RAFAALL) (CHERNICHARO, 2007).

A digestão anaeróbia consiste em um processo bioquímico sequencial de várias reações, cada uma mediada por um grupo de microrganismos específicos, que promove a transformação de compostos orgânicos complexos, como proteínas, polissacarídeos e lipídios, em produtos finais mais simples. Nesse processo, distinguem-se quatro fases distintas de conversão do material orgânico, que ocorrem de acordo com a seguinte sequência: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (PANDEY et al., 2011; SANTA'ANNA JUNIOR, 2013; CHENICHARO, 2016).

Na primeira etapa desse processo, as bactérias fermentativas hidrolíticas excretam enzimas extracelulares que reduzem polímeros orgânicos complexos em compostos mais simples, em que as proteínas, os carboidratos e os lipídios são quebrados em aminoácidos, açúcares e ácidos graxos, respectivamente, sendo a etapa mais ativa do processo anaeróbio e também responsável pela velocidade global de reação (AMANI et al., 2011; KONDUSAMY et al., 2014; GUERI et al., 2018). Lettinga et al. (1996) e

Chenicharo (2016) relatam que na anaerobiose, a hidrólise desses polímeros ocorre de forma lenta, e vários fatores podem afetar o processo de degradação.

Vários autores relatam que a temperatura, tempo de residência do substrato, pH (LOHANI et al., 2018), composição do substrato (teores de lignina, carboidratos, proteína e gordura) (STAZI et al., 2018; MULAT; DIBDIAKOVA; HORN, 2018) concentração de NH_4^+ , e a concentração dos produtos da hidrólise (ácidos orgânicos voláteis) podem influenciar o processo de hidrólise (PARK et al., 2016).

Na segunda etapa do processo, os compostos orgânicos intermediários resultantes da hidrólise, são assimilados pelas bactérias acidogênicas e transformados em ácidos orgânicos voláteis (fórmico, acético, propiônico, butírico e valérico) (AQUINO; CHERNICHARO, 2005). A grande maioria dos microrganismos envolvidos nos processos fermentativos na fase acidogênica é anaeróbia, contudo, algumas espécies são anaeróbias facultativas e podem realizar o processo tendo como receptor de elétrons compostos oxidados, como o sulfato, para metabolizar o material orgânico presente (CAMPOS et al., 1999). Contudo, Campos (1999) ratifica que a ausência de oxigênio é de extrema importância para o processo anaeróbio, uma vez que pode ser tóxico para os microrganismos metanogênicos.

Para Aquino e Chernicharo (2005) os microrganismos responsáveis pela acidogênese são os primeiros a atuar na degradação efetiva do substrato, sendo os que mais se beneficiam energeticamente, uma vez que na fase anterior ao processo, ocorre a quebra das partículas maiores. Devido à grande disponibilidade de substrato, esses microrganismos possuem as maiores taxas de crescimento entre os envolvidos no processo, fazendo com que a etapa acidogênica seja limitante do processo somente em casos em que o substrato não é facilmente hidrolisado.

Após promover a transformação de compostos orgânicos complexos em produtos finais mais simples, e ocorrer a degradação do substrato pelas

bactérias acidogênicas, inicia-se o terceiro processo na digestão anaeróbica dentro do reator, que é caracterizada pela fase de fermentação acetogênica ou acetogênese. Para Chernicharo (2001) as bactérias sintróficas acetogênicas são responsáveis pela oxidação de compostos orgânicos intermediários, tais com o propionato e butirato, em substratos apropriados para os microrganismos metanogênicos (acetato, hidrogênio, e dióxido de carbono).

A formação de acetato a partir de propionato e butirato é inibida por concentrações relativamente baixas de hidrogênio dissolvido e acetato, assim a presença de microrganismos consumidores de hidrogênio e de acetato, neste caso, representados pelas arqueias metanogênicas e bactérias redutoras de sulfato, permite que as reações acetogênicas ocorram (CHERNICHARO, 2001). A fermentação acetogênica tem um papel importante na conversão da matéria orgânica em energia, pela formação do metano, uma vez que o acetato é o principal precursor do metano (NAVARRO et al., 2016)

A última etapa no processo de digestão anaeróbia dentro do reator é a metanogênese, em que ocorre a conversão de compostos orgânicos em metano e dióxido de carbono, pela ação das arqueias metanogênicas. Esses microrganismos possuem uma baixa taxa de crescimento e são mais sensíveis às alterações ambientais. As arqueias metanogênicas são microrganismos anaeróbios obrigatórios que requerem condições anaeróbias de crescimento, além de altamente redutoras (NKAMGA; HENRISSAT; DRANCOURT, 2017).

Caso não ocorra o consumo do hidrogênio produzido, pode ocorrer a inibição do processo de fermentação do propionato e butirato, tendo como consequência, o acúmulo de ácidos e possível redução do pH (METCALF; EDDY, 2003). Essa etapa é mais sensível aos microrganismos, que podem ser inibidas devido a mudanças dentro do reator (BASSIN; DEZOTTI, 2008). Em reatores abastecidos com águas residuárias contendo sulfato ou sulfito as bactérias redutoras de sulfato, utilizam-se estes compostos como

aceptores de elétrons durante a oxidação da matéria orgânica (LETTINGA et al., 1996).

Do ponto de vista de eficiência de remoção da demanda química de oxigênio (DQO) da fase líquida, a sulfetogênese seria melhor que a fase metanogênese (LU et al., 2016; WU et al., 2018); porém, Chernicharo (2001) relata que a DQO removida pela sulfetogênese leva à produção de gás sulfídrico e pode resultar em problemas de corrosão, emissão de maus odores e toxicidade, além da não produção do gás metano, que pode ser utilizado como fonte de energia.

Os reatores anaeróbios têm sido empregados com êxito no tratamento de águas residuárias, alcançando satisfatórias eficiências na remoção de matéria orgânica, dependendo das condições operacionais. Versiani (2005) analisando efluentes provenientes do esgoto sanitário do campus da UFRJ obteve eficiências de remoção de DQO de 70% trabalhando com um reator com temperatura média de 27°C, e TDH de 9 horas. Zuntini et al. (2015), analisando esgoto sanitário provenientes de blocos estudantis de uma universidade, obtiveram eficiências de 19% para ST, 51% de DQO bruta e 25% para DQO filtrada.

3.3. Fatores que afetam o processo de degradação anaeróbia

Tanto as características físicas, quanto as químicas dos esgotos, além das variáveis ambientais, interferem no crescimento microbiano, atuando como agentes seletivos. A digestão anaeróbia é um processo que requer intensa interação dos organismos fermentativos e metanogênicos. O sucesso do processo depende de um balanço delicado do sistema ecológico. Nesse sentido, Chernicharo (2001) descreve além de concentração, os principais fatores que podem afetar a digestão anaeróbia, tais como: temperatura, pH, alcalinidade e ácidos voláteis e nutrientes.

3.3.1. Temperatura

A temperatura constitui um dos fatores mais importantes num sistema de tratamento, seja aeróbio ou anaeróbio, uma vez que afeta o metabolismo dos microrganismos. Por consequência desta, a cinética do processo também é afetada, interferindo nas velocidades específicas das reações enzimáticas e de difusão/utilização dos substratos. Por não possuírem meios de controlar a temperatura interna, as células têm suas temperaturas determinadas, de acordo com o ambiente externo.

Metcalf e Eddy (2003) descrevem que as temperaturas ideais em processos anaeróbios, para a promoção de um tratamento mais estável, com tempos de retenção hidráulicos baixos e maiores cargas orgânicas associadas, situam-se na faixa entre 25 e 35°C. Chernicharo (2001) por sua vez, coloca as faixas ideais entre 4 e 15 °C; 20 a 40 °C e entre 45 a 70°C ou acima para psicrófila, mesófila e termófila, respectivamente. Embora o tratamento anaeróbio seja possível em uma ampla variedade de temperaturas, baixas temperaturas geralmente levam ao declínio da taxa de crescimento específico e da atividade metanogênica (RIZVI et al., 2015).

Como o processo anaeróbio é considerado sensível à mudança brusca na temperatura, devido aos problemas que podem ocorrer durante a degradação, Chernicharo (2001) sugere que o limite uma variação diária de temperatura dentro do reator seja de até 2°C.

León et al. (2018) avaliaram a utilização do reator UASB no tratamento de esgoto doméstico (DQO média de 637 mg L⁻¹) sob condições psicrófilicas, e verificaram que em baixas temperaturas o tempo de detenção hidráulica (TDH) deve ser aumentado. Para temperatura entre 17 e 19°C, o melhor TDH foi de 14 h, alcançando 73% de remoção de DQO total e 60% da DQO solúvel. Lohani et al. (2018) avaliaram um tanque séptico seguido de reator UASB e verificaram que o aumento da carga orgânica afluyente (1 a 5 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO) acompanhado do aumento da temperatura (10 a 20°C)

não alterou significativamente a remoção de DQO do esgoto doméstico, que ficou em torno de 45%.

3.3.2. Potencial hidrogeniônico, alcalinidade e ácidos voláteis

Além da temperatura, os processos de tratamento biológicos são afetados pelo pH, direta ou indiretamente, dada a sua interferência na atividade microbiana e enzimática e na toxicidade de determinados compostos, particularmente o sulfeto de hidrogênio (AHMED; RODRÍGUEZ, 2018) e a amônia (POLIZZIA; ALATRISTE-MONDRAGÓN; MUNZA, 2018). De um modo geral, as condições ótimas de pH para o crescimento bacteriano estão na faixa entre 6,5 e 7,5 (METCALF; EDDY, 2003).

Chernicharo (2001) descreve que a faixa de pH que promove condições ótimas para a metanogênese está entre 6,8 e 7,4. Para Lettinga et al. (1996) como a metanogênese é a fase limitante do processo global de remoção de matéria orgânica, é aconselhável que o pH seja mantido acima de 6,5.

Por sua vez, a alcalinidade e os ácidos voláteis estão diretamente relacionados. De acordo com García-Gen, Rodríguez e Lema (2015) são de fundamental importância para o controle e operação do reator anaeróbio. A influência dessas duas variáveis na digestão anaeróbia, fundamenta-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo, além de tamponar o pH, se houver uma acumulação de ácidos voláteis no meio, tal como verificado por Rico et al. (2015).

As principais fontes de alcalinidade do sistema são as proteínas, que liberam amônio durante a hidrólise (RAJAKUMAR et al., 2012), e o acetato que gera bicarbonato. Para pH entre 6,0 e 7,5 o tamponamento se deve quase que totalmente aos bicarbonatos (CHERNICHARO 2016).

3.3.3. Nutrientes

Em qualquer sistema biológico, a presença de nutrientes, como o nitrogênio (N) e o fósforo (P), é essencial para o metabolismo da comunidade microbiana. A eficiência de obtenção de energia desses microrganismos para a sua própria síntese e crescimento, a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico, condiciona a proporção de N e P necessária em relação à matéria orgânica presente (SOARES, 2014; CHERNICHARO et al., 2016).

Geralmente, a quantidade adequada de nutrientes para suprir as exigências dos microrganismos anaeróbios é satisfeita por uma razão DQO:N:P que pode variar dependendo da carga orgânica aplicada ao sistema, sendo usual a razão de 350:7:1 para cargas menores e 1000:7:1 para cargas elevadas (HENZE; HAREMÖES, 1983).

Macronutrientes são constituintes indispensáveis para a degradação da matéria orgânica, e também atuam como agentes tamponadores do meio. Enquanto os micronutrientes são cofatores em inúmeras reações enzimáticas envolvendo a formação do metano (SCHATTAUER et al., 2011, LO et al., 2012a). Entretanto, em concentrações excessivas, alguns macro e micronutrientes podem levar à inibição da degradação anaeróbia (LO et al., 2012b).

Além dos macronutrientes N, P e S, que para manutenção da atividade metanogênica devem apresentar concentrações na fase líquida da ordem de 50, 10 e 5 mg L⁻¹, respectivamente (FORESTI et al., 1999), os micronutrientes, como o ferro (Fe), cobalto (Co), níquel (Ni), cobre (Cu), molibdênio (Mo) e zinco (Zn), também são essenciais para a degradação anaeróbia (ORTNER et al., 2014).

3.3.4. Toxicidade

Como discutido, para que ocorram os processos biológicos e a manutenção adequada do ambiente, faz-se necessário um equilíbrio na degradação do material orgânico contido na água residuária, isso inclui o controle ou eliminação de materiais tóxicos ao meio. Além disso, qualquer composto quando presente em concentrações elevadas, podem ser tóxico ao processo, e com isso, além dos materiais tóxicos, devem ser discutidos níveis tóxicos, ao invés de materiais tóxicos (CHERNICHARO, 2001).

Existem diversos compostos orgânicos e inorgânicos que podem ser tóxicos ou inibidores ao processo anaeróbio, entre eles podem ser citados a toxicidade por sais (LO et al., 2012a; ROMERO-GÜIZA et al., 2016), pela amônio (YENIGÜN; DEMIREL, 2013; POLIZZIA; ALATRISTE-MONDRAGÓN; MUNZA, 2018), sulfetos (AHMED; RODRÍGUEZ, 2018), e metais como: cromo, níquel, zinco, cobre, entre outros (LO et al., 2012b).

3.4. Partida de reatores anaeróbios

A partida ou *start-up* de uma unidade de tratamento de efluente é considerada umas das principais etapas no processo de tratamento biológico, tendo em vista sua complexidade (LOPES; LEITE; PRASAD, 2004). A eficiência e estabilidade de um reator UASB depende consideravelmente da partida, que é afetada por diferentes fatores físicos, químicos e biológicos, tais como características do esgoto, condições operacionais (COV e TDH), viabilidade da população microbiana no inóculo, entre outros (CHONG et al., 2012; RIZVI et al., 2015).

Existem três maneiras de iniciar o tratamento em um reator anaeróbio, sendo elas sem inóculo, ou seja, sem a presença de uma comunidade microbiana para ajudar no tratamento. Essa é a forma mais desfavorável para iniciar-se o tratamento, tendo em vista que pode demorar

em torno de seis meses para alcançar as eficiências de remoção de matéria orgânica desejadas. A segunda maneira é com inóculo não adaptado, nesse caso faz-se necessário um período de aclimação do mesmo; e existe ainda a possibilidade de partida do reator com inóculo adaptado ao esgoto a ser tratado, essa é a maneira mais satisfatória e rápida, uma vez que dispensa a etapa de adaptação do lodo no reator (CHERNICHARO; BORGES, 1996).

Nos reatores anaeróbios, a etapa de partida é determinante para o bom funcionamento e operação do mesmo, uma vez que a presença de microrganismos adaptados favorecerá a remoção da matéria orgânica com maior eficiência. Ainda há dificuldade das estações de tratamento de esgotos a promoção de uma partida satisfatória nos reatores, devido ao longo período necessário para o crescimento e adaptação dos microrganismos. É necessário um período de aclimatização da biomassa antes que a COV de projeto possa ser aplicada. Esse período que é tipicamente de 2 a 8 meses, o que é bastante longo, e tem sido o maior problema das aplicações dos reatores UASB (CHONG et al., 2012).

A qualidade do inóculo também é fator importante no processo de partida. Raposo et al. (2012) afirmaram que diferentes fontes de inóculo podem levar a resultados de biodegradabilidade diferentes, como consequência de diferentes composições da comunidade microbiana. Sugeriram ainda que o lodo anaeróbio digerido é a fonte mais adequada de um inóculo diverso e ativo (RAPOSO et al., 2012).

Mesmo utilizando a opção por inoculação do reator, deve este seguir uma série de procedimentos e monitoramentos de parâmetros, além de uma rotina operacional, a fim de garantir condições ideais no interior do reator. A taxa de alimentação do reator deve ser aumentada de forma progressiva, de acordo com a adaptação do lodo (CHERNICHARO, 2007).

O volume de inóculo a ser utilizado durante a partida de um sistema anaeróbio geralmente é definido com base na carga biológica inicial aplicada, ou seja, a determinação do volume é realizada por meio da relação

entre a carga orgânica aplicada e quantidade de biomassa presente no reator (CAMPOS, 1999).

Tonetti et al. (2011) trabalharam com três filtros anaeróbios com volume de 500 L preenchidos com anéis de bambu, operando-os com tempo de detenção hidráulica de nove horas, sem inóculo, verificaram a necessidade de 19 semanas para que se alcançasse o equilíbrio dinâmico nos reatores para esgoto doméstico. Os autores obtiveram eficiência de aproximadamente 82% na remoção de DQO. Silva et al. (2018) avaliando partida de um reator com inóculo, operado com uma vazão de 500 mL h^{-1} , TDH de 5,02 h, e COV de $95,66 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO, por 66 dias com efluente proveniente de laticínios, observaram remoção média de DQO, cerca de 6,6%. A reduzida remoção foi justificada pelos autores devido a não estabilidade do reator, que sofreu desequilíbrio com as cargas aplicadas.

Contudo, Pierotti (2007) avaliando reator UASB de 117 m^3 por meio do processo de autoinoculação, trabalhando com TDH de 6 horas, e COV de $1,74 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO, obtiveram, após a partida, reduzida eficiência de remoção de DQO bruta (12%). Em relação à DQO filtrada, a mesma representou em média 60% da DQO efluente, mostrando que a remoção física prevalecia em relação à biológica.

3.5 Estudos Cinéticos

O estudo dos processos biológicos envolvidos na conversão dos poluentes presentes nas águas residuárias permite estimar a velocidade com que as reações acontecem e, então, desenvolver projetos mais racionais e eficientes.

A taxa de utilização da matéria orgânica é um fator fundamental para determinar a cinética de utilização do substrato pelos microrganismos, pois determina a velocidade com que os processos de síntese e oxidação ocorrem nos sistemas estudados. O principal modelo cinético de metabolismo dos microrganismos foi desenvolvido por Monod (1949) para descrever a

fermentação de açúcares de uvas por culturas puras de leveduras. Muitos autores utilizam desse modelo para descrever a degradação da matéria orgânica nos esgotos, tais como Del Castilho et al. (2015) e Roche et al. (2016).

A grande vantagem do modelo idealizado por Monod é representar as reações de ordem zero e de primeira ordem, bem como as transições entre as ordens citadas, o que é de suma importância para o tratamento de águas residuárias. Para Bueno et al. (2018) esses modelos matemáticos vêm para auxiliar na descrição desses complexos mecanismos físicos, químicos e biológicos que atuam no decaimento de poluentes nos sistemas biológicos, uma vez que esses estudos matemáticos visam maior detalhamento da cinética de remoção e ajustes de modelos. Donoso-Bravo et al. (2011) em revisão sobre modelos para digestão anaeróbica, corrobora com Bueno et al. (2018), demonstrando a complexidade que envolve esse processo, tendo em vista a quantidade de populações e substratos bacterianos.

O modelo cinético desenvolvido por Monod (1949) expressa a velocidade específica de crescimento dos microrganismos em função da concentração de substrato limitante presente no meio da reação de acordo com a Equação 1. Para Metcalf e Eddy (2003) os valores comuns encontrados de $\mu_{\text{máx}}$ e K_s para sistemas aeróbios são respectivamente entre 1,5 a 5,0 d^{-1} e entre 25 a 100 mg L^{-1} de DBO.

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (1)$$

em que:

$\mu_{\text{máx}}$ = Taxa de crescimento específico máximo (d^{-1});

S = Concentração do substrato ou nutriente limitante (g m^{-3});

K_s = Constante de saturação, definida como a concentração do substrato para o qual $\mu = \mu_{\text{máx}}/2$ (g m^{-3}).

O significado do K_s pode ser deduzido fazendo-se $K_s = S$ na Equação 1, isso resulta imediatamente em $\mu = \mu_{\text{máx}} / 2$, isto é, a referida constante representa a concentração de substrato na qual a velocidade específica de crescimento é a metade do seu valor máximo. Ainda por consequência, quanto maior o valor K_s menor é a afinidade dos microrganismos pelo substrato, e quanto menor o valor do K_s maior é a afinidade dos microrganismos pelo substrato.

Além da equação de crescimento específico sugerida por Monod, salienta-se que os microrganismos permanecem no sistema por mais dias, como expressado por Von Sperling (2014), esses passam a atuar na etapa de metabolismo endógeno. Esse metabolismo é caracterizado pelo decaimento bacteriano, podendo ser expresso por uma reação de primeira ordem, como descrito na Equação 2. Para esgotos de origem doméstica, o valor para K_d tem uma variação entre 0,06 a 0,10 $\text{mg mg}^{-1} \text{d}^{-1}$ de SSV.

$$\frac{dX_b}{dt} = -K_d \cdot X_b \quad (2)$$

em que:

X_b = concentração de SSV biodegradáveis (mg L^{-1});

K_d = coeficiente de respiração endógena (d^{-1}).

Para calcular a taxa de crescimento bacteriano (Y), leva-se em consideração a remoção de substrato, em que a taxa de crescimento está diretamente ligada à quantidade de substrato disponível no reator (VON SPERLING, 2014; LIU et al., 2017). Quanto mais alimento for assimilado pelos microrganismos, maior será seu crescimento como observado na Equação 3. De acordo com Von Sperling (2014), os valores de Y encontram-se na faixa de 0,4 a 0,8 gramas de SSV gerados no reator para cada g DBO removida do efluente em tratamento.

$$\frac{dX_v}{dt} = Y \cdot \frac{d(S_0 - S)}{dt} \quad (3)$$

em que:

X_v = Concentração de sólidos em suspensão voláteis (g m^{-3});

Y = coeficiente de produção celular (massa de sólidos em suspensão voláteis produzidos por unidade de DBO removida (g g^{-1});

S_0 = Concentração de DBO total afluyente (g m^{-3});

S = Concentração de DBO total efluente (g m^{-3});

t = Tempo.

3.6 Filtro biológico aerado submerso (FBAS)

O processo de tratamento de efluente aeróbio pode ser dividido em processos com crescimento suspenso e aderido. No primeiro processo de tratamento, os microrganismos responsáveis pela conversão da matéria orgânica ou outros constituintes das águas residuárias a gases e tecido celular, são mantidos em suspensão dentro do líquido (sem nenhuma estrutura de sustentação). Enquanto o processo aderido, os microrganismos estão aderidos a um meio de suporte que pode ser de material sólido natural (pedras, areia, solo) ou material artificial (plástico, cerâmico) (VON SPERLING, 1996b; BITTON, 2005).

O FBAS é caracterizado por ser um reator preenchido com material suporte mantido imerso no meio líquido. Esse reator pode ser caracterizado como trifásico, por existir no seu interior a fase líquida, constituída pelo efluente, pela fase sólida, constituída pelo meio de suporte utilizado, bem como as colônias de microrganismos, e por fim, a fase gasosa, formada pela aeração artificial e pelos subprodutos gasosos da atividade biológica (CHERNICHARO, 2007).

De acordo com estudos apresentados por Aisse et al. (2001), o filtro biológico aerado submerso (FBAS) é um reator em que o escoamento pode

ser no sentido ascendente ou descendente, através do biofilme e do lodo retido em um leito fixo de material inerte. A diferenciação entre os dois sistemas está na introdução de oxigênio, com aeradores e difusores de ar, gerando assim um ambiente onde proliferam microrganismos aeróbios. Ainda no que tange o fluxo de ar introduzido nos reatores, Von Sperling (2014) salienta que é realizada de forma artificial, onde a aeração pode ser realizada por difusores de ar, alimentados por sopradores ou pelo turbilhonamento do líquido causado pela aeração mecânica.

A essência dos sistemas aeróbios de tratamento de esgotos está diretamente ligada na introdução de energia nos reatores biológicos, sob a forma de oxigênio livre, propiciando o desenvolvimento e acelerando o metabolismo dos microrganismos aeróbios responsáveis pela oxidação biológica dos componentes indesejáveis presentes no esgoto a ser tratado (DOMINGUES, 2005).

Além da remoção da matéria orgânica, os FBAS têm sido utilizados com o intuito de remover nitrogênio. Correa et al. (2016) estudando o comportamento da remoção de matéria orgânica (DQO) e nitrogênio amoniacal em um reator de leito estruturado operado sob aeração intermitente 4 horas de aeração e 2 horas não aerado, obtiveram eficiências médias de remoção de 88 e 72% de DQO e NTK, respectivamente. Yue et al. (2018) estudando o efeito do oxigênio dissolvido na remoção de nitrogênio em um filtro biológico aerado submerso, obtiveram eficiência de aproximadamente 82% de nitrogênio amoniacal. Albuquerque et al. (2012), avaliando o impacto das condições de aeração na remoção de baixas concentrações de nitrogênio em um filtro biológico parcialmente aerado, constataram remoção de entre 50 a 70 % de remoção de amônio.

3.6.1 Biofilmes e Meio de suporte

Biofilmes microbianos são aglomerados complexos, formados por microrganismos aderidos a uma superfície sólida ou semissólida em ambiente aquoso, também conhecidos como material de enchimento ou meio de suporte (CULLER, 2010; JACOBS; 2013).

Os materiais de enchimento convencionalmente utilizados em filtros biológicos percoladores são a pedra britada, escória de alto-forno, anéis plásticos randômicos (anéis Paul) e blocos cross-flow. Dentre os materiais de meio de suporte recomendados, os meios plásticos vêm gradativamente sendo mais empregados (JORDÃO; PESSOA, 2011). Nessa linha, Von Sperling (2014) relata que a escolha do material de suporte influencia o desempenho dos biofiltros, uma vez que essa aderência acontece predominantemente por interações célula – células pelos polímeros produzidos pelas bactérias na superfície e pela composição do material.

A superfície específica do meio de suporte está relacionada diretamente com a área de contato entre o líquido e o biofilme formado. Souza et al. (2010) descreveram que o índice de vazios influencia a circulação dos esgotos e do ar, por entre a camada suporte, mantendo o ambiente nas condições aeróbias favoráveis ao equilíbrio da comunidade microbiana.

Para Fernandes et al. (2015), o meio de suporte deve permitir o acúmulo de grande quantidade de biomassa, com conseqüente aumento do tempo de detenção celular, melhorar o contato entre os constituintes do despejo afluente e os sólidos biológicos contidos no reator, atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carregados para fora do sistema de tratamento, e ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator.

Oliveira et al. (2014) relatam que em estudos recentes acerca do tema, demonstraram que a aderência dos microrganismos no biofilme resultaram em maiores taxas de crescimento, maiores atividades

metabólicas, além de resistência à toxicidade. Essa relação entre biofilme e meio suporte foram mais resistentes às maiores variações de pH no reator, temperatura e às variações na concentrações de nutrientes.

3.6.2 Nitrificação e desnitrificação

As águas residuárias podem apresentar diversos poluentes além da matéria orgânica, dentre elas, os nutrientes (principalmente nitrogênio e fósforo), que apresentam grandes problemas ao meio aquático, tendo em vista que o lançamento em corpos hídricos pode levar à eutrofização. Os nutrientes, além de acelerar eutrofização, podem ser tóxicos à biota dependendo da espécie (BATISTA et al., 2013; VON SPERLING, 2014). Zoppas et al. (2016) relatam que a eutrofização é um fenômeno causado pela excessiva disponibilidade de nutrientes para organismos fotossintetizantes.

No ciclo do nitrogênio, o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrito, e este a nitrato. Esse processo não ocorre a remoção do nitrogênio no meio, mas apenas, uma conversão na sua forma, de amônio para nitrato. Em países desenvolvidos, já foram resolvidos problemas de remoção da matéria carbonácea, investindo agora em pesquisas e recursos para remoção de nutrientes nas unidades de tratamento de efluentes, bem diferente de países em desenvolvimento que ainda têm se empenhado apenas na remoção da matéria orgânica (VON SPERLING, 2016).

O processo de nitrificação no sistema de tratamento, pode ser considerado muito vulnerável, tendo em vista, que o crescimento das bactérias nitrificantes apresenta velocidade baixa por serem organismos autotróficos e serem sensíveis às mudanças do pH do efluente em tratamento, temperatura e oxigênio dissolvido (CAMPOS et al., 2006; ZOPPAS et al., 2016). A velocidade de nitrificação diminui drasticamente quando a temperatura da água se encontra abaixo de 10°C, enquanto temperaturas entre 28 e 30°C estimulam o crescimento das bactérias

oxidadoras de amônio em relação às bactérias oxidadoras de nitrito (KIM; LEE; KELLER, 2006; ZOPPAS et al., 2016).

No processo de remoção de nitrogênio, o oxigênio é uma das variáveis mais relevantes, sendo essencial à nitrificação, e em concentrações menores que 2 mg L^{-1} podem limitar parcial ou totalmente a atividade das bactérias nitrificantes (METCALF; EDDY, 2003; ANDRADE et al., 2010, ZOPPAS et al., 2016).

A velocidade máxima de nitrificação ocorre em concentrações de oxigênio dissolvido (OD) maiores que 2 mg L^{-1} . Caso a concentração seja menor que $0,5 \text{ mg L}^{-1}$, a velocidade de nitrificação reduz drasticamente e pode ser totalmente interrompida (HIDAKA et al., 2002).

É importante considerar que a oxidação biológica do íon amônio a nitrato produz efeito sobre a alcalinidade do processo. Assim, se não for fornecida alcalinidade suficiente, tem início a diminuição do pH que pode causar a inibição dos microrganismos, sendo assim, a relação do pH ótimo encontra-se na faixa entre 7 e 9. Isso põe em evidência a importância de ter um controle permanente no sistema de tratamento de águas e efluentes, principalmente de pH e OD como uma forma de otimizar o processo de nitrificação (METCALF; EDDY, 2003).

Por sua vez, a desnitrificação é a remoção biológica do nitrato a óxido nítrico, óxido nitroso e gás nitrogênio. É um processo respiratório anóxico, realizado por bactérias heterotróficas. Os gêneros microbianos mais representativos nessa etapa, são *Alcaligenes*, *Paracoccus*, *Pseudomonas*, *Thiobacillus* e *Thiosphaera* (METCALF; EDDY, 2003; ZOPPAS et al., 2016).

Assim como na nitrificação a taxa de desnitrificação é afetada por fatores ambientais, como: temperatura, pH e concentração de OD. A desnitrificação ocorre em temperaturas na faixa de 10°C a 30°C . O pH ótimo está na faixa de 6,5 a 8,0 (METCALF; EDDY, 2003). Segundo Xu et al. (2018) a velocidade de desnitrificação é reduzida em valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 9,0. Enquanto, Henze et al. (1997) constataram que o meio

ideal para a desnitrificação tem um pH compreendido entre 7,0 e 9,0. Van Haandel e Marais (1999) e Jia et al. (2013) citam que os valores ótimos abarcam a faixa que vai de 7,0 até 7,5. E quando valores de pH menores que 6,0 e maiores que 8,5 reduzem grandemente a taxa dessa transformação bioquímica.

A redução biológica do nitrato pode ser atingida mais rapidamente caso a concentração de oxigênio esteja próxima a zero, havendo um decréscimo da taxa quando ultrapassa $0,2 \text{ mg L}^{-1}$ (TONETTI et al., 2013). Liu et al (2010a) estudando processo de remoção de nitrogênio autotrófico com a nitrificação combinada com processo anammox para tratamento de efluente diluído de um reator UASB alimentado por percolado de aterro sanitário, obtiveram uma desnitrificação de 92% com uma de concentração de $0,2 \text{ mg L}^{-1}$ de OD, com aeração contínua. Por sua vez, Yang et al. (2010) e Khan et al. (2011) estudando uma faixa maior de OD, entre 3 e $3,5 \text{ mg L}^{-1}$, obtiveram remoções similares (89%).

Para Liu et al. (2010a) a capacidade de desnitrificar está relacionada com a quantidade de substrato biodegradável presente (relação carbono orgânico/nitrogênio). Geralmente, nas unidades secundárias do tratamento biológico de efluentes, a presença de substrato facilmente degradável é reduzida. Com uma relação carbono/nitrogênio maior do que 4, a taxa de desnitrificação se incrementa de um fator 1,5 a 1,7. Zou et al. (2012) observaram que a faixa de relação C/N entre 4 a 10 para remoção de nitrogênio em um biofiltro com lodo cerâmico poroso, alcançou eficiência de remoção entre 43 e 51% de NTK|. Matsumoto, Terrada e Tsuneda (2007) analisando a modelagem de biofilme aerado por membrana: efeitos da relação C/N, espessura do biofilme e carga superficial de oxigênio na viabilidade de nitrificação e desnitrificação simultâneas, numa relação 3 a 5,25 C:N, obtiveram eficiência de 70% de remoção de nitrogênio.

Relações C/N menores do que 2,5 não possibilitam uma desnitrificação satisfatória, portanto, é necessária uma fonte externa de carbono (HELMERMADHOK et al., 2002; DO CANTO et al., 2008).

Quando a fonte de carbono remanescente no efluente do tratamento secundário apresenta uma concentração abaixo da requerida para a desnitrificação ou está em formas não suficientemente lábeis, há a necessidade da adição de algum composto orgânico passível de oxidação para viabilizar o processo (TONETTI et al., 2013).

Liu et al. (2017) estudando sistema de biorreator de membrana combinado anóxico/óxico de dois estágios para percolado de aterro sanitário obtiveram remoção de 75% de NTK. Jin et al. (2019), avaliando a remoção eficiente de nitrogênio por microrganismos heterotróficos obtiveram eficiências de remoção de N e de nitrogênio total (TN) em condições aeróbias para o tratamento de efluentes domésticos da ordem de foram de 97% e 52%, respectivamente.

3.8 Processo conjunto anaeróbio-aeróbio

Os processos anaeróbios e aeróbios de tratamento de efluentes separadamente têm vantagens e limitações; e a utilização de apenas uma das unidades como forma única para remoção de poluentes pode não atender ao padrão de lançamento estabelecido pelas leis reguladoras. Nesse sentido é fundamental combinar diferentes sistemas de tratamento de tal forma que a eficiência global seja maior que a alcançada quando se aplica um sistema anaeróbio ou aeróbio isoladamente. A importância da associação de reatores anaeróbios e aeróbios para o tratamento de esgoto sanitário é reconhecida por vários pesquisadores (CHERNICHARO 2001; GONZÁLVEZ et al., 2008; VON SPERLING 2014; KREUTZ et al., 2014).

Seguindo nessa linha de combinações de unidades de tratamento, estudos têm provado ser uma opção viável para o tratamento de águas residuárias por promover a oxidação carbonácea, a nitrificação, a desnitrificação e a remoção biológica do fósforo, permitindo que os padrões de lançamento sejam alcançados (ARIM; PRYZBYLSKI, 2011; MANTOVANI; TRÉ; FRINHANI, 2015). Além disso, Van Haandel e

Marais (1999) salientam que essa combinação tem grande potencial de redução de custos na construção, além de facilidade de operação quando comparado a um sistema aeróbio de lodos ativados. Ainda destacam a menor geração de lodo e o menor requerimento de aeração.

Silva et al. (2005), analisando um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, tratando esgoto sanitário, como possibilidade de ser utilizado em pequenas comunidades urbanas e rurais, avaliando em diversos tempos de detenção hidráulica (TDH), obtiveram remoção de DQO de 73,7% e de sólidos em suspensão totais (SST) de 78,8%, foram obtidos com TDH total de 8 horas (4 horas para a fase anaeróbia e 4 horas para a fase aeróbia).

Araújo et al. (2014), estudando remoção de matéria orgânica e oxidação do nitrogênio amoniacal presente em esgoto sanitário por sistema combinado UASB e FBAS, com TDH de 7,9 horas e 6,4 horas, respectivamente, e vazão de alimentação de $52,56 \text{ L d}^{-1}$, obtiveram eficiência média na redução DQO superior 70% e para ST remoção de 66%. Por sua vez, Henrique et al. (2014), ao estudarem o tratamento de esgoto doméstico em regime de recirculação com utilização de reator anaeróbio anóxico seguido de reator aeróbio com meio suporte, com regime de batelada de 12 horas sequenciais com vazão de 12,6 litros por ciclo de esgoto bruto doméstico, verificaram que o sistema combinado removeu 92% de DQO, 93% de SST e 92% de nitrogênio total.

Sistemas aerados, apesar de apresentarem elevadas eficiências de remoção de poluentes, demandam por unidade sequencial de remoção de sólidos suspensos. Sob esse aspecto, os decantadores secundários exercem um papel importante no processo de polimento e clarificação do efluente final no sistema de tratamento. Ainda, nesse caso, por tratar-se da última unidade de tratamento do sistema, esta fica responsável pela separação, adensamento e armazenamento dos sólidos em suspensão (VON SPERLING, 2014).

Ferraz et al. (2014) estudando a ETE do Baldo no Rio Grande do Norte, composta por reatores UASB, tanque de aeração e decantador secundário, observaram remoções médias de DBO e SST de 87% e 63%, respectivamente. De acordo com os resultados, a ETE atendeu aos padrões de lançamento estabelecidos na Resolução CONAMA n°430 para todas as variáveis analisadas (BRASIL, 2011).

3.9 Sistema alagados construídos

De acordo com Esteves (2011) sistema alagado ou área alagada pode ser caracterizado como um ecossistema natural, que encontra-se alagado parcialmente ou totalmente durante o ano, localizados facilmente nos igapós da Amazônia, várzea de rios e manguezais. Kadlec e Wallace (2009) relatam que esses ambientes são caracterizados como ecossistemas de transição entre sistemas terrestres e aquáticos.

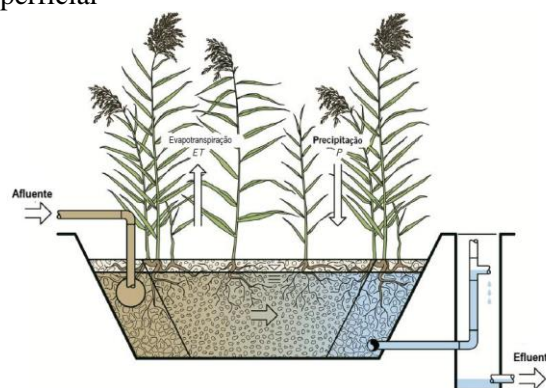
Observando os processos físicos, químicos e biológicos que ocorrem nesses ambientes, pesquisadores propuseram a criação de ambientes semelhantes, porém controlados. Criaram-se os sistemas alagados construídos (SACs), também conhecidos como *constructed wetlands*, que são sistemas biológicos construídos com a finalidade de tratamento de efluentes, configurando um processo natural de acordo com Brasil et al. (2008). Esse sistema ajuda na depuração dos efluentes a um baixo custo, fácil operação e manutenção, além de vir demonstrando uma eficiente remoção de poluentes domésticos e industriais, tais como, matéria orgânica, sólidos e nutrientes (BRASIL et al, 2005; FIA, et al., 2010; MATOS et al., 2009; VYMAZAL, 2014; VYMAZAL et al., 2015).

Esses sistemas são projetados para o tratamento de efluentes, cuja configuração consiste em um leito preenchido com um material suporte poroso (solo, areia, brita, cascalho) plantado, ou não, com espécies vegetais características de ambientes alagados (KADLEC; WALLACE, 2009).

Dentre as configurações existentes dos sistemas alagados, três tipos de SACs têm sido bastante aplicados para tratamento de águas residuárias, principalmente em níveis secundário e terciário de tratamento, ou visando polimento de efluentes tratados para reúso. As unidades utilizadas no tratamento de efluentes com frequência por pesquisadores são: SACs de escoamento superficial (SAC-ES), SAC de escoamento vertical (SAC-EV), e o SAC com escoamento horizontal subsuperficial (SAC-EHSS) (MANNARINO et al., 2006; VYMAZAL, 2014; ANDRADE et al., 2015; FIA et al., 2011; MATOS et al., 2018).

O SAC-EHSS (Figura 1) tem sido estudado com maior intensidade em razão do menor potencial para geração de odores e atração de vetores, possibilidade de tratamento contínuo da água residuária, além de ser operacionalmente simples (MIRANDA et al., 2016). Essas unidades são projetadas para que o esgoto permaneça totalmente sob a superfície do sistema, fazendo com que o mesmo escoe em torno do material suporte (solo, brita, cascalho, entre outros), e das raízes e rizomas da vegetação emergente; permitindo que o mau odor e riscos associados à exposição de organismos patogênicos, aos humanos e animais, sejam minimizados (KADLEC; WALLACE, 2009).

Figura 1. Representação de um SAC de escoamento horizontal subsuperficial



Matos et al (2015) relatam, que nesta unidade de tratamento ocorre por princípios físicos, com sedimentação, adsorção e filtração de sólidos; químicos, com formação de precipitados; e biológicos, decorrentes do metabolismo microbiano e absorção pelas plantas.

A eficiência do tratamento de efluentes em SACs é intensificada com o uso de macrófitas, pois estas recriam o ciclo equilibrado aeróbio-anaeróbio do ambiente, o que facilita a existência de microrganismos anaeróbios, aeróbios e facultativos, que são essenciais à realização do processo de tratamento de esgoto (USEPA, 2011; COSTA et al., 2013).

A escolha da planta a ser utilizada nesse sistema deve levar em conta sua capacidade de extração de nutrientes, boa adaptação em ambientes encharcados e produtiva, tendo em vista sua possível utilização para alimentação de animal ou não (MATOS, 2008). Muitas espécies vêm sendo testadas no sistema em questão, entre elas podemos destacar o uso da taboa por Brasil et al. (2007), capim-tifton (MATOS et al., 2008; AMORIM et al., 2015), lírio (CHAGAS et al., 2011) e copo de leite (CRIPPA, 2018) aguapé (SALATI FILHO et al., 2009)

Apesar de espécies cultivadas como a taboa que apresentam aerênquimas, os SACs-EHSS apresentam condições anaeróbias e anóxicas na maior parte do tempo, propiciando, portanto, a ocorrência da desnitrificação, ou seja, a conversão do nitrato em nitrogênio gasoso (VYMAZAL, 2007). Essa característica é interessante principalmente para o tratamento terciário após tratamento aeróbio, uma vez que as formas oxidadas do nitrogênio geradas em condições aeróbias podem ser removidas nos SAC-EHSS.

A oxidação do meio é feita, dependendo da espécie vegetal cultivada, via rizomas das plantas e por difusão do ar atmosférico na superfície do meio de suporte, possibilitando a formação de sítios aeróbios e anaeróbios dentro do tanque de escoamento da água residuária, característicos nesses sistemas (KADLEC; WALLACE, 2009; MATOS et al., 2010). Kadlec e Wallace (2008) descrevem que macrófitas emergentes são

as mais adequadas, visto que a lâmina de água, neste sistema, permanece abaixo da superfície do meio de suporte. As macrófitas são capazes de extrair macro e micronutrientes necessários ao seu crescimento, além de transferir oxigênio para o substrato, possibilitando a formação de sítios aeróbios em torno das raízes. Ainda, de acordo com os autores, essas plantas também favorecem o desenvolvimento dos filmes biologicamente ativos que propiciam a degradação dos compostos orgânicos, proporcionando a depuração da água residuária.

O bom funcionamento do SAC varia com diversos fatores: o tipo e a profundidade do substrato, taxa de aplicação, tempo de detenção hidráulica (TDH), condições climáticas locais, a espécie vegetal cultivada e o tipo do efluente (principalmente se ele foi submetido a um tratamento primário ou não). Quando esses fatores estão em sintonia, eficiências satisfatórias de remoção são observadas. Brasil et al. (2007) relatam em seu trabalho que o desempenho do SAC é afetado por fatores bióticos (representados por uma grande variedade de microrganismos, especialmente bactérias, fungos e macrófitas) e abióticos (temperatura, alcalinidade, pH e oxigênio dissolvido), além de operações do sistema.

Diversos estudos vêm sendo conduzidos utilizando esse sistema para tratamento de efluente de origem doméstica, tais como Brasil et al. (2008), Alburquerque et al. (2009), Abrantes (2009), Almeida et al. (2011), Ucker et al. (2012), Matos et al. (2018), nos quais todos os autores obtiveram eficiências satisfatórias na remoção de matéria orgânica e nutrientes.

Albuquerque et al. (2009) obtiveram eficiências de remoção entre 65% a 93%, 57% a 85% e 78% para demanda bioquímica de oxigênio (DQO), nitrogênio (N) e sólidos totais (ST). Abrantes (2009) por sua vez, avaliando diferentes espécies plantadas, obteve resultados superiores a 60% de remoção para DQO, N e fósforo (P).

Moraes et al (2012) estudando as eficiências em diferentes sazonalidades com sistemas plantados e não plantados, obteve eficiências médias de remoção de poluentes, respectivamente de: DBO - 80 e 77%;

DQO - 72% e 72%; SST - 83% e 77%; NTK - 55% e 46%; N-NH₄⁺ - 56% e 49%; P Total - 45% e 50%; para os SACs plantados com capim-tifton 85 e não plantado. Sousa et al. (2000) por sua vez avaliaram SACs no pós-tratamento do efluente doméstico de um reator UASB, e da mesma forma obtiveram excelentes eficiências, visto que a remoção de matéria orgânica esteve em torno de 76 a 84%, e a de nutrientes foi de 87 e 95 %, para N e P, respectivamente.

Além da remoção de poluentes pelo sistema estudado, o mesmo tem grande utilidade do ponto de vista de produção de biomassa para alimentação animal, tendo em vista que o efluente tratado é rico em nutrientes essenciais para o crescimento das plantas. O principal mecanismo de remoção de nitrogênio presente nos esgotos aportados nos sistemas alagados construídos corresponde à desnitrificação, e o fato de remoção de fósforo ocorrer principalmente por processos físico-químicos de fixação de fosfatos, esses nutrientes são também extraídos pelas plantas, que os utilizam para o crescimento e reprodução (KADLEC; WALLACE, 2008). As plantas são responsáveis por remover aproximadamente 5% do fósforo e 5 a 10% do nitrogênio aplicados nos alagados construídos (STOTTMEISTER et al., 2003; VYMAZAL, 2007).

Brasil et al. (2007) estudando o desempenho da macrófita taboa (*Typha sp.*) com esgoto doméstico, obtiveram produtividade de 7.059 kg ha⁻¹ de matéria seca e a concentração de nutrientes na parte aérea, indicou boas condições nutricionais das plantas. Saraiva et al. (2013) avaliando o desenvolvimento e a produtividade de Capim-elefante-Roxo em área de 1 hectare com efluente tratado em lagos de estabilização em três fases, obtiveram resultados de 136, 121,6 e 136 t ha⁻¹ de massa verde, respectivamente por fase.

Além do efluente de origem doméstica, outras pesquisas demonstram bons resultados na produção de biomassa em sistema alagados, como descrito por Fia et al. (2011) que avaliando a capacidade extratora de duas espécies vegetais (*Typha latifolia* e *Cynodon spp.*) em sistemas alagados

construídos de escoamento subsuperficial horizontal com efluente de suinocultura, obtiveram valores de extração entre 443 e 540, 86 e 99, 193 e 241, 0,77 e 2,17, e 1,21 e 3,68 kg ha⁻¹ de NTK, P, K, Cu e Zn, para o capim tifton – 85, enquanto a taboa obteve melhor resultado na absorção de sódio. Por sua vez, Oliveira et al. (2017) analisando a produtividade do capim tifton-85 (*Cynodon spp.*) cultivado em SACs utilizando águas residuárias provenientes de abatedouro e laticínio em diferentes dosagens, obtiveram produtividade de 16,8 e 15,1 t ha⁻¹ nos tratamentos com máxima carga aplicada.

O sistema alagado construído vem apresentando satisfatórias eficiências na remoção de matéria orgânica e nutrientes, além da produção de biomassa que pode ser destinada à alimentação animal. Estudos comprovam que além de águas residuárias domésticas, os sistemas em estudo têm demonstrando boas eficiências com efluentes industriais (SUKUMARAN, 2013; VYMAZAL, 2014) e agroindustriais, como a água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro com remoções de aproximadamente 63% de DBO e 85 de DQO, em um TDH de 60 h para efluentes do fruto cafeeiro (FIA et al., 2010). Para águas residuárias de laticínios (MATOS; ABRAHÃO; PEREIRA, 2012), aplicando um TDH superior a 4 dias, obtiveram remoções de DBO e DQO na faixa de 79 a 96% e 85 a 97%, respectivamente.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Localização experimental

A Universidade Federal de Lavras (UFLA) dispõe de uma Estação de Tratamento de Efluentes Sanitários (ETE/UFLA), vinculada à Diretoria de Meio Ambiente da UFLA. A ETE/UFLA recebe os esgotos sanitários gerados nos banheiros, pias e águas de limpeza de pisos. Os efluentes gerados nos laboratórios da Instituição são encaminhados para a ETE/UFLA, após a separação dos resíduos químicos que são tratados separadamente no Laboratório de Gestão de Resíduos Químicos da UFLA. Os efluentes gerados no restaurante universitário são encaminhados para a ETE/UFLA, após passar por um flotor (JUNQUEIRA et al., 2017).

Os efluentes gerados na UFLA (exceto os resíduos químicos) são direcionados para duas estações elevatórias: Goiaba (restaurante universitário, pavilhões de aula, gabinetes de professores e laboratórios de pesquisa) e Veterinária (pavilhões de aula, gabinetes de professores, laboratórios de pesquisa e hospital veterinário). Existe uma terceira elevatória (Brejão) que receberá os efluentes da moradia estudantil, mas ainda não está interligada ao sistema.

A ETE/UFLA é composta por tratamento preliminar, peneiramento grosso e fino, medidor de vazão, caixa de gordura, estação elevatória (EE-ETE), tratamento secundário reatores UASB, filtros aerados submersos, filtros de areia, e desinfecção por cloração e radiação ultravioleta.

O experimento foi instalado nas dependências da ETE/UFLA com coordenadas geográficas 21°13'48" de latitude sul; e 44°59'22" de longitude oeste, e 855 metros de altitude. O clima é classificado segundo Köppen, em Cwa temperado chuvoso, com inverno seco e verão chuvoso (DANTAS et al., 2007).

4.2. Configuração do sistema de tratamento

O efluente utilizado durante o experimento foi o efluente sanitário da UFLA, após a passagem pelo sistema preliminar de tratamento, composto por: peneira grossa com abertura dos orifícios de 2 cm, peneira fina com 0,5 cm de abertura, medidor de vazão tipo Parsall e caixa de gordura. Após o tratamento preliminar, o efluente foi bombeado da EE-ETE por uma bomba submersa, marca Anauger 800 para um tanque de equalização (TEq) confeccionado em fibra de vidro com 310 litros de capacidade, e, posteriormente, bombeado para as unidades experimentais.

A partir do tanque de equalização, o efluente foi direcionado de forma contínua para o reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (RAFA) por meio de uma bomba dosadora da marca Pro-Minent Concept Plus, 230 V, modelo CNPB0223PVT200G01001PT, com capacidade máxima de bombeamento de 21,9 L h⁻¹. Após passar pelo RAFA, o efluente era direcionado por gravidade para o filtro biológico aerado submerso (FBAS), decantador secundário (DS) e sistema alagado construído (SAC). Os reatores foram instalados em local aberto, expostos às variações climáticas no local (Figura 2). Todos os reatores foram construídos em fibra de vidro.

Figura 2. Linha de tratamento do esgoto composta por reator TEq (1), RAFA (2), FBAS (3), DS (4) e SAC (5), localizada nas dependências da ETE-UFLA, utilizados experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.



Fonte: Do Autor (2019).

No TEq foram instalados sensores de nível do efluente para manter um nível pré-determinado de acionamento da bomba anauger que alimentava o TEq. O ponto de captação do efluente no TEq para alimentar o RAFA encontrava-se a 0,30 m de altura em relação ao fundo, a fim de evitar entupimento do sistema por sólidos depositados, ou qualquer material grosseiro que chegasse ao tanque (Figura 3A).

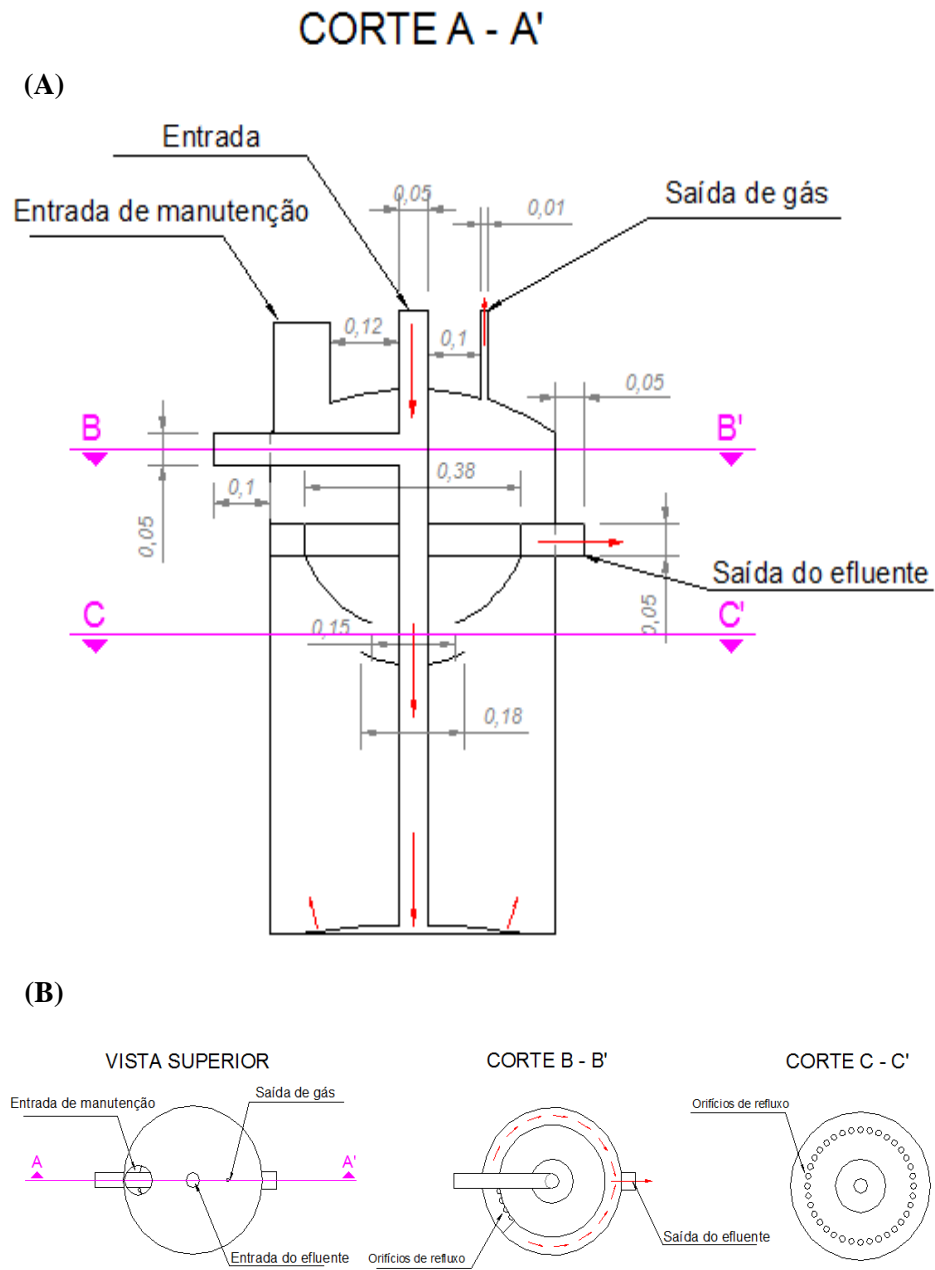
Figura 3. Visualização externa do tanque de equalização (A) e do reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (B), utilizados experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.



Fonte: Do Autor (2019).

O RAFA (Figura 3B) possui formato cilíndrico, com base de 0,5 m de diâmetro, altura útil (líquido) de aproximadamente 0,64 m e volume útil de 126 L. Internamente, em sua parte superior, foi instalado um separador trifásico (gases, sólidos, líquidos), com o formato de um cone invertido. A alimentação do reator é realizada na parte superior por um tubo guia que direciona o efluente até a parte inferior do reator. Existe dentro do reator um fundo falso a 0,10 m contendo 40 orifícios com 0,02 m de diâmetro para reduzir caminhos preferenciais. O escoamento do efluente é ascendente. O efluente é coletado na parte superior por calha coletora (Figura 4).

Figura 4. Diagrama esquemático do RAFA (A), e vista superior e cortes (B), utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.



Fonte: Amorim (2014).

O FBAS (Figuras 5A e B) possui formato cilíndrico, com base de 0,5 m de diâmetro, altura útil (líquido) de aproximadamente 0,64 m e volume útil de 155,4 L. Foi preenchido com meio de suporte do tipo anel de Pall (Figura 5C), com as seguintes dimensões: 50 mm de altura por 50 mm de diâmetro, área superficial de 118,1 mm² mm³ e com 94% de vazios. Os anéis de Pall foram ensacados em sacos tipo rede para frutas, e posicionados ao longo da altura do reator (Figura 5D), totalizando 10 anéis por saco e 20 sacos tipo rede. Na saída do reator, foram utilizados canos de PVC perfurados para melhor captação do efluente, evitando assim, um caminho preferencial dentro do reator (Figura 5B).

Para a aeração do FBAS, utilizou-se um compressor modelo SCHULZ profissional com 147,25 L min⁻¹, durante as quatro primeiras fases do experimento, funcionando de forma contínua e aplicando 8 L min⁻¹ de ar. Na última etapa do experimento (quinta fase), devido a um problema de pico de energia na Instituição e queima do mesmo, ocorreu a troca desse compressor por um do modelo CHIAPERINI Ar Direto G3 (65 L min⁻¹). Devido as especificações do mesmo, o trabalho teve que ser intermitente, funcionando por 30 minutos, aplicando 8 L min⁻¹ de ar, e parado por outros 30 minutos.

Figura 5. Visualização externa (A) e interna (B) do filtro biológico aerado submerso utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA; anéis de Pall utilizados no preenchimento do FBAS (C), e distribuição dos sacos tipo rede com os anéis de Pall dentro do FBAS (D).

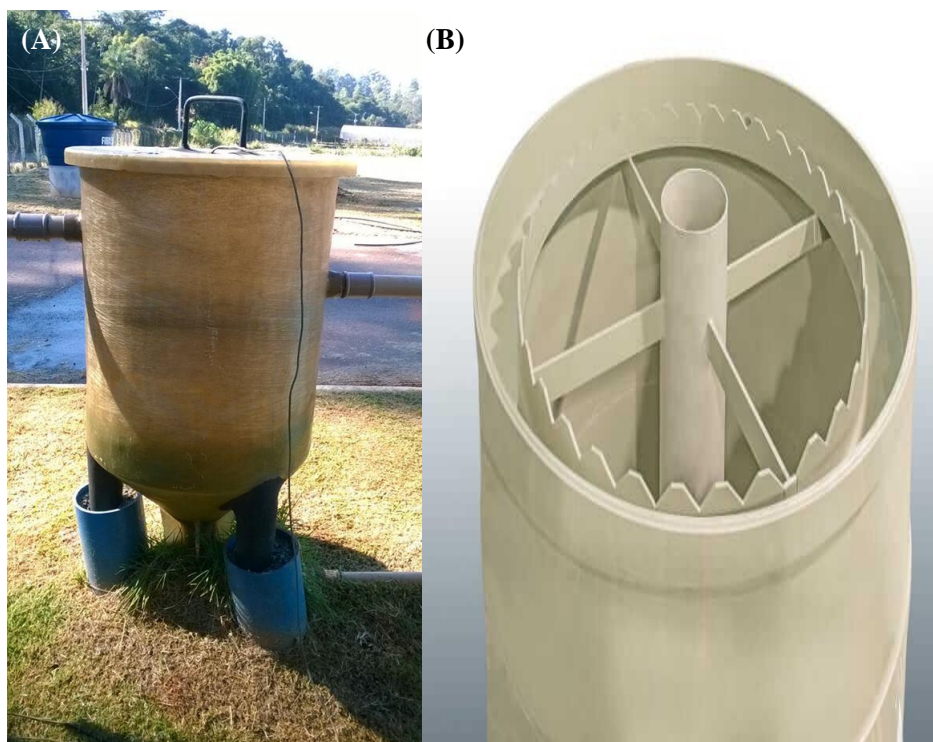


Fonte: Do Autor (2019).

O DS utilizado foi do tipo Dortmund com volume útil de 93,5 litros. Possui um tronco de formato cilíndrico, com base de 0,5 m de

diâmetro, altura útil (líquido) de aproximadamente 0,64 m, e uma base cônica com altura de 0,28 m, fixada ao tronco cilíndrico. A alimentação era realizada por gravidade na parte superior e conduzida por um tubo de PVC central até a parte inferior, sendo o escoamento ascendente (Figura 6A e B).

Figura 6. Visualização externa (A) e diagrama esquemático da parte superior interna (B) do decantador secundário utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA.



Fonte: Do Autor (2019).

A configuração do SAC, utilizada no tratamento terciário, foi de escoamento subsuperficial horizontal. Na construção do sistema alagado, utilizou-se de uma caixa retangular de fibra de vidro, com dimensões de 2,0 metros de comprimento por 0,5 metros de largura e 0,70 metros de altura, assentada sobre o solo sem declive. Como meio suporte, utilizou-se brita #0 (diâmetro $D_{60} = 7,0$ mm), preenchendo o leito até altura de 0,55 metros, restando borda livre de 0,15 metros. O material suporte apresentou volume

de vazios de $0,494 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3}$. O nível da água, controlado pela tubulação de descarga, foi mantido a 0,01 metros abaixo da superfície do material de preenchimento (Figura 7A e B), perfazendo um volume útil de aproximadamente 222 L.

A alimentação e distribuição do esgoto no SAC foram constituídas por um tubo de PVC com 50 mm de diâmetro partindo do decantador, com conexão tipo T e registro de esfera (para realização da amostragem de entrada), curva de 90° , luva de redução 50 mm x 32 mm, tubo de PVC 32 mm com conexão tipo T e 2 tubos de PVC 32 mm de diâmetro perfurados longitudinalmente e assentados a 1 cm sob a superfície do meio filtrante, utilizados para que o afluente do sistema fosse aplicado em toda largura do SAC.

O dispositivo de descarga e controle de nível foi implantado na parte inferior da parede do sistema, possuindo tubulação de PVC de 32 mm de diâmetro. O efluente resultante do tratamento do SAC foi recolhido em uma caixa, de onde o efluente final era conduzido para a elevatória da ETE-UFLA, de forma que não houvesse disposição inadequada.

Figura 7 Visualização do processo de montagem do sistema alagado construído utilizado experimentalmente no tratamento do esgoto sanitário da UFLA (A); e vista externa do SAC após o sistema já instalado (B).



Fonte: Do Autor (2019).

Para monitoramento da temperatura durante a execução do experimento, foram utilizados 3 sensores de temperatura do tipo DS 18B20 em conjunto com 3 resistores de 4,7 k Ohm, para que fossem lidos por pinos digitais de um Arduino uno, conectado via cabo USB ao computador. No computador, um programa desenvolvido em Linguagem Java, pela

plataforma Processing, registrou os dados medidos em arquivo, e permitiu o monitoramento do funcionamento por uma indicação visual do valor de temperatura mostrada na tela.

A ligação do Sensor DS18B20 pode ser feita através de apenas um pino digital do controlador, utilizando-se o protocolo OneWire, pois cada um dos sensores possui um número que os diferencia dos demais da rede. O projeto foi inicialmente montado dessa forma, porém com algum tempo de funcionamento notou-se a instabilidade de se montar todos os sensores em apenas um pino, portanto, a forma final do esquema eletrônico foi montada com uso de um pino digital para cada sensor, de forma a se ter mais controle elétrico sobre cada um deles.

Os sensores foram utilizados para o monitoramento da temperatura do efluente no TEq, RAFA e DS.

4.3. Panorama geral da partida do experimento

Após a montagem do aparato experimental, deu-se início ao teste de estanqueidade nos reatores, de acordo com NBR 15526 (ABNT, 2007), a fim de verificar e sanar quaisquer problemas de vazamento nas unidades de tratamento, além da verificação geral da parte elétrica, compressor e bombas dosadoras, este teste durou setes dias ininterruptos, e não foram verificados quaisquer problemas nos equipamentos a serem utilizados.

Apenas para a partida do sistema de tratamento, foram avaliados dois RAFA com as mesmas configurações, um com inóculo e outro sem inóculo. O efluente do RAFA sem inóculo foi direcionado para as unidades de tratamento sequenciais (FBAS, DS e SAC). O efluente do RAFA com inóculo (RAFA_{CI}) foi descartado.

Para o RAFA_{CI}, a partida foi atrasada, quando comparada ao RAFA. A partida do RAFA ocorreu no dia 26 de junho de 2016, por sua vez, a partida do RAFA_{CI} foi realizada no dia 6 de janeiro de 2017. Os períodos analisados, citados anteriormente, correspondem à primeira fase de operação

dos reatores com a presença e ausência de inóculo, portanto, não houve mudança nos parâmetros operacionais dos reatores, mesmo trabalhando em períodos distintos.

Os reatores anaeróbios operaram com vazão, tempo de detenção hidráulica (TDH) e carga hidráulica volumétrica (CHV) iguais, mas com carga orgânica volumétrica (COV) diferente, pois as partidas ocorreram em datas distintas e os reatores não operaram simultaneamente. Essa diferença no período analisado na partida de ambos reatores, deve-se à inclusão de mais um objetivo específico na pesquisa, em que inicialmente não seria monitorada a partida com inóculo.

Os reatores operaram com vazão média de 75,6 L d⁻¹, TDH de 40 horas e CHV de 0,6 m³ m⁻³ d⁻¹. A COV média aplicada ao RAFA foi de 0,54 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO, enquanto a COV média aplicada ao RAFA_{CI} foi de 0,72 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO. O RAFA_{CI} foi inoculado com lodo proveniente de um dos reatores UASB da ETE/UFLA. Foram utilizados 24 L de lodo, com concentração de sólidos voláteis totais (SVT) de 35,23 g L⁻¹, que resultou em um total de 845,5 g de SVT.

O volume de lodo foi calculado de acordo com metodologia apresentada por Chernicharo (2007), adotando uma carga orgânica biológica (COB) de partida igual a 0,1 kg kg⁻¹ d⁻¹, na forma de [DQO] [SVT]⁻¹ [d]⁻¹, e concentração de DQO afluyente igual a 1.131 mg L⁻¹.

A partida do FBAS e do DS foi realizada com os mesmos vazios, sem a presença de líquido. O SAC foi mantido cheio de água da rede de abastecimento para o desenvolvimento das plantas. O plantio do capim-Tifton 85 (*Cynodon* spp.) foi feito com ramas de 4 a 5 entrenós, coletadas no Departamento de Zootecnia da UFLA, totalizando 20 mudas por metro quadrado (FIA et al., 2017), distribuídas uniformemente ao longo do SAC. O plantio foi realizado no dia 15 de junho de 2016, 16 dias antes da alimentação com esgoto, efluente do DS.

4.4 Monitoramento, coleta e execução das análises

O monitoramento do experimento foi realizado entre os dias 26/6/2016 e 4/12/2017, totalizando 541 dias. Este período foi dividido em 5 fases, assim distribuídas: Fase 1 – dias 1 a 148; Fase 2 – dias 149 a 235; Fase 3 – dias 236 a 330; Fase 4 – dias 331 a 418 e Fase 5 – dias 418 a 526; totalizando em cada fase 148, 87, 95, 88 e 108 dias de monitoramento, respectivamente. Ao longo do período de monitoramento, foram coletadas amostras afluente e efluente de cada unidade de tratamento, duas vezes na semana (segunda e quinta-feira) para análises de rotina. As amostragens foram simples, as amostras foram condicionadas em recipientes plásticos com capacidade de 0,5 L, e encaminhadas para o Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia da Universidade Federal de Lavras (LAADEG). Seguindo a rotina de acordo com a Tabela 1. As análises seguiram a metodologia proposta por APHA, AWWA e WEF (2012), exceto alcalinidade, ácidos voláteis e nitrato.

Tabela 1 – Variáveis analisadas durante o monitoramento das unidades experimentais utilizadas no tratamento do esgoto sanitário da UFLA, com as respectivas frequências de análise e as metodologias utilizadas.

Variáveis	FREQUÊNCIA	MÉTODO
Temperatura	Diária	Sensor de temperatura
pH	2 x semana	4.500-H ⁺ - B
Alcalinidade	2 x semana	Ripley et al. (1986)
Ácidos voláteis	2 x semana	DiLallo e Albertson (1961)
Sólidos Totais	2 x semana	2540 D
Sólidos Fixos	2 x semana	2540 E
Sólidos Voláteis	2 x semana	2540 E
Sólidos suspensos	2 x semana	2540
Sólidos dissolvidos	2 x semana	2540
Sólidos sedimentáveis*	2 x semana	2540 B
Sólidos Totais (lodo)	Quinzenal	2540 D
DQO bruta e filtrada	2 x semana	5220C
DBO	Quinzenal	5.200-B
Nitrogênio total Kjeldahl	Semanal	4.500-N _{org}
Nitrato	Semanal	Método de Yang et al. (1998)
Fósforo	Quinzenal	4500-P
Condutividade Elétrica	2 x semana	2510B
Oxigênio Dissolvido*	Semanal	A4500-O
Nitrito**	Semanal	4500-NO ₂

* Os resultados das análises destas variáveis apresentaram valores constantes durante toda primeira fase, então optou-se pela não continuidade como previsto inicialmente; contudo, foram monitoradas de forma esporádicas, a fim de verificar os valores observados inicialmente.

** Na última fase, em função da substituição do sistema de aeração (compressor), optou-se pelo monitoramento semanal do nitrito, para observar possíveis alterações no sistema de tratamento.

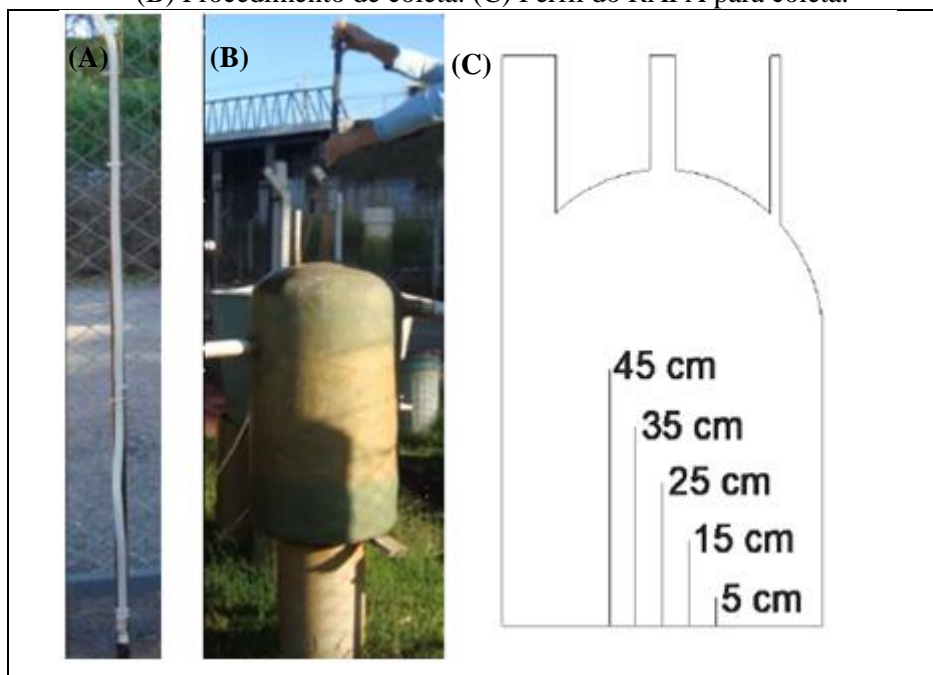
4.5 Amostragem do lodo

As amostragens do lodo presente no interior do RAFA foram realizadas em 5 diferentes alturas, sendo estas: 0,05; 0,15; 0,25; 0,35 e 0,45 m, medidos a partir do fundo do reator. A altura nas quais foram coletadas amostras de lodo foi definida como o ponto médio de uma faixa

representativa de 10 cm, com exceção do ponto situado a 45 cm do fundo, que representava a faixa superior à altura de 40 cm. As coletas foram realizadas quinzenalmente e encaminhadas ao LAADEG para análises de sólidos totais e voláteis, por gravimetria (APHA; AWWA; WEF, 2012) a fim de caracterizar o perfil de lodo ao longo do RAFA.

O coletor utilizado (Figura 7) consistiu de uma mangueira transparente acoplado a uma cantoneira de aço, no qual em uma das extremidades encontrava-se uma rolha de borracha presa a um fio que atravessava toda a extensão da mangueira, possibilitando a retenção do lodo dentro do tubo de amostragem. As coletas foram realizadas da parte superior em direção ao fundo do reator, a fim de evitar a agitação dentro do reator. Em cada coleta retirou-se em cada ponto 0,1 L de lodo.

Figura 8 Aparatos para amostragem do lodo dentro do RAFA. (A) Coletor, (B) Procedimento de coleta. (C) Perfil do RAFA para coleta.



Fonte: Oliveira (2017).

4.6 Produtividade análise do capim-tifton

Para avaliação da produtividade de massa verde e seca do capim-tifton cultivado no SAC e avaliação da extração de nutrientes, realizaram-se cortes da parte aérea da planta a cada 45 dias. O corte foi realizado com tesoura de poda a uma altura de 0,1 cm acima do leito de brita. A produção de massa foliar foi avaliada por meio de pesagem direta da massa produzida no intervalo de 45 dias (intervalo entre cortes), em uma balança com capacidade para 3,0 kg e precisão de 1 g. Posteriormente, foi retirada uma amostra homogeneizada e direcionada para estufa de circulação forçada de ar, de acordo com Matos (2015). Depois de seca, as amostras foram encaminhadas ao Departamento de Zootecnia da UFLA para trituração em moinhos de bola e passagem em peneira de 2 mm.

As análises químicas da parte aérea do capim consistiram na quantificação dos teores de nitrogênio (N) e fósforo (P), ambos pelo método descrito por MATOS (2015).

4.7. Estudos Cinéticos

O presente trabalho foi realizado em cinco fases, a fim de determinar os estudos cinéticos do sistema com base na variação de vazão de entrada do sistema. Foi pré-estabelecida a primeira etapa com duração mínima de quatro e máxima de seis meses, tendo em vista que a partida RAFA foi realizada sem inóculo e, de acordo com Chenicharo (2007), esse é o período de adaptação e formação da biomassa. Para as demais etapas, a mudança de vazão foi aproximadamente a cada três meses, ocasionando assim, uma duração de 18 meses para o tratamento de efluente. Na Tabela 3, observam as características das cinco fases desse experimento.

Com os dados de monitoramento afluente e fluente do RAFA, com base na concentração de matéria orgânica (DQO), tempo de detenção hidráulica teórico, os resultados de perfis de lodo se utilizando das equações

1, 2 e 3, foram obtidos os parâmetros cinéticos para o tratamento do esgoto sanitário da UFLA no RAFA.

Tabela 2. Valores referentes às cinco fases relacionados ao tempo de detenção hidráulica, carga orgânica volumétrica e taxa de aplicação superficial aplicadas nos diferentes reatores.

Fases	Unidade	TDH	COV	TAS	Q
I	RAFA	40	0,45	-	0,075
	SAC	71	-	422	
II	RAFA	30	0,85	-	0,104
	SAC	51	-	612	
III	RAFA	20	1,35	-	0,151
	SAC	35	-	872	
IV	RAFA	16,6	1,61	-	0,187
	SAC	29	-	852	
V	RAFA	12	2,13	-	0,245
	SAC	22	-	1.328	

RAFA – reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente; SAC- sistema alagado construído; TDH – tempo de detenção hidráulica (h); COV – carga orgânica volumétrica aplicada ao RAFA (kg m^{-3} de DQO); TAS – taxa de aplicação superficial no SAC ($\text{kg ha}^{-1} \text{d}^{-1}$ de DQO); Q – Vazão afluyente ao RAFA ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$).

4.8. Avaliação dos dados

Para tabulação e geração de gráficos para este trabalho, foi utilizado o software Excel®. Para comparação dos valores médios das variáveis observadas nas diferentes fases e pontos amostrais, utilizaram-se os testes estatísticos Kruskal-Wallis e Mann-Whitney, respectivamente, para comparação de agrupamentos, dados independentes com nível de significância de 5,0%. A escolha desse teste estatístico justifica-se por tratar-se de dados ambientais, que segundo Oliveira (2006) não seguem uma distribuição normal, por ser efluentes domésticos. Para gerar as estatísticas, utilizou-se o software Statistica® 8.0.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Caracterização do efluente gerado na Universidade Federal de Lavras

Para a caracterização do efluente da Universidade Federal de Lavras utilizado no presente trabalho, serão levados em conta dois períodos, anterior ao acionamento da estação elevatória da Veterinária (Etapa 1) e após o acionamento da mesma (Etapa 2), a fim de observar possíveis alterações das características do efluente gerado em diferentes partes da Instituição.

Ao todo, foram coletadas ao longo do experimento 116 amostras durante o período de 11/06/2016 a 04/12/2017, sendo 77 amostras na Etapa 1 e 49 na Etapa 2, obtendo a caracterização do efluente de acordo com a Tabela 3.

Tabela 3. Valores médios, desvio padrão e mediana da caracterização físico-química do efluente da Universidade Federal de Lavras após sistema preliminar de tratamento (gradeamento e caixa de gordura).

Variáveis	Etapa 1			Etapa 2		
	Média	Des. Pad	Mediana	Média	Des. Pad	Mediana
pH	7,8	0,3	7,8	8,5	0,4	8,5*
CE (dS m ⁻¹)	1,01	0,30	0,95	1,07	0,28	1,11 ^{NS}
DBO (mg L ⁻¹)	222	117	198	229	114	200 ^{NS}
DQO (mg L ⁻¹)	1.015	441	990	1096	221	1.082 ^{NS}
ST (mg L ⁻¹)	482	221	434	561	173	590*
Nitrogênio (mgL ¹)	42	12,9	43,12	51	7,7	48,5*
Fósforo (mg L ⁻¹)	7,7	2,8	7,3	8,0	1,5	7,7 ^{NS}

Etapa 1= Elevatória da Goiaba; Etapa 2 = Elevatória da Goiaba + Elevatória da Veterinária; pH = potencial hidrogeniônico, CE = condutividade elétrica, DBO = demanda bioquímica de oxigênio, DQO = demanda química de oxigênio, ST = sólidos totais; *significativamente maior no teste de Mann-Whitney em nível de 5% de significância. NS = Não houve diferença significativa para o teste.

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 3, observa-se um acréscimo médio de 0,7 no pH após o acionamento da Elevatória da Veterinária. Esse incremento pode ser justificado por uso de produtos químicos na lavagem e desinfecção do ambiente. Os valores das medianas das Etapas 1 e 2 apresentaram diferenças significativas ($p < 0,05$).

De acordo com trabalhos em instituições de ensino superior nota-se uma tendência de valores de pH em torno da neutralidade, como é observado em Turci et al. (2017) que caracterizaram o efluente proveniente da Universidade Federal de Alfnas (UNIFEL), campus de Poços de Caldas-MG, e observaram valor médio de 7,9, próximo ao encontrado no presente trabalho.

Bertolino et al. (2008) ao caracterizarem diferentes pontos de coleta de esgoto na Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP), encontraram valores entre 7,3 a 8,2. Por sua vez, Peixoto (2012) e Pereira (2014), caracterizando respectivamente o efluente do Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Ceará - IFCE, Campus Limoeiro do Norte, e da Universidade Federal de Pelotas (UFPEL), Campus Capão do Leão, encontraram valores de pH de 7,8 e 7,4 respectivamente.

Todos os valores encontrados de pH nessas instituições, incluindo a UFLA, encontram-se próximos à faixa de variação sugerida por Metcaf e Eddy (2003), Jordão e Pessoa (2011) e Von Sperling (2014) para esgoto de origem doméstica.

Os valores de condutividade elétrica (Tabela 3) não apresentaram diferença significativa antes e após o funcionamento da Elevatória da Veterinária. Os valores observados encontram-se ligeiramente acima do valor de $1,0 \text{ dS m}^{-1}$, comumente relatado como valor típico para esgoto doméstico bruto (METCALF; EDDY, 2016). Nesse caso, a menor diluição dos esgotos sanitários da UFLA, comparada à diluição sofrida pelo esgoto doméstico de uma cidade, pode ser a justificativa para os valores observados.

Bertolino et al. (2008) obtiveram valores variando de 0,53 a $0,75 \text{ dS m}^{-1}$, contudo os autores obtiveram uma variação 5 vezes superior no desvio

padrão do efluente analisado na UFOP. Pereira (2014) obteve valores próximos nos dois pontos analisados em UFPel, variando na faixa de 0,40 a 0,56 dS m⁻¹. Maiores valores de CE foram observados por Turci et al. (2017) no período de aulas na UNIFEI, cujos valores foram mais próximos aos encontrados na UFLA, com média de 1,02 dS m⁻¹, contudo no período de férias os valores reduziram para 0,16 dS m⁻¹, acompanhando a queda dos valores de DQO e sólidos.

Os valores médios de DBO obtidos ao longo do experimento (Tabela 3) ficaram dentro da faixa de caracterização de esgoto doméstico sugerida por Metcalf e Eddy (2016), Von Sperling (2014) e Jordão e Pessoa (2014). Valores semelhantes podem ser verificados nos trabalhos de Bertolino et al. (2008), com variação entre 171 a 300 mg L⁻¹; e Minegatti et al. (2011) que ao analisarem o tratamento de esgoto da Universidade Federal do Rio de Janeiro, obtiveram DBO média de 227 mg L⁻¹.

Analisando estatisticamente os valores da demanda bioquímica de oxigênio para efeito de caracterização anterior e posterior ao acionamento da elevatória da veterinária, não foi verificada variação significativa nos dados observados.

Em relação à DQO, foram obtidas concentrações superiores às reportadas por Von Sperling (2014) quanto à classificação de esgoto domésticos (Tabela 3), cujo valor de referência é de 600 mg L⁻¹, resultando em uma relação com a DBO de 2 para 1, ou seja, esperava-se encontrar o dobro de concentração de DQO quando comparada à DBO.

Contudo, os valores observados antes e posteriormente ao acionamento da segunda elevatória foram, respectivamente, de 1.015 e 1.096 mg L⁻¹, valores esses sem diferença significativa entre si, e superiores quase 2 vezes ao observado na literatura. A concentração elevada pode ser justificada por se tratar de uma instituição de ensino e pesquisa, no que pode, eventualmente, ocorrer de forma incorreta o descarte de produtos em laboratório, aumentando assim, a concentração de substâncias orgânicas com reduzida biodegradabilidade, ou ainda, produtos que inibam o

desenvolvimento microbiano. Peixoto et al. (2012) verificaram que a DQO do esgoto sanitário IFCE alcançou valores de 465 mg L^{-1} , e o esgoto provindo dos laboratórios se mostra bem mais concentrado, tendo dias que a concentração passa de 6.000 mg L^{-1} . O aumento do valor de DQO nos esgotos pode ser observado em outras instituições de ensino e pesquisa, onde a concentração tem um acréscimo substancial quando comparado a esgotos domésticos provenientes de centros urbanos. Turci et al. (2017) encontraram valores de pico no período de aulas de 1.262 mg L^{-1} de DQO, contrastando ao período de férias, onde verificaram-se concentrações de 151 mg L^{-1} na UNIFAL, embasando ainda mais a justificativa do descarte incorreto de substâncias não biodegradáveis, ou inibidoras de biodegradação.

Concentrações semelhantes foram observadas por Pereira (2014) onde ao coletar efluentes em dois pontos distintos dentro da UFPel, encontrou valores médios para o ponto A de 298 mg L^{-1} e de 936 mg L^{-1} para o ponto B, salientando que de acordo com o autor, o ponto A representa os efluentes dos prédios da Prefeitura do Campus, Restaurante Universitário, Faculdade de Ciências Domésticas; e o ponto B os efluentes do Departamento de Zootecnia, Piscicultura, Departamento de Ciências dos Alimentos e Faculdade de Agronomia. Contudo, ao contrário das observações feitas nesta pesquisa e dos autores citados anteriormente, Bertolino et al. (2008) encontraram valores próximos aos apresentados por Von Sperling (2014), variando na faixa de 403 a 670 mg L^{-1} de DQO nos três pontos analisados dentro da UFOP, o que poderia indicar o menor descarte de substâncias orgânicas não biodegradáveis na rede coletora de esgotos.

Ao analisar os resultados apresentados da Tabela 4, pode-se observar que dentre as variáveis apresentadas, o valor de sólidos totais apresentou acréscimo com relação à concentração anterior ao acionamento da Estação Elevatória da Veterinária, ocorrendo um incremento na concentração média de 482 para 561 mg L^{-1} ($p < 0,05$). Com o funcionamento da elevatória da veterinária, ampliou-se também a rede coletora, o que pode ter favorecido o

aumento da quantidade de sólidos, seja diretamente na elevatória, ou ainda na rede coletora, com pontos de entrada de escoamento superficial. Mesmo apresentando elevação na concentração, os valores foram próximos aos 500 a 900 mg L⁻¹ descritos na literatura por Von Sperling (2014) para esgotos domésticos.

Comparando os valores obtidos no presente trabalho com outras instituições de ensino superior, Peixoto et al. (2012) analisando o efluente do IFCE, Campus Limoeiro do Norte, proveniente de banheiros e cantina (domésticos) e o gerado nos laboratórios (composição de todos os efluentes com características especiais lançados pelos laboratórios), obtiveram concentrações de 246 e 2.064 mg L⁻¹ de ST, respectivamente para doméstico e laboratório. Valores esses distintos dos observados no presente trabalho.

Bertolino et al. (2008), caracterizando o efluente da UFOP, encontraram valores semelhantes a Peixoto et al. (2012) quando comparado ao de origem doméstica, obtendo valores na faixa entre 140 a 296 mg L⁻¹ de ST, valores menores aos mencionados na Tabela 4.

Ao analisar as concentrações de nitrogênio (N) e fósforo (P) (Tabela 4), observa-se um aumento significativo na concentração do N após o acionamento da Elevatória da Veterinária, alcançando valores médios de 51 mg L⁻¹. Entretanto, para o P os valores médios foram mantidos. As concentrações de N e P observadas situaram-se dentro da faixa de variação para esgotos domésticos de 40 a 60 mg L⁻¹ de N e de 4 a 15 mg L⁻¹ de P (VON SPERLING, 2014; METCALF; EDDY, 2016).

Os valores de nitrogênio observados na Tabela 4 assemelham-se aos reportados por várias pesquisas realizadas em instituições de ensino superior no Brasil, tais como a UFOP, UFRJ (Centro Experimental de Saneamento Ambiental), IFCE (Campus Limoeiro do Norte) e UFPel, cujos valores ficaram entre 35 e 58 mg L⁻¹ de N (BERTOLINO et al., 2008; MINEGATTI et al., 2011; PEIXOTO et al., 2012; PEREIRA, 2014).

Menores valores médios de P em efluentes de instituições de ensino superior parece uma tendência. Bertolino et al. (2008) verificaram entre 4,8 e

6,8 mg L⁻¹, e Peixoto et al. (2012) com média de 5,8 mg L⁻¹, que apesar de menores, foram próximos aos valores observados no presente trabalho. Por sua vez, Pereira (2014) apresentou valores inferiores aos apresentados nas pesquisas citadas anteriormente, bem como aquela realizada na UFLA, com valor médio de 1,7 mg L⁻¹.

Após essa caracterização inicial do efluente gerado na Universidade Federal de Lavras, nota-se que dentre as variáveis analisadas, a demanda química de oxigênio é aquela que teve valor mais discrepante em relação ao esgoto doméstico típico; fato observado em outras instituições de ensino, o que pode ser justificado pelo descarte de resíduos, não biodegradáveis, ou ainda inibidores da atividade microbiana, na rede coletora da Instituição. Fato que gera apreensão, tendo em vista que os locais estudados podem ser considerados de maior poder intelectual, quando comparado ao restante da sociedade. Contudo, os resultados apresentados nas pesquisas demonstram falta de conscientização ambiental elevada.

5.2 Caracterização ambiental durante a realização do experimento

Os dados de temperatura do efluente obtidos ao longo do período de monitoramento foram avaliados com o intuito de produzir estatísticas descritivas e, posteriormente, analisar de forma conjunta os dados do experimento e os dados ambientais do mesmo período (Tabela 4). A variação de temperatura do efluente entre os reatores não se mostrou significativa ($p > 0,05$), por isso, serão apresentadas as temperaturas médias de todos os pontos amostrais bem como de todo o experimento.

Tabela 4 – Temperaturas médias do esgoto em tratamento, da temperatura do ambiente no período do experimento, e médias entre 1961 e 2004 de acordo com Dantas et al. (2007); precipitações totais e umidade relativa do ar média observadas durante a realização do experimento.

Meses	Temperatura média (°C) (08/2016 a 12/2017)		Temperatura média (°C) (1961/2004)	Precipitação (mm)	UR (%)
	Esgoto	Ambiente	Lavras		
Agosto	21,1	19,0	18,2	13,6	62,9
Setembro	25,2	21,8	19,6	8,6	57,9
Outubro	23,9	22,1	20,9	125,2	69,2
Novembro	26,9	21,1	21,3	190,2	75,7
Dezembro	29,4	22,6	21,7	145,0	71,7
Janeiro	29,9	24,1	22,2	157,9	73,7
Fevereiro	26,2	23,4	22,5	64,1	70,5
Março	25,5	23,7	21,5	158,6	70,1
Abril	27,8	21,9	19,9	108,3	74,3
Maiο	22,3	19,6	17,9	57,6	77,9
Junho	19,2	18,6	16,7	29,0	74,8
Julho	18,6	16,2	16,5	0,0	66,3
Agosto	20,6	17,5	18,2	1,4	60,6
Setembro	26,1	19,7	19,6	32,6	49,9
Outubro	23,3	25,0	20,9	107,3	64,2
Novembro	24,0	21,9	21,3	126,4	74,2
Dezembro	25,1	22,3	21,7	85,3	76,1
Média	24,4	21,2	19,9	83,0	68,8

De acordo com as médias registradas ao longo do período do experimento, observa-se que as temperaturas ficaram abaixo dos valores mínimos recomendados por Chernicharo (2007) para que ocorra a taxa máxima de digestão anaeróbia que é igual ou superior a 30°C. Nessa linha, Van Haandel e Lettinga (1994) relatam que para temperaturas abaixo de 30°C, a taxa máxima de digestão anaeróbia decresce em 11% para cada 1°C. Metcalf e Eddy (2016) mencionam que mudanças de temperatura maiores que 1°C por dia afetam a estabilidade do processo anaeróbio; enquanto Chernicharo (2007) ressalta que o limite usual para mudança de temperaturas é cerca de 2°C por dia. Levando em consideração esses autores, nota-se que as temperaturas médias mensais do efluente em tratamento não

alcançaram a taxa máxima de degradação, de acordo com a temperatura ótima.

Assim, para todos os meses nos quais o experimento esteve em campo, apenas de dezembro de 2016 a janeiro de 2017, o esgoto teve temperatura média mensal próxima aos 30°C sugeridas pelos autores (Tabela 4), o que justifica melhores remoções de DQO nesse período, como será descrito mais adiante.

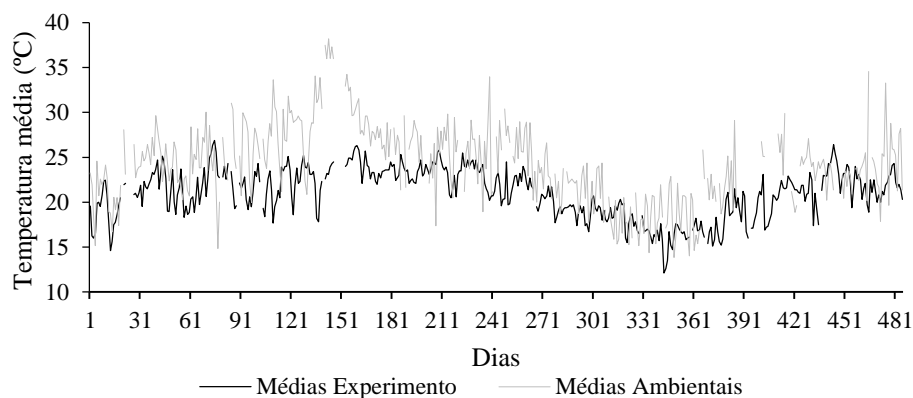
Colares e Benetti (2005), estudando a influência da temperatura dos esgotos domésticos na remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos em reator de manta de lodo na ETE Esmeralda em Porto Alegre, avaliando em grupos de meses, observaram maiores remoções de DBO (72%) em temperatura média de 24,4 °C (verão), e em temperaturas médias de 16,5°C (inverno) 62% na remoção da DBO, temperaturas semelhantes às verificadas no presente trabalho. Santos (2010), estudando a influência da temperatura na eficiência de tratamento de efluentes em reatores UASB a 20, 25, e 35 °C, obteve remoções de DQO de 91, 92 e 96%, respectivamente para as temperaturas; de acordo com autor, o experimento teve problemas operacionais de queda de energia, o que pode justificar valores de remoção tão próximos para as temperaturas de 20 e 25°C.

Bhatti et al. (2014) analisando a partida com tratamentos de diferentes nutrientes e variando temperaturas entre 25 e 34°C obtiveram melhores remoções na faixa superior a 30°C. Durante todo o período, estudando os reatores, trabalharam na faixa mesofílica de temperatura (FOX; LIM, 2010).

Comparando as temperaturas médias ambientais durante o período que o sistema de tratamento esteve em campo, com as normais climatológicas (DANTAS et al., 2007), percebe-se um ligeiro aumento nas médias mensais na cidade de Lavras. Tal fato pode ter sido ocasionado por ser um ano atípico. E ainda, as condições de medições, podem não estar de acordo com as normas de medições das estações meteorológicas.

Analisando a Figura 8, nota-se a influência do poder calorífico da água, em que mesmo se tratando de um reator de pequeno volume, sujeito às variações da temperatura ambiental, nota-se que a temperatura do efluente em tratamento manteve-se abaixo da temperatura ambiente, exceto quando houve quedas bruscas na temperatura ambiente, e a temperatura do líquido manteve-se maior.

Figura 8. Temperaturas médias do esgoto em tratamento e do ar externo à unidade experimental.



De acordo com os dados apresentados na Tabela 4, observa-se que apenas no mês de julho de 2017, não ocorreram precipitações na cidade de Lavras, o que também contribuiu para o decréscimo de produtividade do capim-Tifton 85 cultivado no SAC nesse período, os dados de produtividade serão apresentados em tópico subsequente. Vale ressaltar uma característica apresentada nesse período analisado, em relação às precipitações (dados não apresentados), em que apenas nos meses compreendidos entre maio e junho observaram-se médias superiores às reportadas nas Normais Climatológicas, o que demonstra redução da precipitação em Lavras, durante o período analisado.

5.3 Partida dos reatores anaeróbios

Optou-se por fazer um estudo avaliando a partida do sistema sem inóculo, a fim de avaliar o tempo necessário para formação da biomassa e, posteriormente, decidiu-se comparar essa mesma partida, com a presença de inóculo. Apesar do período distinto de partida entre os dois reatores, como analisado e discutido no tópico Material e Métodos, o Efluente não apresentou diferenciação significativa ($p>0,05$), para as variáveis DBO e DQO, utilizadas no estudo de partida de reatores anaeróbio.

Na Tabela 5, estão apresentados os valores médios, os desvios padrões e as medianas do pH, AT, AB, AVT para o afluente e efluente e a relação AI/AP para o efluente ao reator.

Ao analisar a Tabela 5, nota-se que para ambos os reatores, ocorreu um aumento de pH no efluente do reator. Os valores médios afluentes de pH obtidos foram de 7,7 e 7,8 respectivamente para RAFA e RAFA_{Cl}, enquanto o efluente para ambos foi de 8,2. Não demonstrando diferença estatística entre eles ($p>0,05$). Esses valores demonstram que o fato do RAFA, não ter sido inoculado, não apresentou instabilidade durante o processo de partida como observado na Figura 9. Essa estabilidade também foi apresentada no reator RAFA_{Cl} como verifica-se na mesma Figura em relação aos valores de pH.

Tabela 5 – Valores médios, desvios padrões e medianas de pH, AT, AB, AVT para o afluente e efluente no RAFA e RAFA_{Cl}, e relação AI/AP para o efluente do reator.

Estatística	Unidade	Ponto amostral	pH	mg L ⁻¹			AI/AP
				AT	AB	AVT	
Média	RAFA ⁽¹⁾	Afluente	7,7	272	178	164	-
		Efluente	8,2	274	212	103	0,18
	RAFA _{Cl} ⁽²⁾	Afluente	7,8	176	123	101	-
		Efluente	8,2	177	122	97	0,21
Desvio padrão	RAFA	Afluente	0,4	168	125	176	-
		Efluente	0,3	168	132	118	0,10
	RAFA _{Cl}	Afluente	0,2	58	65	99	-
		Efluente	0,2	38	51	97	0,08
Mediana	RAFA	Afluente	7,7	209	148	117	-
		Efluente	8,2	209	175*	64	0,16
	RAFA _{Cl}	Afluente	7,9 ^{N.S}	232*	176 ^{N.S}	284 ^{N.S}	-
		Efluente	8,3 ^{N.S}	222*	167	159*	0,17 ^{N.S}

RAFA – sem inóculo; RAFA_{Cl} – com inóculo; (1) média composta por 33 dados; (2) média composta por 17 dados. * Teste Estatístico não paramétrico de Mann-Whitney com significância em nível de 5%, N.S Teste estatístico não significativo em nível de 5 %.

Quanto à faixa de valores apresentados de pH na Tabela 5, observa-se que a média final do afluente dos reatores apresentou-se fora da faixa sugerida por diversos autores como ideal para a degradação da matéria orgânica (OLIVEIRA et al., 2011; SILVA et al., 2016). Porém, Metcalf e Eddy (2016) e Von Sperling (2014) entendem que valores de pH até 9 não seriam prejudiciais ao processo de degradação biológica da matéria orgânica.

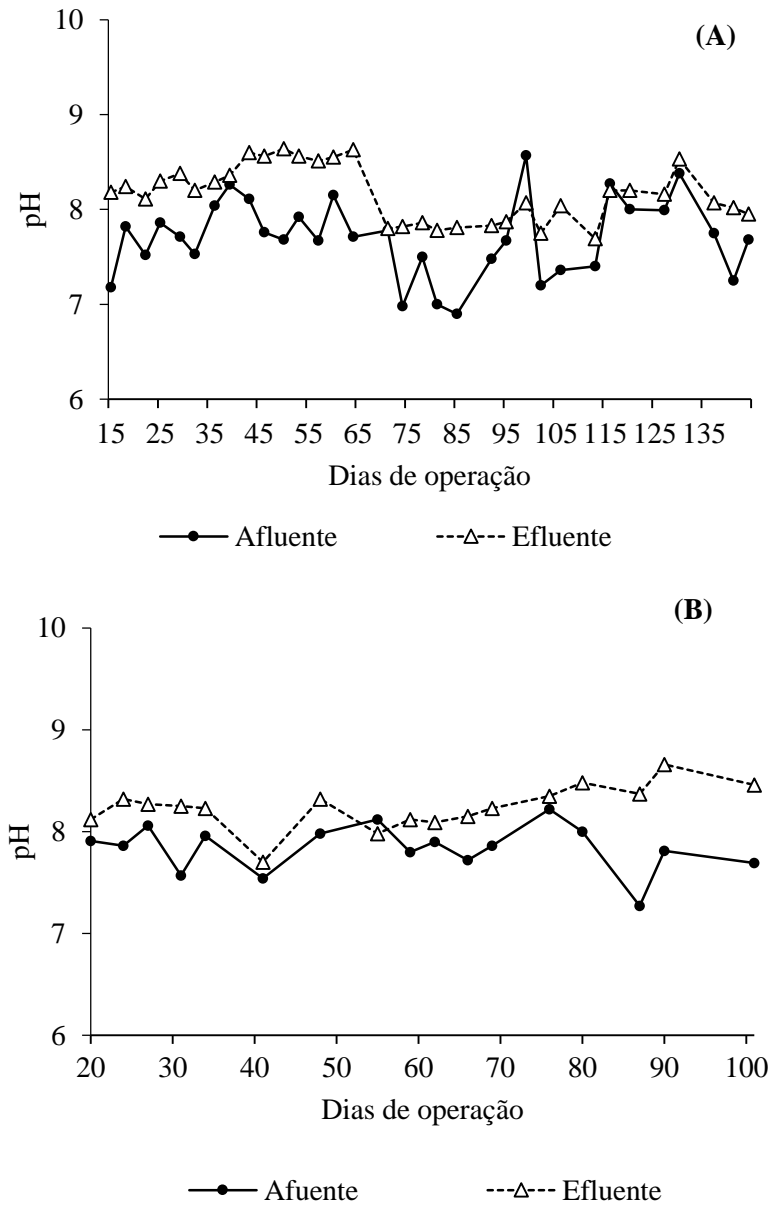
Contudo, vale salientar que para ambos os reatores, os valores médios inferiores encontrados foram superiores a 6,5, o que significa que o pH não foi fator limitante do processo global de metanogênese, de acordo com Lettinga et al. (1996) e Soares (2014), é aconselhável que o pH seja mantido acima de 6,5.

Bhatti et al. (2014), analisando o tratamentos de efluentes domésticos sintéticos, observaram a mesma tendência de aumento do pH após o tratamento, para partida com inóculo, semelhante ao verificado por

Turkdogan-Aydinol et al. (2011), em que os valores passaram de 6,9 para 7,8. Silva e Silva (2014) observaram valores de pH variando entre 6,8 e 7,5 afluente e efluente respectivamente; em estudos com câmaras anaeróbias diferentes (4 câmaras, sendo as três primeiras anaeróbias e a quarta aeróbia, seguida por decantador laminar). Kulkarni et al. (2018,) estudando a qualidade do esgoto em Mumbai após tratamento com lodos ativados, obtiveram a mesma tendência de aumento, em média de 7,1 para 7,5. Vale salientar que mesmo seguindo a tendência de aumento do pH após o processo de digestão anaeróbia, todos os trabalhos citados anteriormente obtiveram faixa média de pH afluente menor que as obtidas no presente trabalho, não interferindo assim, no processo de degradação e atividade metanogênica, como descrito por Visser, Gao e Lettinga (1993).

Contudo, outros trabalhos observaram tendência diferente do presente estudo; verificaram redução nos valores médios de pH ao passar pelo reator anaeróbio. Campos et al. (2006) ao estudarem a partida de um reator com inóculo para tratamento de dejetos suínos, com TDH diferentes, observaram reduções de 7,8 para 7,2 e 8,0 para 7,6. O mesmo foi constatado por Pereira et al. (2010), em que os valores de pH estiveram próximos da neutralidade durante o ensaio realizado, variando entre 6,8 e 7,4.

Figura 9: Variação dos valores de pH no afluente e efluente ao reator RAFA (A) e RAFA_{Cl} (B).



A elevação dos valores de pH após o tratamento, anaeróbios indicam interação da alcalinidade com os ácidos voláteis formados durante a digestão anaeróbia, com a neutralização dos mesmos (CHERNICHARO, 2007).

Diante disso, os dados apresentados na Tabela 5, verificam-se que a alcalinidade total (AT) durante a partida do RAFA apresentou valores médios do afluente de 272 mg L^{-1} de CaCO_3 , diferentemente dos valores encontrados no reator RAFA_{Cl} , em que a média foi igual a 176 mg L^{-1} de CaCO_3 , enquanto o efluente gerado após a digestão apresentou média de 274 mg L^{-1} de CaCO_3 para o RAFA e de 177 mg L^{-1} de CaCO_3 para o RAFA_{Cl} . Mesmo que a concentração de matéria orgânica não tenha sofrido diferença significativa entre a partida de um reator e de outro, a AT afluente apresentou diferença significativa, o que pode ter influenciado diretamente no processo de degradação.

Entre os valores de AT afluente e efluente de cada reator, não foram verificadas diferenças, ou seja, com ou sem inóculo, os reatores não foram capazes de gerar AT para o sistema de tratamento por meio da degradação da matéria orgânica.

Observando a Figura 10, nota-se que no RAFA, devido à partida sem inóculo, houve uma elevada concentração inicial de AT, contudo ao decorrer dos dias, verificou-se a mesma instabilidade (grande variação de valores) apresentada no RAFA_{Cl} , ficando com concentrações entre as faixas de 100 a 300 mg L^{-1} de CaCO_3 . Com a ausência de inóculo no RAFA, a degradação da matéria orgânica se deu principalmente nas etapas de hidrólise e acidogênese, com a consequente produção de ácidos orgânicos no meio, e devido à falta de organismos metanogênicos, ocorreu o reduzido consumo destes elementos, fazendo-os se acumularem no meio, e como consequência, elevaram a alcalinidade total, que nesse caso, não é uma boa alcalinidade, como a alcalinidade bicarbonato.

Os valores ao longo do período de partida como observado na Figura 10 para ambos os reatores, estão significativamente abaixo dos valores aceitáveis para a AT de acordo com alguns autores. Amani; Nosrati e Sreekrishnan (2010) e Metcalf e Eddy (2016) determinam a faixa ideal de AT variando entre 1.300 e 3.000 mg L^{-1} de CaCO_3 . Contudo, no presente trabalho, a menor concentração não demonstrou problemas quando

relacionada ao possível decréscimo de pH ou acúmulo de ácidos voláteis totais no meio. Entretanto, um aumento brusco de COV poderia levar o reator ao azedamento.

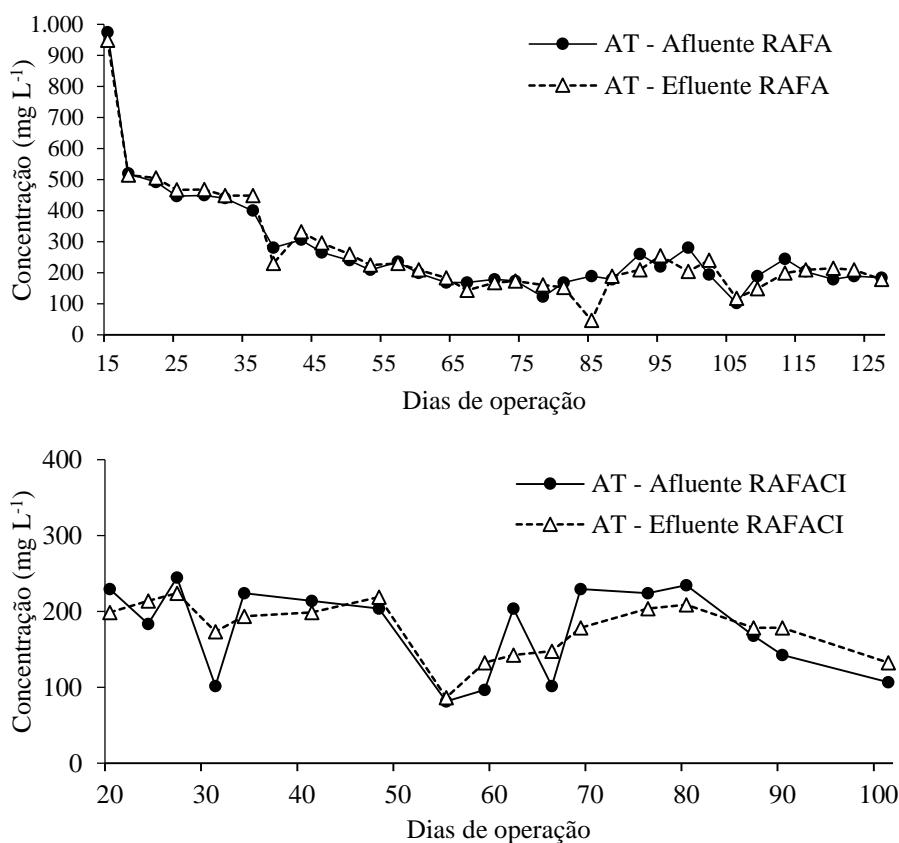
Menores concentrações e variações da AT podem ser observadas em outros trabalhos como de Turkdogan-Aydinol et al. (2011), Silva e Silva (2014), nos quais foram verificados valores entre 383 e 437 e 118 e 230 mg L⁻¹ de CaCO₃, respectivamente, no tratamento de esgoto doméstico utilizando reator UASB. Campos, Prado e Pereira (2014), tratando água residuária do café em reator UASB com diferentes tempos de detenção hidráulica, com partida utilizando como inóculo lodo proveniente do tratamento de efluente de suinocultura, verificaram aumento da AT após passagem pelo reator UASB, com valores médios afluentes de 349, 434 e 756 mg L⁻¹ de CaCO₃ e efluentes de 455, 522 e 981 mg L⁻¹ de CaCO₃, o que pode ser justificado pela maior carga orgânica aplicada. O que leva a crer que se houve aumento brusco de COV, poderia prejudicar o processo.

Contudo, outros trabalhos apresentam faixa de AT, próximas às relatadas por Amani; Nosrati e Srekrishnan (2010) e Metcalf e Eddy (2016), porém no tratamento de efluentes não domésticos. Santos et al. (2018), por exemplo, avaliando o tratamento da vinhaça, Schultz et al. (2018) tratando efluente de indústria têxtil, com valores entre 1.193 e 2.230 mg L⁻¹ de CaCO₃. Pereira, Campos e Monterani (2010), tratando efluente da suinocultura, com partida sem utilização de inóculo, verificaram aumento da AT após passagem da água residuária pelo reator, encontrando valores médios de 1.383 e 1.442 mg L⁻¹ de CaCO₃ para o afluente e efluente, respectivamente. Zuntini et al. (2015) foram os que obtiveram valores próximos ao recomendado na literatura, tratando-se de efluente de origem doméstica. Os autores, em sua pesquisa, analisaram o esgoto gerado em campus universitário, obtendo valores 1.132 mg L⁻¹ de CaCO₃ afluente ao UASB e 840 mg L⁻¹ de CaCO₃ efluente ao UASB, durante o período de partida com inóculo.

Para os trabalhos citados, com diferentes concentrações de CaCO_3 , não foram observados distúrbios com relação às variações bruscas de pH, e foi possível verificar também que a mesma água residuária pode ter faixas de valores inferiores ou dentro da faixa sugerida pela literatura.

Como observada na Figura 10, a manutenção dos valores médios de AT nos reatores, após passagem do esgoto, indicou estabilidade no sistema durante o período de partida com a presença e ausência de inóculo.

Figura 10: Variação da alcalinidade total (AT) com o tempo afluente e efluente aos RAFA e RAFA_{CI}.

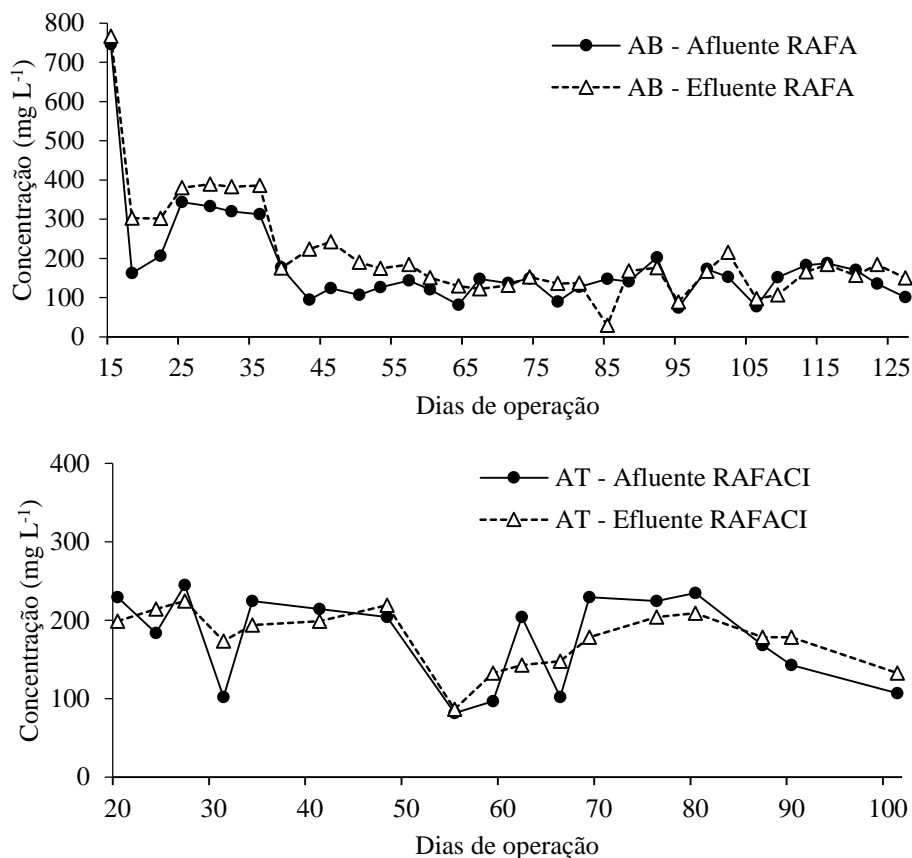


De acordo com os dados apresentados na Tabela 5, as concentrações médias da alcalinidade bicarbonato (AB) afluente e efluente do RAFA foram 178 e 212 mg L⁻¹ de CaCO_3 , enquanto no RAFA_{CI}, as concentrações médias

afluente e efluente foram 123 e 122 mg L⁻¹ de CaCO₃. Houve aumento da AB média no RAFA, enquanto que no RAFA_{CI}, a concentração média se manteve constante, indicando a capacidade tampão de ambos os sistemas na maior parte do tempo. Assim, como na AT, a AB demonstrou inicialmente uma maior concentração no RAFA, devido à falta de inóculo, que gera maior instabilidade no reator, como observado no RAFA_{CI}, na Figura 11, que obteve boa estabilidade desde a partida da unidade.

Destaca-se, ainda, que a COV aplicada no RAFA_{CI} foi em média cerca de 30% daquela aplicada no RAFA, e esse fato associado a menor AB afluente no RAFA_{CI}, concorreu para os menores valores médios de alcalinidade no RAFA. Estatisticamente o afluente não demonstrou variação significativa quanto à AB, ao contrário do efluente gerado em ambos os reatores.

Figura 11: Variação da alcalinidade bicarbonato (AB) com o tempo no afluente e efluente do RAFA e RAFA_{Cl}.



Ao se analisar as concentrações de AVT apresentadas na Tabela 5 notam-se que para o RAFA e RAFA_{Cl}, as médias, durante o processo de partida, foram de 164 e 101 mg L⁻¹ de HAc no afluente, enquanto o efluente dos mesmos foram de 103 e 97 mg L⁻¹ de HAc, respectivamente. Os valores obtidos no presente trabalho demonstram que os reatores operaram abaixo do limite máximo recomendado por Lettinga e Hulshoff-Pol (1991) e Metcalf e Eddy (2016), que varia de 200 a 250 mg L⁻¹ de HAc. Pode-se dizer então, que não ocorreram distúrbios dentro do reator. Ainda, analisando as concentrações obtidas no presente trabalho, pode-se inferir que houve formação de lodo, tendo em vista as pesquisas de Ghangrekar, Asolekar e

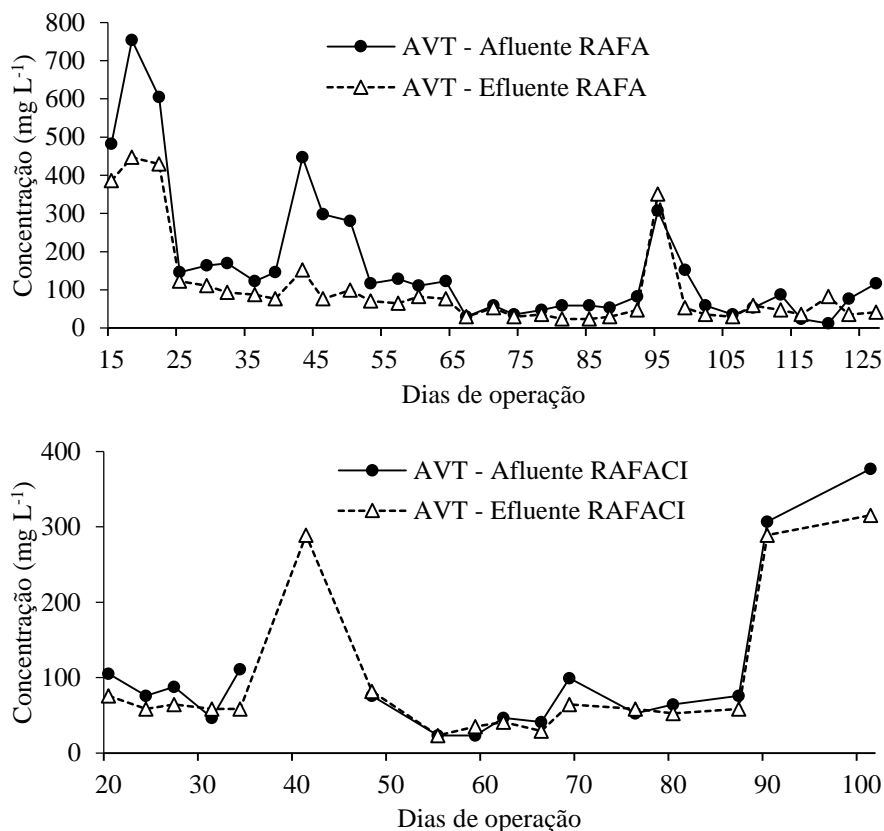
Joshi (2005), que afirmam que concentrações de AVT inferiores a 200 mg L^{-1} de HAc ajudam na formação do lodo.

Ao analisar os dados apresentados na Figura 12, nota-se novamente a mesma tendência para o RAFA, em que a ausência de inoculação na partida refletiu na mesma tendência inicial analisada para AB e AT, demonstrando uma menor variabilidade nos valores de AVT no RAFA_{CI} no início do processo de tratamento.

Assim, como no presente trabalho, Schutz et al. (2018) obtiveram valores entre 103 e 147 mg L^{-1} de AVT no tratamento de esgoto doméstico em reator UASB inoculado; contudo, vale salientar que o efluente na fase inicial apresentou valor de 203 mg L^{-1} , evidenciando a variação normal que ocorre no início do processo de tratamento. Turkdogan-Aydinol et al. (2011) obtiveram concentração média de AVT acima dos 200 mg L^{-1} recomendados no tratamento de esgoto doméstico em reator UASB, variando entre 221 e 228 mg L^{-1} de HAc.

Halalsheh et al. (2005), utilizaram reator UASB, com partida sem utilização de inóculo, no tratamento de esgoto doméstico e verificaram valores de AVT variando entre 10 e 50 mg L^{-1} de HAc. Valores de duas a cinco vezes inferiores aos obtidos no presente trabalho indicando bom funcionamento do mesmo. É importante pontuar que, conforme citado por Silva e Nour (2005), equilíbrio na concentração dos AVT é um bom indicador do funcionamento adequado do reator UASB, sendo importante no acompanhamento da atividade das bactérias acidogênicas e arqueias metanogênicas, pois a inibição do processo anaeróbio por AVT está associada ao pH e baixos valores de pH geralmente estão relacionados a altas concentrações de AVT, podendo ocasionar a falência do processo.

Figura 12. Variação da concentração de ácidos voláteis totais (AVT) com o tempo no afluente e efluente dos reatores RAFA e RAFA_{Cl}.



Diante dos resultados apresentados na Tabela 5, relacionando pH, juntamente com os resultados de AT, AB e AVT, pode-se observar um bom funcionamento dos reatores.

Ainda, a partir dos dados observados na Tabela 5, constata-se que os valores médios da relação AI/AP encontram-se dentro do preconizado pela literatura, sendo de 0,18 e 0,21 respectivamente para os RAFA e RAFA_{Cl}. Esses resultados, visualizados em conjunto com os valores de pH, indicam que o sistema apresentou estabilidade e capacidade de tamponamento dos reatores UASB (RIPLEY et al., 1986) durante o período avaliado, não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis no decorrer da partida com ou sem

inóculo, o que seria prejudicial. A relação AI/AP não foi significativamente diferente entre os dois reatores ($p > 0,05$).

Cosmann et al. (2012) avaliaram o desempenho da lagoa anaeróbia com água residuária proveniente da indústria de pescado, e obtiveram uma relação AI/AP de 0,18, demonstrando que o sistema apresentou condições favoráveis ao processo de digestão anaeróbia. Campos et al. (2015), estudando a partida de reator anaeróbio compartimentado em série com um reator anaeróbio de manta de lodo, utilizando parâmetros de sedimentabilidade para formação da biomassa, obtiveram valores 0,52, 0,61 e 0,63, ao passar por diferentes reatores com água residuária proveniente da suinocultura. Sabidamente, efluentes agroindustriais apresentam maior relação AI/AP, conseguindo manter o sistema em equilíbrio com boa remoção de carga orgânica, tal como verificado por Amorim et al. (2015).

Apesar do equilíbrio apresentado nos reatores do presente trabalho e os citados anteriormente, alterações significativas na carga orgânica afluente poderiam facilmente ocasionar o desequilíbrio do sistema de tratamento, pois os valores de alcalinidade foram relativamente baixos. Os valores encontrados foram suficientes para manutenção do equilíbrio, entretanto, não permitem afirmar que a estabilidade seria garantida no caso de algum distúrbio no processo de tratamento, como o aumento repentino na carga orgânica volumétrica. Essa alteração significativa pode ser comprovada por FIA et al. (2011) trabalhando com água residuária da lavagem e descascamento dos frutos do cafeeiro; sua relação AI/AP apresentou-se abaixo de 0,3 somente para um reator e em uma única fase do seu experimento, mesmo assim próximo do limite máximo. Os mesmos autores verificaram que o aumento na carga orgânica afluente aos filtros determinou acréscimo na relação AI/AP, mostrando que a produção de ácidos voláteis totais aumentou com o acréscimo das cargas orgânicas afluentes, o que contribuiu para reduzir a eficiência do processo.

Entretanto, Ripley et al. (1986) afirmam que é possível ocorrer estabilidade no processo com valores superiores a 0,3, devido às variações

das características únicas de cada efluente. Para isso, deve-se sempre monitorar essas variáveis na partida dos reatores, a fim de comprovar o bom funcionamento e estabilidade dos mesmos (PEREIRA et al., 2009).

5.3.2 Eficiência de remoção de poluentes na partida dos reatores

Após a verificação da estabilidade dos reatores anaeróbios na partida do sistema, nas Tabelas 6 e 7, estão apresentados os valores médios, desvio padrão e mediana de DQO, ST e SVT no afluente e efluente das unidades de tratamento e eficiência de remoção nos RAFA.

Na Tabela 6, nota-se a diferença em relação à DQO afluente do RAFA e RAFA_{CI}, essa diferença já justificada anteriormente, reflete diretamente nas variações da carga orgânica volumétrica aplicada nos reatores (Tabela 7), também significativamente diferentes ($p < 0,05$).

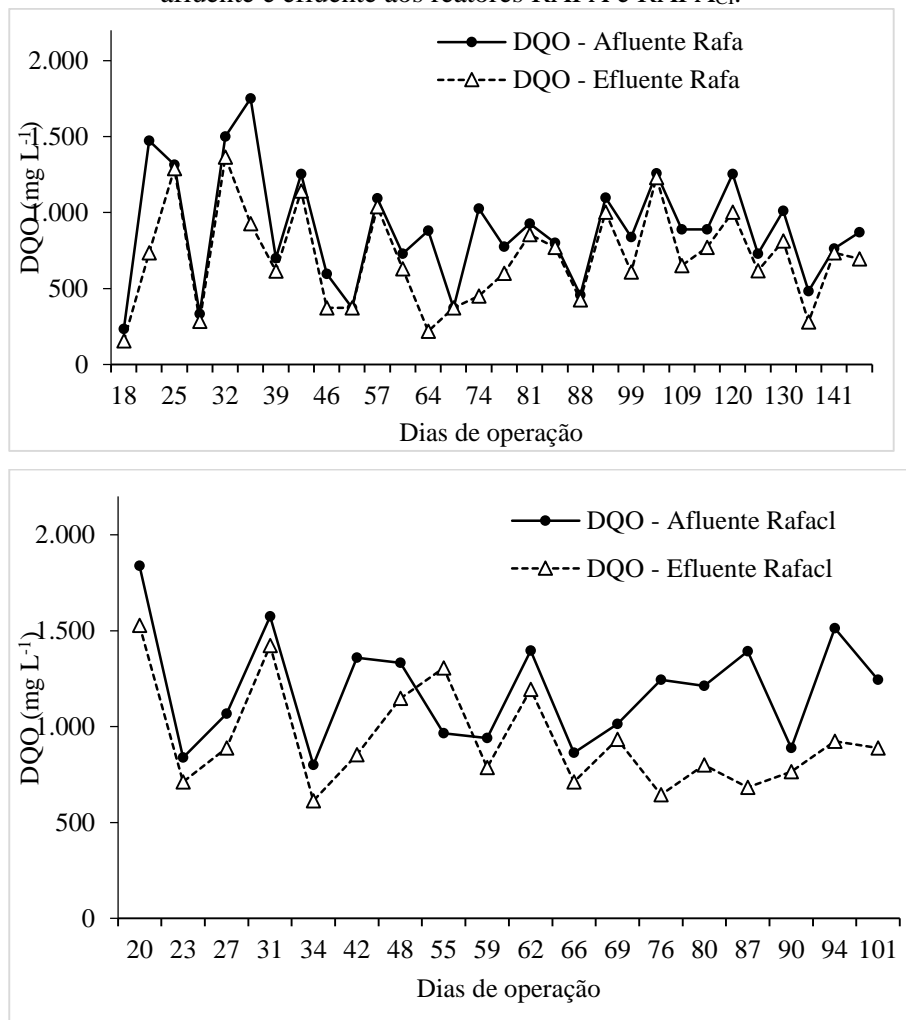
Tabela 6: Valores médios, desvio padrão, mediana e eficiência de remoção da demanda química de oxigênio nos reatores RAFA e RAFA_{CI}.

Unidade	Ponto	DQO	Des. Pad	Mediana	COV	Eficiência
		mg L ⁻¹		kg m ⁻³ d ⁻¹ de DQO		%
RAFA	Afluente ¹	889	371	875	0,007	-
	Efluente ¹	701	324	674	-	20
RAFA _{CI}	Afluente ²	1194*	291	1228	0,009*	-
	Efluente ²	933 ^{N.S}	273	871	-	22 ^{N.S}

RAFA – sem inóculo; RAFA_{CI} – com inóculo; ¹ média composta por 30 dados; ² média composta por 18 dados; *Teste Estatístico não paramétrico de Mann-Whitney com significância nível de 5%, ^{N.S}Teste estatístico não significante em nível de 5 % de significância.

Por tratar-se de um experimento de campo, em que o efluente utilizado foi proveniente do tratamento preliminar da ETE/UFLA, optou-se por não fazer qualquer interferência no afluente durante todo o experimento em campo, o que refletiu diretamente nas oscilações da DQO afluente, como observado na Figura 13, para ambos os reatores estudados.

Figura 13. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) com o tempo afluente e efluente aos reatores RAFA e RAFA_{Cl}.



O maior desafio e um dos objetos do presente trabalho, foi iniciar o tratamento do esgoto sanitário da UFLA em RAFA sem inóculo, que apesar de ser parecido ao esgoto doméstico, apresenta particularidades discutidas anteriormente, quando da caracterização do mesmo. Devido à grande variação dos valores de DQO no afluente (Figura 13) do RAFA, ao elevado tempo de detenção hidráulica, e à reduzida COV aplicada durante aproximadamente os 5 meses em funcionamento, não houve formação de lodo o suficiente para a estabilização do mesmo.

Na Tabela 6, nota-se que ambos os reatores apresentaram uma baixa eficiência ao final do período partida, seja com a presença ou ausência de inóculo, como visto anteriormente, a grande variação afluyente diária dos reatores (Figura 13), pode ser uma das justificativas para reduzida eficiência de remoção de DQO ao fim da primeira fase de estudos, na qual as eficiências foram de 20 e 22% para o RAFA e RAFA_{Cl}. A diferença observada, foi que devido à presença de inóculo no RAFA_{Cl}, esperava-se uma maior eficiência, contudo, ao analisar a Figura 13, observa-se, após os 70 dias de operação, uma menor variação entre o afluyente e o efluente diariamente, demonstrando uma maior capacidade de amortecer a variação de concentração afluyente, e produzir um efluente tratado mais estável em termos de concentração.

Pieroti et al. (2007), analisando partidas em escala real em uma estação de tratamento de esgotos domésticos com a ausência de inóculo, obtiveram valor igual ao relatado nesta pesquisa de 20% de eficiência de remoção de DQO. Entretanto, a pesquisa apresentou valores distintos na segunda etapa, em que o mesmo reator foi inoculado, apresentando eficiência de 40% na remoção de DQO. Para o trabalho de Pieroti et al. (2007) o TDH aplicado foi de 16 horas, diferentemente das 40 horas aplicadas no presente trabalho. Silva e Silva (2014) analisando a partida de um reator anaeróbico compartimentando com inóculo no tratamento do efluente gerado nas dependências da Universidade Estadual Paulista (UNESP), no Departamento de Educação Física, obtiveram remoção média de 58%, com um TDH de 33 horas, TDH próximo ao do presente estudo. Cordi et al. (2008) estudando a partida de reatores anaeróbios para tratamento do efluente da produção de papel Kraft, com TDH de 20 horas, obtiveram remoção de 50% de DQO.

Álvarez et al. (2006) avaliaram a partida de reator anaeróbico compartimentando com a presença e ausência de inóculo e em ambos os experimentos, obtiveram eficiências superiores à encontrada no presente trabalho. Para a partida sem a utilização de inóculo e TDHs de 10 e 11 horas,

a eficiência média na remoção de DQO foi de 54 e 58% respectivamente. Utilizando como inóculo o lodo proveniente de um digestor de lodo primário, e operando com TDH de 11 horas, a eficiência média na remoção de DQO foi de 41%. Por sua vez, Turkdogan-Aydinol et al. (2011) obtiveram eficiência média de 55% na remoção de DQO para um TDH de 12 horas em reator UASB. Nota-se que assim como o trabalho de Alvarez et al. (2006), Cordi et al. (2008) e Turkdogan-Aydinol et al. (2011) menores TDHs podem ter contribuído para uma melhor eficiência nos reatores. Pois, o aumento da disponibilidade de alimento pode favorecer a reprodução microbiana, e aumentar a eficiência de remoção, desde que garantida a estabilidade do sistema em termos de alcalinidade e acidez.

Corroborando com a reduzida eficiência apresentada e o alto TDH inicial aplicado no presente trabalho, Khan, Mehrotra e Kazmi (2015) verificaram redução da atividade metanogênica durante a aplicação de baixas cargas orgânicas, assim como redução da produção de metano e grandes variações na remoção de DQO. A aplicação de baixas cargas orgânicas pode limitar o crescimento da biomassa no reator, devido à limitação na quantidade de substrato. E de acordo com os dados apresentados Tabela 6, pode-se observar reduzidos valores de COV aplicados para ambos os reatores estudados no presente trabalho, apesar da diferença significativa entre eles ($p < 0,05$). Entretanto, o efluente gerado após o processo de degradação não apresentou diferença significativa, o que corrobora com as eficiências próximas, mesmo com a inoculação do RAFA_{Cl}.

Na Tabela 7 estão apresentados os valores médios, desvio padrão, mediana e eficiência de remoção sólidos totais e sólidos voláteis totais nos reatores RAFA e RAFA_{Cl}.

Tabela 7: Valores médios, desvio padrão e mediana de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT) no afluente e efluente, e eficiência de remoção nos reatores RAFA e RAFA_{Cl}.

Unidade	Ponto	Média (mg L ⁻¹)		Mediana (mg L ⁻¹)		Eficiência (%)	
		ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT
RAFA	Afluente ¹	555 (372) ^{N.S}	276 (177)*	473	238	-	-
	Efluente ¹	482 (150)*	206 (75)*	443	202	13	25*
RAFA _{Cl}	Afluente ²	417 (157)	199 (77)	441	189	-	-
	Efluente ²	337 (110)	152 (52)	360	137	19 ^{N.S}	24

RAFA – sem inóculo; RAFA_{Cl} – com inóculo; ¹ média composta por 30 dados; ² média composta por 18 dados; * Teste Estatístico não paramétrico de Mann-Whitney com significância em nível de 5%, ^{N.S} Teste estatístico não significativo em nível de 5% de significância. Entre parênteses o desvio padrão.

De acordo com a Tabela 7 as médias de ST para o afluente do RAFA e RAFA_{Cl} não apresentaram diferença significativa ($p > 0,05$), diferentemente dos valores após o processo de tratamento do efluente, em que houve diferença significativa, sendo o efluente do RAFA_{Cl} apresentou menor quantidade de sólidos, ou seja, provavelmente, devido a reduzida velocidade ascensional do efluente em tratamento, não havendo arraste do lodo utilizado como inóculo, e retenção dos sólidos afluentes ao reator. Os valores médios obtidos no presente trabalho, são inferiores aos relatados por Zuntini et al. (2015) e Godinho (2018) que relataram valores médios de 750 e 650 mg L⁻¹ respectivamente em seus efluentes gerados em centros universitários.

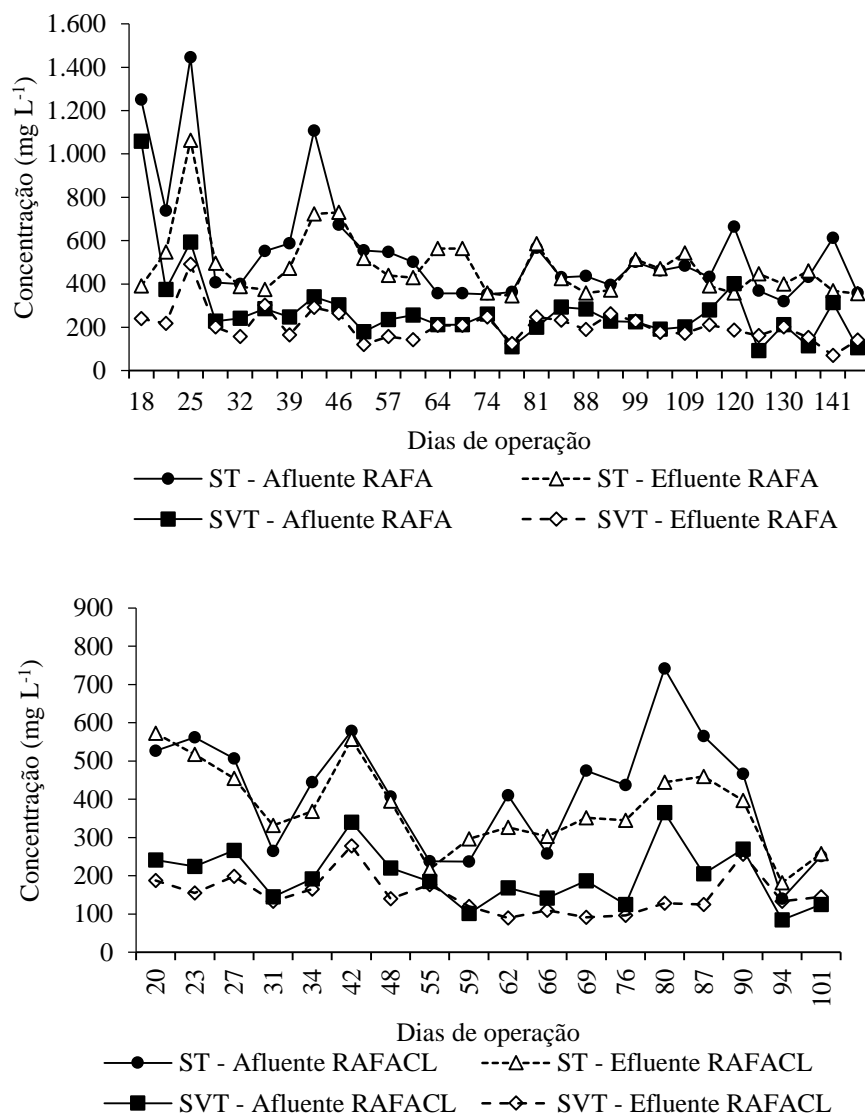
Assim como a DQO, as concentrações de ST e SVT evidenciaram reduzida eficiência de remoção dessas variáveis no RAFA e RAFA_{Cl}, apresentando valores de 13 e 25% de ST, e 19 e 24% de SVT respectivamente para cada reator. Em função do elevado TDH aplicado no presente trabalho, as menores remoções de ST podem ser justificadas pela composição do efluente em tratamento, no qual a maior parte dos sólidos encontrava-se, provavelmente, dissolvida, e sua remoção se daria apenas em função da remoção da matéria orgânica por processos biológicos, o que não ocorreu de forma eficiente, como discutido anteriormente.

Outro fator a ser considerado, é que o próprio tanque de equalização (TEq) do sistema de tratamento pode ter funcionado como uma unidade de sedimentação primária, pois não foi realizada a homogeneização do esgoto armazenado neste para ser aplicado aos reatores, e o mesmo era alimentado em batelada.

Destaca-se ainda que deve ser considerada nessa reduzida eficiência, a presença de alguns valores diários de eficiência negativa apresentados na Figura 14 (em que o valor efluente é maior que o valor afluente) para ambos os reatores e sólidos analisados. Tal fato está relacionado à maior amplitude dos valores de sólidos afluente ao sistema. Assim, a amostra efluente do reator coletada para análise não foi a amostra afluente ao reator e que passou por tratamento, ou seja, nesta situação, o reator recebeu elevada carga de sólidos em dias anteriores a coleta da amostra, refletindo em elevada concentração efluente do reator, e com isso, menor carga de sólidos no dia da coleta amostral.

Zuntini et al. (2015), verificando a eficiência na partida de um reator UASB para o tratamento de esgoto sanitário em uma universidade, obtiveram valores semelhantes aos obtidos no presente estudo, tendo sido verificado uma eficiência de 19% na remoção de ST. Godinho et al. (2018) analisando o comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator tipo UASB submetido à variação de carga hidráulica na Universidade Tecnológica Federal do Paraná, obtiveram eficiência de remoção de ST de 56 e 48% em TDH de 8 e 4 horas respectivamente. Os mesmos autores reportam eficiência na remoção de SVT de 54% e 49% para os respectivos TDHs.

Figura 14. Variação da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (SVT) com o tempo no afluente e efluente do RAFA e RAFA_{Cl}.

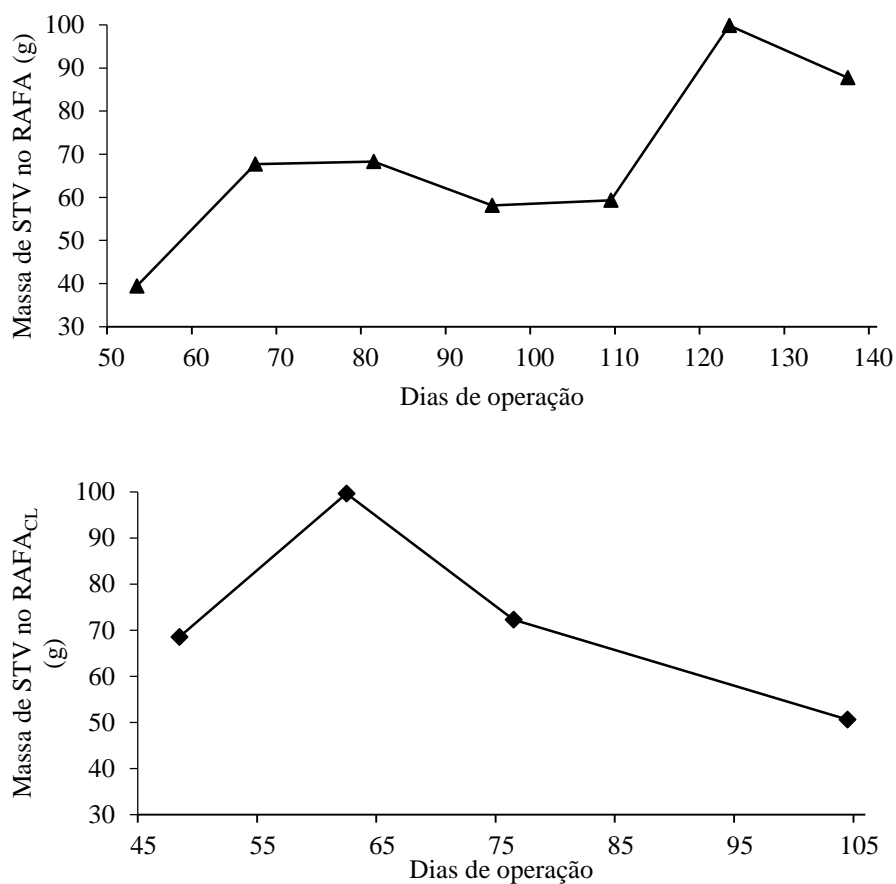


5.3.3 Variação de Biomassa no reator em diferentes alturas

A partir dos resultados apresentados na Figura 15, pode-se observar o aumento na massa de SVT no RAFA, o que indica principalmente a sedimentação de sólidos, em razão do maior TDH aplicado e, em menor intensidade, a formação de biofilme microbiano dentro do reator. Observa-se ainda, que entre os dias 83 e 110 de monitoramento, ocorreu uma diminuição de aproximadamente 10 g de SVT no interior do reator, o que pode ser justificado pela formação de uma camada de sólidos menos densa na parte superior do reator. Outro fator que pode ter contribuído para redução de sólidos voláteis no reator, foi a reduzida COV, impossibilitando a manutenção da pouca biomassa formada no RAFA.

No RAFA_{CI} (Figura 15) houve aumento na quantidade de SVT no reator até o 62º dia de operação; entretanto, após o 62º dia de operação houve redução na massa de SVT presente no reator, indicando que pode ter ocorrido arraste de lodo, decaimento microbiano devido à presença de algum composto tóxico afluyente ao mesmo, ou ainda à reduzida COV proporcionando o decaimento microbiano por falta de substrato.

Figura 15. Variação da massa de sólidos voláteis totais (SVT) nos reatores RAFA e RAFA_{Cl} durante o período de partida.



A massa de SVT no RAFA_{Cl}, no momento em que foi realizada a primeira coleta de lodo nesta unidade, foi inferior à massa utilizada na partida do reator. A concentração de SVT pode ter sido reduzida durante o período em que o lodo ficou armazenado para análise (da coleta até a inoculação), devido ao processo de endogenia da biomassa presente, justificando a baixa quantidade de SVT no reator durante o início da partida. O armazenamento também pode ter alterado as características físicas do lodo, facilitando o arraste de biomassa no início da partida.

A aplicação de baixas COVs, como consequência do elevado TDH, também pode ser responsável pela redução da massa de SVT durante o início

do processo, devido à limitação do crescimento dos microrganismos, ocasionada pela limitação na quantidade de substrato disponível. Assim, como no presente trabalho, Da Silva et al. (2011), utilizando reator UASB no tratamento de água residuária do pré-processamento do café, verificou-se ao final do experimento redução de 41% do volume de lodo no reator, quando comparado com o volume utilizado na partida. Os autores também constataram que houve redução da concentração de SVT, sendo a concentração final correspondente a 57% da concentração de SVT inicial, e concluíram que a redução no volume de lodo e na concentração de SVT ocorreu devido à aplicação de baixas cargas orgânicas, insuficientes para manter a comunidade microbiana, levando assim à ocorrência do processo de respiração endógena.

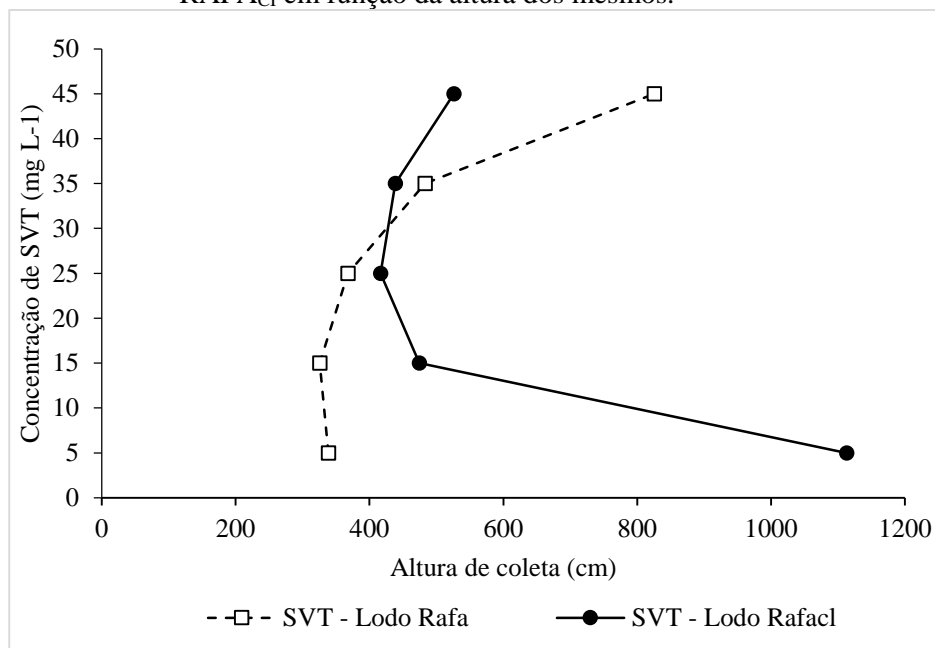
Após 123 dias de operação, a massa de SVT no RAFA foi superior à do maior valor obtido no RAFA_{CI}. Entretanto, o RAFA não apresentou a mesma capacidade de suportar variações de carga orgânica verificada no RAFA_{CI}. O RAFA_{CI} respondeu melhor às variações de carga orgânica mesmo com a redução da massa de SVT.

Analisando os resultados apresentados na Figura 16, nota-se que a concentração média de SVT no RAFA apresentou pouca variação até a altura de 0,25 m, porém houve aumento nas amostras coletadas nos pontos situados a 35 e 45 centímetros de altura. O aumento na concentração média de SVT nas camadas superiores pode ter sido causado pela maior concentração de óleos e graxas nas respectivas alturas, pois o elevado tempo de detenção hidráulica fez com que a velocidade superficial do escoamento fosse extremamente baixa, em torno de $0,016 \text{ m h}^{-1}$, tornando possível a flotação de óleos e graxas. A recomendação é que as velocidades superficiais médias devam estar entre $0,5$ e $0,7 \text{ m h}^{-1}$ (CHERNICHARO, 2007).

No RAFA_{CI} (Figura 16), a concentração média de SVT foi maior na parte inferior do reator, a 5 centímetros do fundo, e não apresentou grande variação entre os demais pontos. A maior concentração de SVT na parte inferior do reator indica o desenvolvimento de lodo com melhores condições

de sedimentação, quando comparado com do RAFA. A utilização de inóculo proporcionou o desenvolvimento de uma zona de reação ativa na parte inferior do reator de forma mais rápida no RAFA_{Cl}.

Figura 16: Variação da concentração média de SVT nos reatores RAFA e RAFA_{Cl} em função da altura dos mesmos.



As cargas orgânicas aplicadas aos reatores e as massas de SVT nos reatores resultaram em carga orgânica biológica (COB) de 0,75 e 1,77 kg kg⁻¹ d⁻¹ na forma de [DQO] [SVT]⁻¹ [d]⁻¹, para o RAFA e RAFA_{Cl}, o que pode ser considerado elevado de acordo com Chernicharo (2007), que estabelecem para a partida valores entre 0,05 e 0,15 kg kg⁻¹ d⁻¹. Fato pode ter refletido nas menores eficiências de remoção de DQO nos reatores.

5.4 Monitoramento do sistema de tratamento durante as cinco fases

De acordo com o que está apresentado nas Figuras 17 e 18, é possível observar as variações médias que ocorreram nas cinco fases de avaliação durante o período de monitoramento do sistema de tratamento para as variáveis de pH e AB, relação AI/AP e AVT.

Observa-se na Figura 17, o mesmo comportamento da variação dos valores de pH para as fases I, II e III. Nessas fases, ocorreu a formação de alcalinidade, gerada a partir do processo de degradação da matéria e conseqüentemente o aumento do pH no efluente tratado, tendência observada por Peres et al. (2010). Ainda de acordo com o Apêndice 1, não foi verificada a diferença estatística para os valores afluentes e efluentes no RAFA ($p > 0,05$). Vale salientar que não ocorreu a inoculação no RAFA.

Ainda de acordo com o apresentado na Figura 17, para as unidades subsequentes do tratamento (FBAS e decantador), observa-se redução dos valores de pH nas fases I a III, o que pode ser explicado pelo processo de nitrificação no FBAS. Durante o processo de nitrificação, ocorre o consumo de alcalinidade, o que pode conduzir à redução do pH (BILOTTA et al., 2012; MORO et al., 2013). Essa mesma tendência foi verificada por Temoteo et al. (2017) ao analisar o processo de nitrificação de esgoto sintético.

No SAC, nota-se tendência de ligeiro aumento no pH da água residuária nas fases I a III (Figura 17), devido, provavelmente, ao processo de desnitrificação ocorrido no mesmo (SALEH-LAKHA et al., 2009).

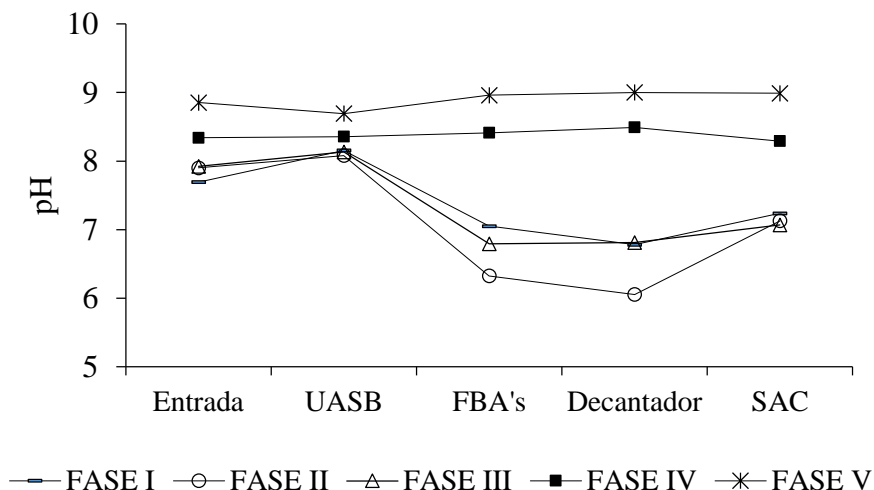
Com ausência de inóculo no processo de partida, optou por uma menor vazão afluente, o que refletiu diretamente na COV aplicada no reator, como nas três primeiras fases a vazões aplicadas foram relativamente baixas, o sistema não teve grandes distúrbios, e conseguiu manter essa característica, ao longo das fases subsequentes.

Observa-se que, nas fases IV e V (Figura 17), o pH afluente ao sistema apresentou valores mais elevados, alcançando 8,3 e 8,9 (Apêndice

1). Mesmo com a elevação do pH afluente, a faixa de valores encontrada no presente trabalho, está dentro dos valores sugeridos por Von Sperling (2014) para que ocorra a degradação da matéria orgânica não afetando assim, o processo anaeróbio. Essa mesma característica de aumento do pH ao final do trabalho, foi observada por Silva et al. (2010) analisando o monitoramento de variáveis físicas, químicas e biológicas em um reator anaeróbio híbrido (RAH) em escala piloto com TDH de 28; 23 e 18 horas, próximos aos aplicados no presente trabalho.

Contudo, diferentemente das fases I, II e III, o aumento no valor médio do pH do esgoto afluente, não sofreu alterações ao longo do sistema de tratamento, mantendo uma linearidade nas unidades subsequentes, o que pode indicar a não ocorrência dos processos de nitrificação e desnitrificação nas fases IV e V. Uma justificativa para tal acontecimento, poderia estar relacionada a não produção de alcalinidade no RAFA, contudo, como observado na Figura 18, ocorreu aumento da alcalinidade no reator. Barbosa et al. (2009) analisando o tratamento de água residuária sintética, observou o pH superior a 8 após o tratamento anaeróbio e a mesma produção de alcalinidade e a não redução do pH, assim como no presente trabalho.

Figura17: Valores médios de pH afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento.



Analisando a Figura 18 e o que está descrito no Apêndice 2, observa-se que a alcalinidade bicarbonato variou durante as 5 fases de monitoramento do experimento. Ainda de acordo com a Figura 18, nota-se decréscimo após o processo de partida do RAFA (fase II) e na fase V, em que a concentração de CaCO_3 sofreu uma redução de 170 para 110 mg L^{-1} e de 272 para 241 mg L^{-1} , respectivamente. Mesmo com a queda nessas fases e uma tendência de aumento nas fases III e IV, a alcalinidade no RAFA comportou-se de forma satisfatória durante o experimento em campo, e apesar dos reduzidos valores observados, o reator demonstrou boa capacidade de tamponamento da unidade, mesmo com a redução do TDH durante o monitoramento, evitando-se assim, variações bruscas de pH.

Silva et al. (2017), estudando o tratamento de esgoto sanitário de baixa carga, utilizando reator compartimentado anaeróbio/aeróbio em escala piloto, no campus da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (UNESP) com TDH de 33, 22, 16,5 e 8,25 horas, não detectou distúrbios no reator anaeróbio durante os 206 dias de operação. No estudo os valores de alcalinidade foram próximos aos do presente trabalho. Henrique

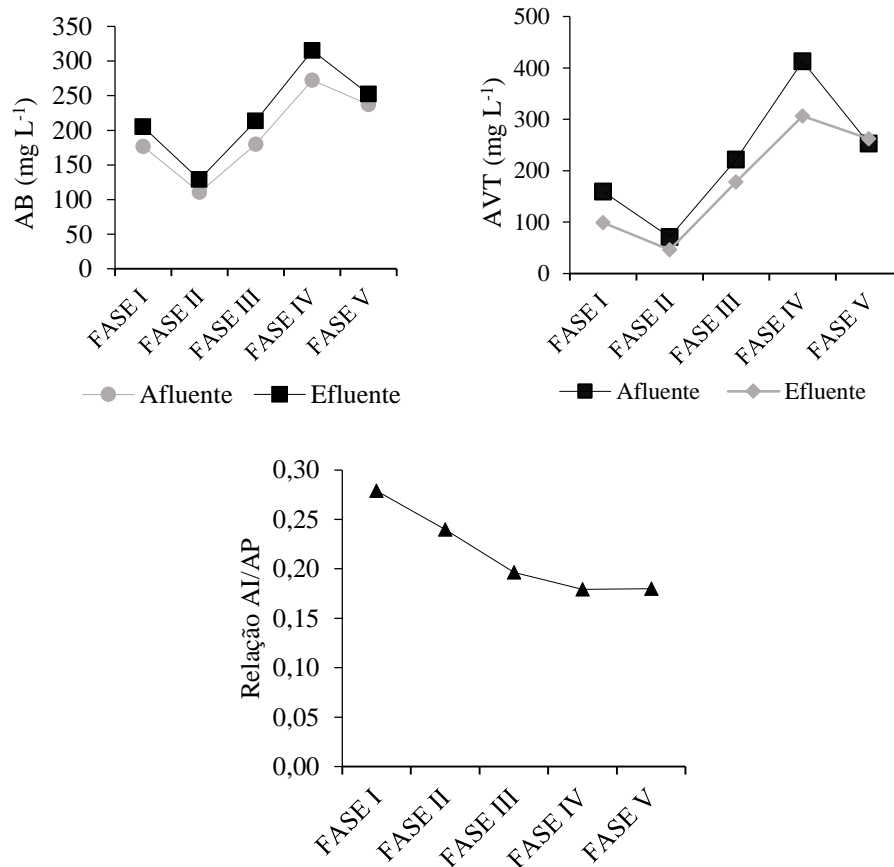
et al. (2014) também avaliando a combinação de reatores anaeróbios e aeróbio com meio de suporte, não verificaram distúrbios ao longo do seu experimento, contudo os valores médios de AB na partida, alcançaram 370 mg L⁻¹.

Em relação aos AVT, nota-se na Figura 18, que o comportamento foi semelhante ao da AB, em que ambos apresentaram a tendência de queda na fase II e V. Contudo, ao analisar a fase IV e V, observa-se que os valores médios encontrados superam os valores médios que autores como Lettinga e Hulshoff-Pol (1991) e Metcalf e Eddy (2016) preconizam bons para um bom desenvolvimento de um reator anaeróbio (200 a 250 mg L⁻¹). Henrique et al. (2014) obtiveram 135 mg L⁻¹, valores baixos de AVT.

O aumento, principalmente na fase IV, pode ser justificado pelo aumento da vazão, mas também pela redução da temperatura do efluente em tratamento ocorrido desde o final da fase III (Figura 8), e que continuou durante a fase IV. É sabido que a temperatura interfere negativamente no processo de degradação anaeróbia, apesar de autores relatarem bons resultados de remoção de matéria orgânica, mesmo em baixas temperaturas (MCKEOWN et al., 2012).

Analisando a relação AI/AP (Figura 18), observa-se uma tendência de queda ao longo das fases, mantendo-se constante apenas na fase IV e V. Os valores obtidos nessa relação corroboram para a discussão já apresentada sobre as variáveis pH e alcalinidade, demonstrando assim, que não ocorreram distúrbios significativos no reator durante todo o experimento, apesar dos reduzidos valores de AB e maiores valores de AVT. O valor ideal da relação AI/AP para que ocorra o processo de degradação da matéria orgânica no reator, deve ser menor que 0,3, o que pode ser comprovado na descrição do Apêndice 2, em que os valores obtidos foram decaindo de 0,28 na fase I para 0,18 nas fases IV e V.

Figura18: Variação dos valores médios de: (a) alcalinidade bicarbonato (AB) e (b) ácidos voláteis totais (AVT) afluente e efluente, e (c) relação entre alcalinidade intermediária e parcial (AI/AP) efluente do RAFA durante as cinco fases de monitoramento.



Ao serem avaliadas todas as fases do experimento, nota-se que apesar da reduzida concentração de lodo dentro do reator (Figura 19), por não ter sido inoculado, e pela formação lenta, em função das reduzidas COVs aplicadas, o aumento da COV não causou forte variação nas eficiências de remoção de matéria orgânica.

De acordo com a Figura 19, mesmo após todas as fases de monitoramento, não ocorreu uma boa formação do lodo, contrariando estudos realizados por Chernicharo (2007), que apontam para um período de

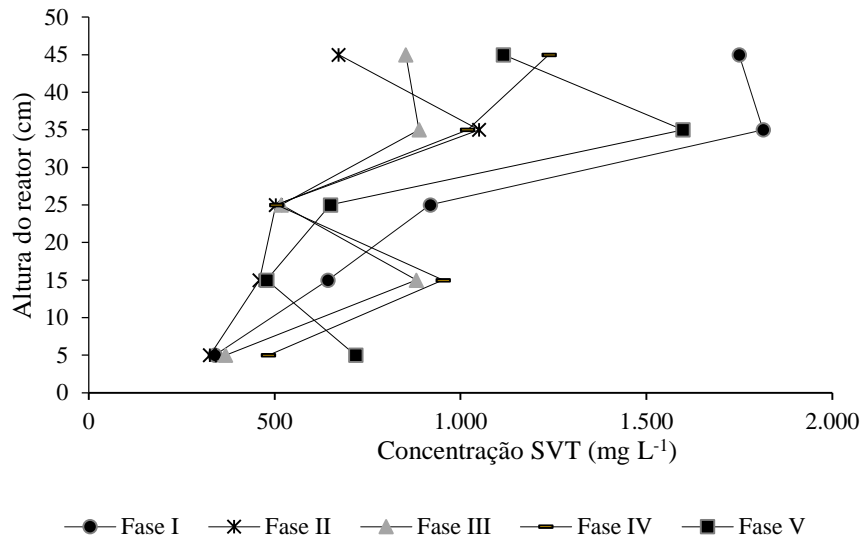
6 a 8 meses para uma boa formação do lodo. Uma justificativa para o ocorrido pode ser a reduzida COV aplicada ao longo do experimento, com baixa disponibilidade de substrato para o crescimento microbiano. Outro fator a ser considerado é que, apesar de na UFLA ser realizada a coleta de resíduos de laboratório considerados perigosos, pode haver a presença, mesmo em pequenas quantidades, de substâncias tóxicas que podem ter inibido o crescimento microbiano. Farias (2018), ao analisar o perfil do lodo dos reatores UASB das ETE-UFLA, no que se refere à presença de metais, verificou a presença de Al, Fe, Cd, Pb, Cu, Cr, Mn, Ni e Zn. Os valores foram inferiores aos considerados prejudiciais pela Resolução CONAMA n° 375 (BRASIL, 2006). Ainda, no hospital veterinário, utiliza-se no processo de desinfecção, solução de glutaraldeído, sabidamente tóxico aos microrganismos (KIST et al., 2013).

Em relação ao lodo contido no reator, é possível observar, na mudança das fases I para II, um decaimento na concentração de sólidos, o que pode ser justificado pelo aumento da vazão, e a não formação de uma comunidade microbiana. Essa perda de lodo pode ser observada em todas as profundidades analisadas, onde a maior perda foi na altura 0,45 m. Além da vazão, o que pode ser outra justificativa, é a presença de óleos e graxas, favorecendo a flotação e o arraste do lodo. Durante essas fases, foi observada uma camada de óleos e graxas na parte superior do reator.

Para as fases posteriores, nota-se que ocorreu uma progressão na formação de uma camada com maior concentração de sólidos a 0,05 m a partir da base do reator, com concentração máxima ao final da fase V de 718 mg L⁻¹ SVT, o que pode ser caracterizado como uma reduzida concentração de microrganismos, tendo em vista o período de condução do experimento em campo. Por se tratar de um experimento de campo, houve variação nas características do efluente gerado na Universidade Federal de Lavras, esse fato pode ter dificultado ainda mais a formação do lodo. Necessitando então, de um processo de inoculação inicial para um melhor desempenho no que

tange à formação do lodo e, conseqüentemente, uma melhor eficiência do reator para remoção de matéria orgânica.

Figura 19: Perfil médio de crescimento do lodo ao longo da altura do RAFA nas 5 fases de monitoramento.



Avaliando a remoção da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) no presente trabalho, observa-se de acordo com a Figura 20, que ao longo do sistema, houve degradação da matéria orgânica de forma gradual nas unidades de tratamento. Salientando apenas para a fase II, onde ocorreu um ligeiro aumento de concentração efluente do RAFA, em que a média afluente foi de 190 mg L⁻¹ de DBO e o efluente alcançou uma média de 194 mg L⁻¹, como descrito no Apêndice 3. Esse acréscimo pode ser justificado pela não formação da comunidade microbiana no interior do reator, bem com o aumento da vazão na segunda fase, ocorrendo assim, o processo de “lavagem” do lodo e, conseqüentemente, aumento da DBO.

As médias do afluente do sistema avaliado ficaram dentro da faixa preconizado com Von Sperling (2014) para esgoto doméstico durante todo o processo em campo, como descrito no Apêndice 3, permanecendo entre 177 e 245 mg L⁻¹. A variação observada não apresentou qualquer diferença

significativa ($p > 0,05$) entre as fases. Esses valores médios encontrados de DBO, são semelhantes aos obtidos por Souza et al. (2014) e Colares et al. (2013) para esgoto universitário.

Analisando de forma compartimentada a eficiência de remoção da DBO bruta no RAFA, nota-se que com a exceção da fase II, eficiências de remoção estiveram entre 30 e 42%. Esses valores estão abaixo da eficiência média relatada na literatura, que segundo Chernicharo (2007) e Von Spreling (2014) está entre 65 e 70%. A reduzida remoção da DBO pode ser justificada pela partida do reator sem inóculo, bem como pela má formação da comunidade microbiana no reator. Grillet et al. (2016), estudando a evolução no tratamento anaeróbio na universidade de Cuba, obtiveram eficiência de 53% de remoção de DBO no reator UASB. De acordo com os autores, mesmo com a inoculação, os valores obtidos foram baixos devido à necessidade de uma melhor adaptação dos microrganismos ao efluente. Por sua vez, Zuntini et al. (2015), mesmo utilizando inóculo na partida de reator UASB, obtiveram eficiência ainda menor, quando comparado ao presente trabalho, não ultrapassando 25% de remoção de DBO.

Após o RAFA, a degradação aeróbia no FBAS apresentou eficiência média de remoção de DBO próxima a 32% de média entre todas as fases, sendo este um valor relativamente pequeno. Para a combinação de unidades (RAFA+FBAS), a remoção alcançou valores médios próximos aos recomendados pela legislação (BRASIL, 2005; MINAS GERAIS, 2008), em que a remoção média durante o experimento foi de 53%, alcançando na fase IV valor médio de 63% de eficiência.

Diferentemente da presente pesquisa, Tré et al. (2015) analisando essa combinação de reatores (anaeróbio e aeróbio) para tratamento de efluentes, obtiveram eficiências elevadas em toda as fases analisadas, com maior desempenho em 99% de remoção de DBO.

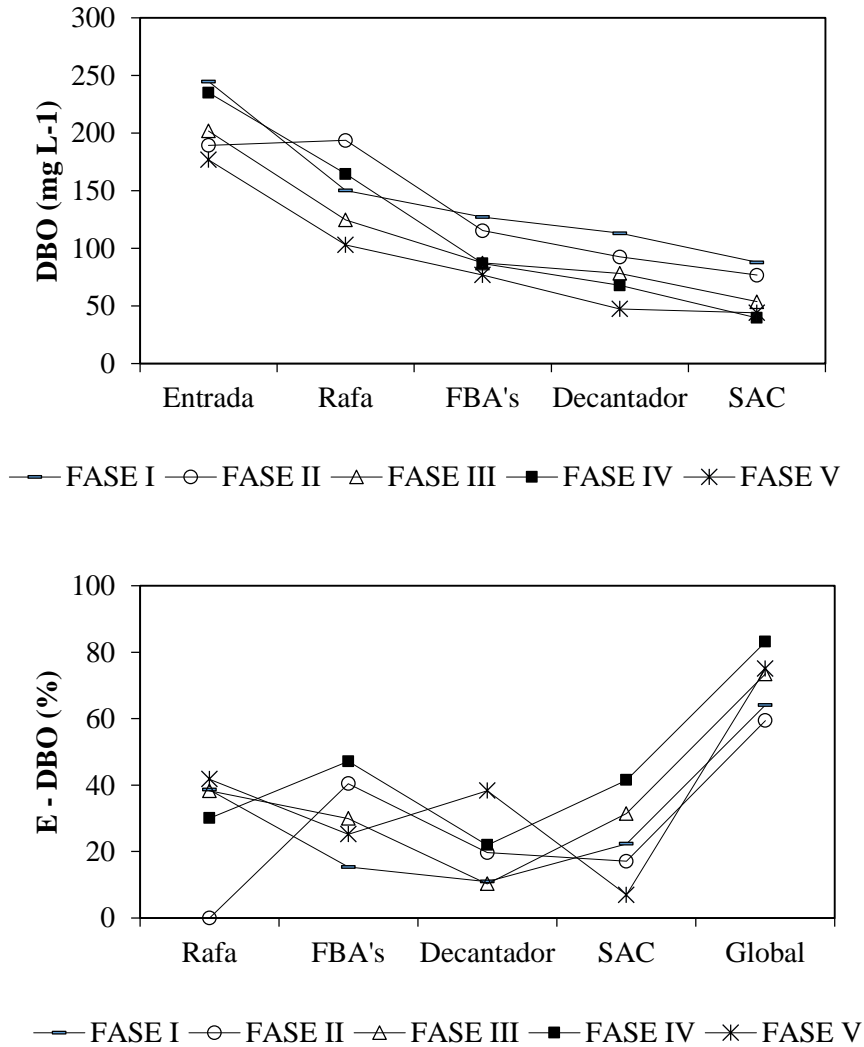
Ao se avaliar todo o processo de tratamento do efluente produzido na UFLA nas unidades experimentais, de acordo com a Figura 20, nota-se que o SAC, utilizado no presente projeto como unidade de polimento final,

apresentou eficiência de remoção ainda maior. A eficiência média das três primeiras unidades (RAFA, FBAS e decantador) foi de 51% nas 5 fases. Ao passar pela última unidade de tratamento, a eficiência média passou a ser de 71%, alcançando na fase III, satisfatórios 83%.

Convertendo essas eficiências em concentração de DBO removida, foi alcançada nas três fases iniciais, média efluente de 60 mg L^{-1} , e nas fases IV e V concentrações médias de 40 e 44 mg L^{-1} de DBO, atendendo perfeitamente a legislação para lançamento em corpos hídricos (BRASIL, 2005; MINAS GERAIS, 2008). Nessa linha de tratamento de efluentes utilizando combinações de reatores anaeróbio apenas e SACs, Colares et al. (2013) obtiveram valores médios de remoção de DBO de 73% nos ensaios analisados. Já analisando a combinação de sistema decanto-digestor com filtro biológico seguido por sistema alagado construído e reator solar no tratamento de esgoto doméstico, Reinaldo et al. (2012) encontraram valores entre 57 e 65% de remoção de DBO para tratamento de esgoto para assentamento rural.

Para todas as unidades analisadas, não houve diferenças significativas na eficiência de remoção entre as unidades de tratamento ($p > 0,05$).

Figura 20: Valores médios de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) afluyente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento e eficiência de remoção de DBO bruta (E-DBO).



Ao ser analisada a eficiência de remoção da DQO do sistema de tratamento implementado na presente pesquisa, nota-se, de acordo com a Figura 21, que as unidades de tratamento removeram a matéria orgânica de forma gradativa, mantendo uma boa eficiência global de remoção.

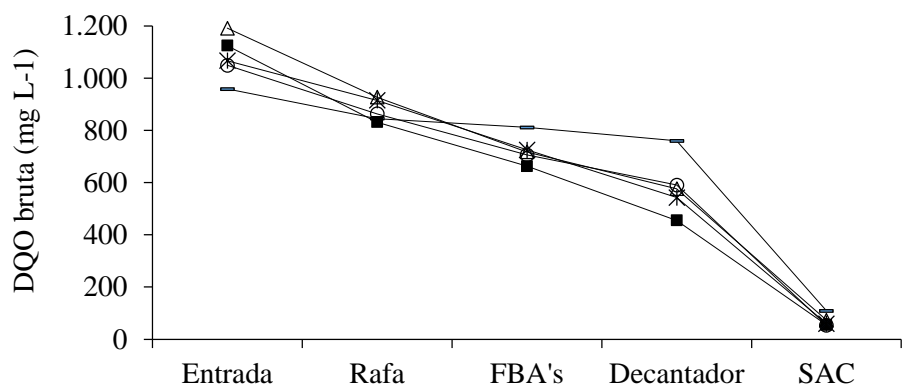
De acordo com a Figura 21 e a descrição do Apêndice 4, nota-se uma variação na concentração de DQO afluente ao RAFA (959 a 1.192 mg L⁻¹), justificada pelo não controle operacional do esgoto a ser tratado, respeitando as características diárias do efluente gerado na UFLA. A maior concentração observada na fase III pode ter sido pelo acionamento da segunda estação elevatória de esgoto (EEE-Veterinária), que poderia receber mais matéria orgânica em função do trânsito de animais no hospital veterinário. Mesmo com a variação de concentração diária, não foi verificada diferença significativa nas médias entre fases ($p > 0,05$).

Analisando as concentrações finais no efluente tratado, observa-se que as unidades utilizadas na presente pesquisa, atenderam a legislação estadual para disposição de efluentes em cursos d'água, cuja DQO deve ser inferior a 180 mg L⁻¹ (MINAS GERAIS, 2008). Os valores obtidos para as fases I, II, III, IV e V foram de 88, 77, 54, 40 e 44 mg L⁻¹.

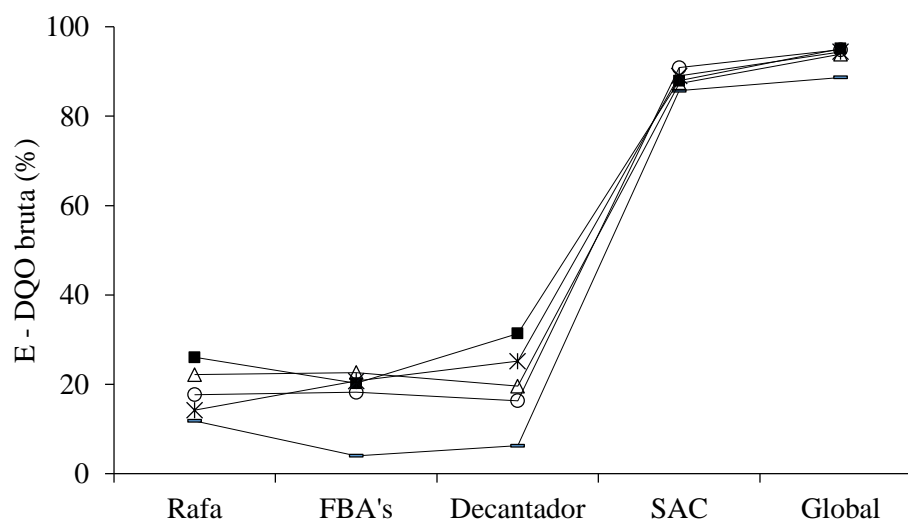
Os valores obtidos do afluente e efluente em termos de eficiência correspondem a uma variação de 88 a 95% nas fases estudadas, como verificado na Figura 21. Henrique et al. (2014), analisando a combinação de reatores anaeróbio/anóxico seguido de reator aeróbio com meio suporte, obtiveram remoção de 89 e 92% nas duas fases analisadas. Liu et al. (2013) em estudo com sistema combinado composto por três reatores, sendo anaeróbio, aeróbio e anóxico sequenciados, operando com ciclos de 8 horas, obtiveram remoção de 90% de matéria orgânica, semelhante ao observado na presente pesquisa.

Contudo, Pagliarini Junior et al. (2011), estudando estações de tratamento de esgoto compostas por SAC para tratamento de pequenas comunidades, encontraram eficiência média de 85% na remoção de DBO. Colares et al. (2016) por sua vez, obtiveram valores médios de 55% após conjunto de tanques sépticos compartimentados e SACs. Comparado aos trabalhos citados, verifica-se que a eficiência de remoção de DQO bruta no conjunto de tratamento conduzido na UFLA foi satisfatória, com melhor desempenho atribuído ao SAC (Figura 21).

Figura 21: Valores médios de demanda química de oxigênio bruta (DQO bruta) afluyente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento e eficiência de remoção de DQO bruta (E-DQO bruta).



— FASE I —○— FASE II —△— FASE III —■— FASE IV —*— FASE V



— FASE I —○— FASE II —△— FASE III —■— FASE IV —*— FASE V

Comparando a remoção de DQO bruta e DBO (Figuras 20 e 21), nota-se que os percentuais removidos foram parecidos nos reatores biológicos iniciais (RAFA e FBAS). Entretanto, no SAC, houve um maior

percentual de remoção de DQO em relação à DBO, o que pode estar relacionado à maior remoção de compostos orgânicos não biodegradáveis por sedimentação, absorção ou adsorção. A exceção na maior redução de DQO bruta foi observada ainda na fase I, o que pode ser justificada pela partida do sistema, em que o mesmo está propício à maiores oscilações diárias, devido à não formação da comunidade microbiana para decomposição.

Apesar da boa eficiência do sistema como mencionado anteriormente, ao se avaliar de forma isolada o RAFA, nota-se que ao final do experimento, a eficiência de remoção foi inferior aos valores médios relatados por Von Sperling (2014) e Chernicharo (2007), os quais normalmente alcançam eficiência de 55 a 70% de remoção de DQO, e no presente trabalho, após as cinco fases analisadas, os valores médios de eficiência não passaram de 26% de remoção (Figura 21 e Apêndice 4). Essa reduzida eficiência pode ser justificada à não inoculação no RAFA, e à menor COV aplicada que mesmo com um longo período em campo, não foi suficiente para uma boa formação da comunidade microbiana.

A concentração média de DQO bruta no efluente do RAFA não apresentou diferença significativa entre as fases avaliadas ($p > 0,05$).

Analisando de forma conjunta os tratamentos anaeróbio, aerado e decantador, pode-se observar de acordo com a Figura 21 e Apêndice 4, uma satisfatória remoção de DQO bruta ao longo do sistema, nos quais foi verificada a menor eficiência na partida do tratamento, fase I, alcançado apenas 21% de remoção. Contudo, a partir da segunda fase, a faixa de eficiência ficou entre 43 e 59 % de remoção de DQO bruta, destacando a melhor eficiência na fase IV. Na fase V, a queda pode ser justificada pela troca do equipamento responsável pela aeração do FBAS. O equipamento passou a funcionar de forma intermitente, o que pode ter refletido diretamente na menor eficiência em comparação à fase anterior. Reinaldo et al. (2012), seguindo essa linha de combinação de unidades de tratamento, analisou o desempenho de sistema decanto-digestor com filtro biológico

aerado seguido por sistema alagado construído e reator solar no tratamento de esgoto doméstico, alcançando médias de remoção de 64 a 74% de remoção de DQO.

O SAC, quando analisado de maneira separada, foi o grande responsável pela considerável eficiência global do sistema (Figura 21 e Apêndice 4), apresentando eficiências de 85 a 91% durante o experimento em campo. Essa boa eficiência pode ter sido ocasionada pela sedimentação ao longo da unidade, fazendo assim, que ocorresse um satisfatório processo de remoção de DQO. Von Sperling e Paoli (2013), analisando o tratamento esgoto sanitário após passagem por um reator UASB e um SAC horizontal de escoamento subsuperficial, obtiveram eficiência de 68% de remoção de DQO. QUEGE et al. (2013), estudando a utilização de plantas de bambu no tratamento de esgoto sanitário em sistema alagado construído, obtiveram médias de eficiências próximos ao do presente trabalho, obtendo no leito com bambu (*Guadua angustifolia*, *Phyllostachys aurea* e *Phyllostachys bambusoides*) e no solo sem vegetação, eficiências de 97; 83; 82 e 86% respectivamente para os tratamentos.

Assim como nas demais unidades, a concentração de DQO bruta efluente do SAC não apresentou qualquer diferença significativa entre as fases ($p > 0,05$).

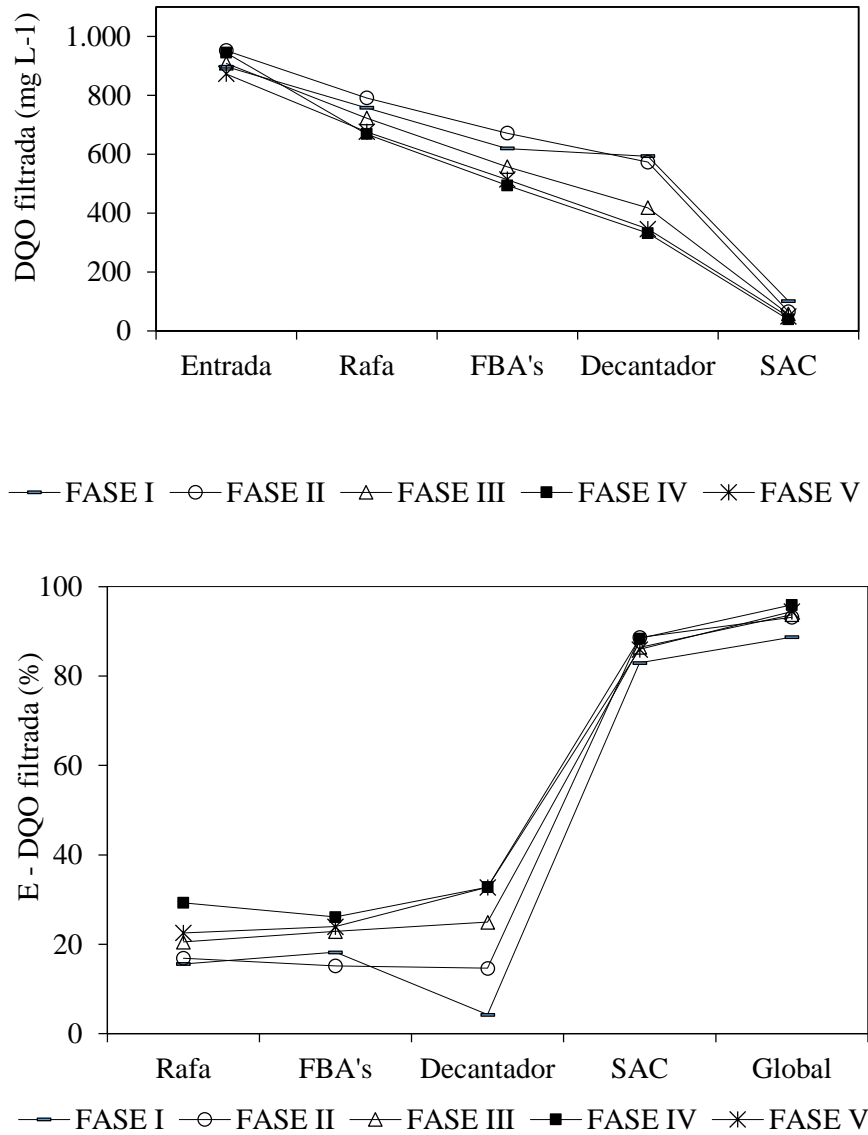
De acordo com o que está apresentado na Figura 22, observa-se a mesma tendência de decréscimo para DQO filtrada no presente trabalho quando comparada a DQO bruta. Avaliando o que está descrito no Apêndice 5, verifica-se uma concentração de DQO filtrada aproximadamente 20% inferior ao efluente bruto a ser tratado em todas as fases, exceto na partida do sistema, o que corresponde algo em torno de 200 mg L^{-1} .

Assim como para a DQO bruta, o sistema de tratamento apresentou uma excelente eficiência global de remoção de DQO filtrada, alcançando remoções de 89; 93; 94; 96 e 94% respectivamente para as fases I a IV.

Essa análise sobre a eficiência global também pode ser aplicada em relação à eficiência por unidade de tratamento para DQO filtrada, como

observado na Figura 22 e Apêndice 5. O valor médio de eficiência para o RAFA foi de 21% de remoção, destacando as fases I e IV com os valores médios numericamente inferiores e superiores, respectivamente, para o reator. Por sua vez, o SAC apresentou excelente remoção da DQO filtrada, entre 83 a 89% de remoção (Figura 22).

Figura 22: Valores médios de demanda química de oxigênio filtrada (DQO filtrada) afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento e eficiência de remoção de DQO filtrada (E-DQO filtrada).



No que tange ao monitoramento da série de sólidos (Figura 23 e Apêndice 6), nota-se uma tendência de redução no RAFA para todas as fases

analisadas. Considerando os ST, SD e SS, pode-se inferir que a remoção se deu por meio da decantação/sedimentação devido às baixas velocidades ascensionais no RAFA, resultado dos elevados TDHs, principalmente nas três primeiras fases, em que o RAFA operou com TDH superior a 20 horas.

De acordo com a descrição do Apêndice 6, nota-se que as eficiências de remoção global para sólidos totais, foram pequenas. Nas fases I, II e III, as eficiências ficaram abaixo de 16%, e nas fases subsequentes, foram de 30 e 31%, respectivamente. Os maiores valores verificados na presente pesquisa aproximam-se do menor valor obtido por Reinaldo et al. (2012), que constataram remoção de 35 a 65% durante a pesquisa. Colares e Sandri (2013) também obtiveram maiores valores, entre 35 e 59% de remoção de sólidos totais em unidade anaeróbia seguida por SAC.

No RAFA, a eficiência média de remoção de ST foi de aproximadamente 13%, exceto para segunda fase em que apresentou uma eficiência de apenas 3%. Essa menor eficiência pode ser justificada pelo aumento na vazão e a não estabilização da biomassa microbiana no reator, tendo em vista a não inoculação do mesmo e, conseqüentemente, o arraste dos sólidos dentro da unidade de tratamento. Trein et al. (2015) obtiveram valores de remoção de ST, quando analisado apenas sua unidade decantado/digestora, de 19%, eficiência essa que passa para 83% quando analisado o sistema como um todo, que apresenta um SAC após a primeira unidade. Analisando as cinco fases do experimento, a concentração de sólidos totais ficou no limite inferior que Von Sperling (2014) utiliza em sua caracterização para esgotos domésticos, sendo a faixa de variação de 500 a 900 mg L⁻¹ de ST, e a média deste experimento foi exatamente 500 mg L⁻¹. Acredita-se que tenha ocorrido deposição de sólidos no tanque de alimentação das unidades de tratamento.

Ainda de acordo com o que está apresentado na Figura 23, nota-se elevação na concentração de ST no efluente do FBAS, provavelmente em função do processo de aeração, que dificultou a permanência dos sólidos no reator. Como descrito na metodologia, ao final da quarta fase, por problemas

técnicos, fez-se necessária a troca do equipamento de aeração, passando a ser intermitente, o que justifica maior remoção de sólidos na fase V, por sedimentação no reator. Contudo, ao observar os resultados obtidos na fase IV, nota-se o mesmo comportamento da última, essa tendência pode ser justificada pela falha na aeração, mesmo observando em campo a aeração do sistema, pode ter ocorrido a falha por alguns momentos durante o processo, o que justificaria a diferença para as três primeiras fases. Essa situação descrita pode ser comprovada estatisticamente ($p < 0,05$), em que se observa a diferença da fase V para as demais fases. Devido ao arraste natural proporcionado pela aeração, o valor médio de remoção ST foi inferior ao obtido no RAFA, alcançando apenas 13%, nas fases I a IV e de 31% na fase V.

Na Figura 23 e no Apêndice 6, é possível observar que o decantador, que serviria como polimento final na remoção de ST proveniente do FBAS, apresentou a pior eficiência comparada às demais unidades, representando uma média de apenas 2%, o que demonstra que nessa unidade, os sólidos apresentavam-se na forma de SD. Diferentemente das outras unidades, o SAC foi o único a apresentar a mesma tendência de remoção de ST em todas as cinco fases, com destaque maior para fase II, que alcançou eficiência de 23% de remoção.

Analisando de uma forma geral a remoção de ST de todo o sistema de tratamento pesquisado, nota-se pela Figura 23, a tendência natural de remoção via processo de sedimentação, contudo vale salientar que apesar da eficiência, os valores médios gerais, ficaram aquém do esperado, tendo em vista o que a literatura corrobora nesse sentido, ainda mais com a presença de um decantador e sistema alagado na composição do sistema de tratamento. O que demonstra em linhas gerais a maior presença de sólidos na forma dissolvida, e como não houve remoção satisfatória de matéria orgânica, pouca foi a remoção dos SD e, conseqüentemente, dos ST.

Ainda de acordo com a Figura 23, nota-se que a remoção de sólidos suspensos nos reatores, seguiu a mesma tendência, durante as cinco fases

analisadas, exceto para a fase III, em que se observou tendência de elevação dos SS no final do sistema de tratamento; esse aumento pode ser justificado pelo acionamento da elevatória da Veterinária. Analisando os resultados obtidos no RAFA, as maiores remoções de SS foram nas fases I e IV, nas quais foram obtidas remoções de 47 e 60% ,respectivamente. Tonetti et al. (2013) analisando o tratamento de esgoto da UNICAMP, após passagem por um reator anaeróbio seguido por um filtro de areia, obtiveram remoção de 39%, abaixo dos valores obtidos na presente pesquisa. Enquanto Reinaldo et al. (2012), obtiveram remoção oscilando entre 89 e 99% de remoção em sua pesquisa.

Como relatado anteriormente no que tange à fase III, em que não foi notada a tendência de decaimento da concentração de SS dentro do sistema, isso pode ser observado no Apêndice 6, no qual se verifica eficiências negativas em todas as unidades, exceto no decantador. A eficiência média de remoção dos SS do sistema durante todo o experimento, foi de 54%. Para a concentração de sólidos suspensos efluente, não ocorreu nenhuma diferença estatística entre as fases ($p>0,05$).

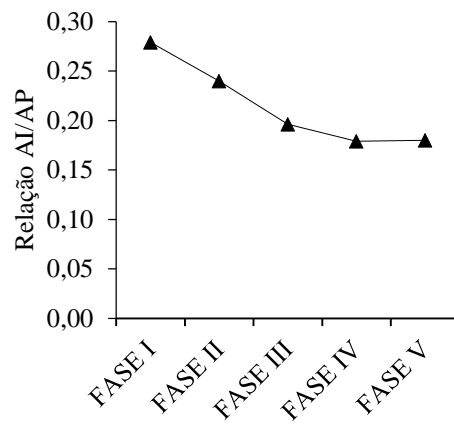
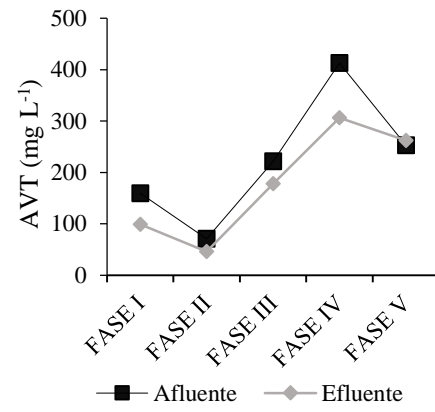
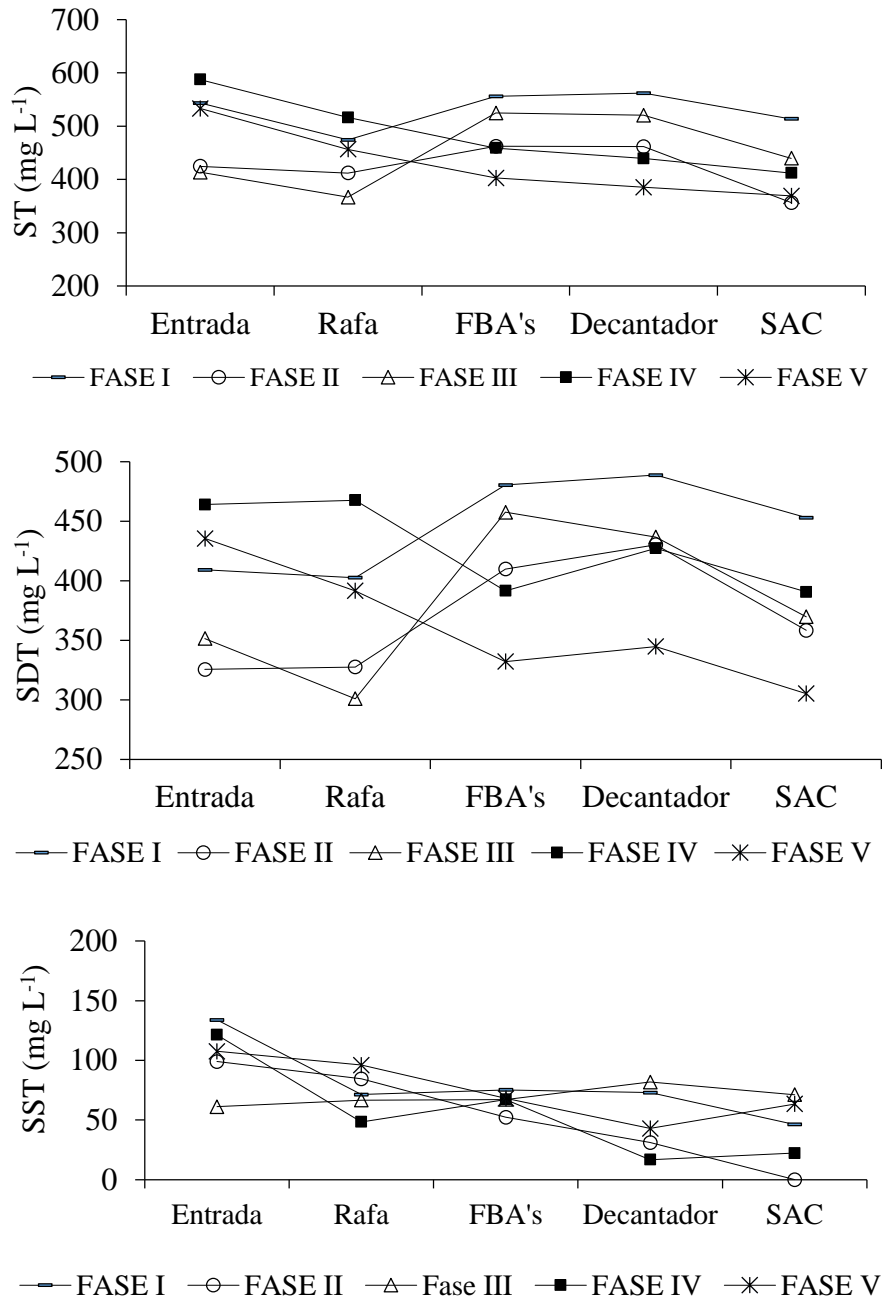


Figura 23: Valores médios de sólidos totais, sólidos suspensos e sólidos dissolvidos afluente e efluente das unidades de tratamento, nas cinco fases de monitoramento.



De acordo com a Figura 24 e Apêndice 7, verifica-se forte oscilação na concentração de NTK afluente ao sistema, com amplitude de aproximadamente de 23 mg L^{-1} (34 a 57 mg L^{-1}), sendo as fases II e IV com menor e maior concentração respectivamente, durante o período analisado. Cuba et al. (2015), analisando o potencial de efluente de esgoto doméstico como fonte de água e nutrientes, obtiveram valores oscilando de NTK entre $1,4$ a 75 mg L^{-1} nas suas amostragens de caracterização. Por sua vez, Rolim et al. (2016), analisando o efluente gerado no Instituto Federal do Ceará, para aplicação em sistemas agrícolas, observaram valores médios de 119 mg L^{-1} , valores superiores aos reportados por Von Sperling (2014), em que a concentração de nitrogênio total está entre 35 e 70 mg L^{-1} , sendo 50 mg L^{-1} o valor típico, dentro da faixa observada no presente trabalho.

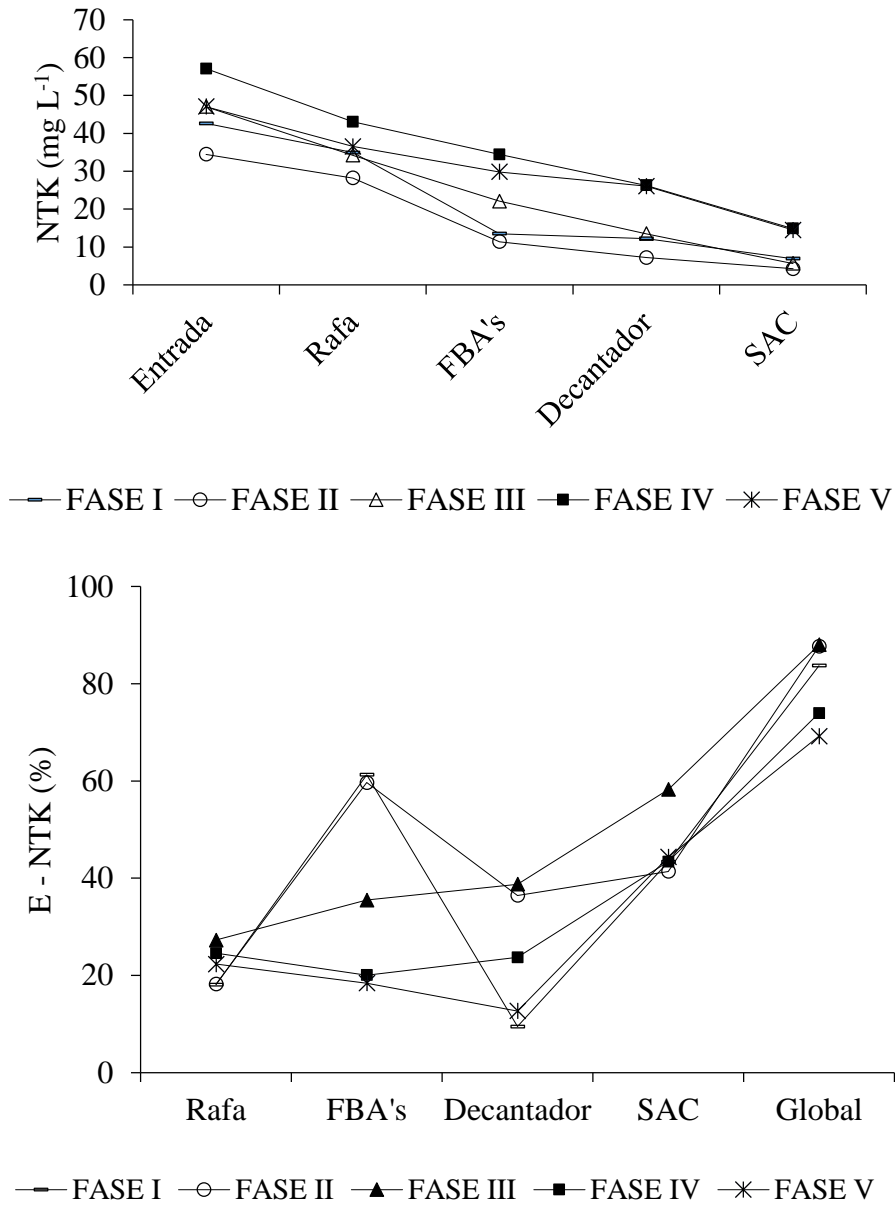
Essa oscilação média entre as fases pode ser comprovada estatisticamente a qual se apresentou diferente ($p < 0,05$).

Analisando a remoção entre as fases (Figura 24), nota-se a mesma tendência de decaimento para todas as fases analisadas, em que a eficiência média de remoção foi de 22; 39; 24 e 46% respectivamente, para cada unidade de tratamento. Observa-se uma maior remoção na unidade de polimento (SAC). Sabidamente, unidades anaeróbias são limitadas quanto à remoção de nutrientes (CHERNICHARO, 2007). Entretanto, esperava-se maior remoção de NTK no FBAS. Magri et al. (2013) avaliando a otimização do processo de nitrificação com o uso de conchas de ostras como material suporte em reatores aeróbios com biomassa fixa obtiveram eficiência próximas a 90%. Enquanto Rodrigues e Paola (2015) fazendo a comparação do desempenho de duas configurações de lodo ativado para redução de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio amoniacal total, obtiveram 80% de remoção de nitrogênio amoniacal.

Em termos de eficiência de remoção global, as fases II e III foram as que obtiveram as maiores faixas de remoção e enquanto a fase V foi observada a menor eficiência, alcançando valores de 88, 74 e 69% respectivamente, para fases II, III e V. Ucker et al. (2012) analisando o

tratamento de esgoto sanitário da Universidade de Goiás, utilizando apenas sistemas alagados construídos, obtiveram eficiências variando entre 42 e 92%, em que as menores eficiências foram nos tratamentos sem vegetação. Matos et al. (2012), avaliando diferentes tipos de capim e taxas de aplicação com efluente de laticínios, obtiveram eficiências médias de remoção de NTK de 51 a 70% em SACs cultivados com o capim-tifton 85 e de 14 a 50 % nos cultivados com o capim-elefante.

Figura 24: Valores médios de nitrogênio (NTK) afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento do sistema, e eficiência de remoção (E-NTK).



Torna-se importante salientar que a remoção de NTK pode ter ocorrido de diferentes formas. Pela transformação/conversão do nitrogênio amoniacal em nitrito e nitrato, principalmente nas fases I, II e III em que

ocorreu o processo de nitrificação dentro do sistema (Figura 25). Na fase V, como ocorreu a troca da unidade de aeração do sistema, observa-se que o novo equipamento pode não ter dispo disponível para que ocorresse o processo de nitrificação, esse mesmo fato pode ser observado na fase IV, contudo, essa não oxidação a nitrato, pode ser justificada pelo aumento da vazão e pela aeração instável no FBAS, reduzindo a inserção de oxigênio no líquido.

Como salientado anteriormente, no que tange ao efluente tratado, houve entre todas as unidades e entre as fases, diferença nos valores médios ($p < 0,05$).

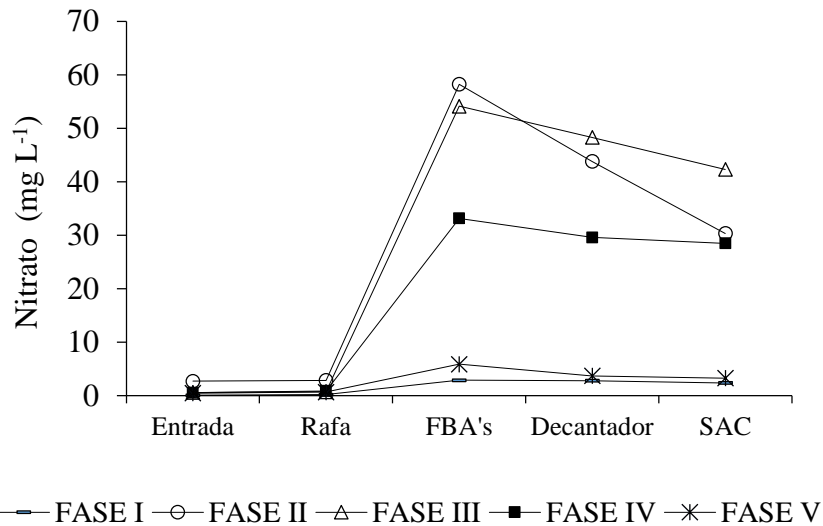
Nota-se a partir do que está apresentado na Figura 25, que houve produção de nitrato nas fases II, III e IV no FBAS. Na Fase I, apesar da menor concentração afluente de matéria orgânica e aeração constante, não foi verificada a produção de nitrato neste reator. Entretanto, ao se avaliar o pH dessas três fases, verifica-se redução no FBAS, provavelmente ao processo de nitrificação no sistema e geração de íons H^+ Tonetti et al. (2013), analisando a desnitrificação em um sistema simplificado de tratamento de esgoto, verificou a mesma tendência ao pH, quanto analisada a nitrificação. Ainda nessa linha, Foco e Nour (2014) verificaram o desempenho de sistema combinado anaeróbio-aeróbio na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto sanitário em três fases distintas, e observaram baixa nitrificação com pH na faixa de 7,3 a 7,7, valores esses menores que os observados na presente pesquisa. Em ambos os estudos, verifica-se o processo de nitrificação. Na fase IV, verificou-se o potencial de nitrificação no FBAS, com quantificação de nitrato no meio, porém, sem redução de pH, fato que pode estar relacionado ao maior valor afluente de pH ao sistema de tratamento, e o conseqüente aumento de alcalinidade no meio.

Ainda na fase IV, comparadas as fases II e III, a redução na concentração de nitrato pode estar relacionada à diminuição do processo de aeração. Fato esse, verificado também na fase V, quando houve a

necessidade de substituição do equipamento que proporcionava a aeração do meio. No final da fase IV e na fase V, o valor médio de nitrito observado no efluente do FBAs foi de $0,20 \text{ mg L}^{-1}$, evidenciando que a oxigenação do meio não foi suficiente para que os microrganismos realizassem a nitrosação e a nitratação.

Ainda em relação à fase I, a confirmação da nitrificação (não observada) e a provável desnitrificação simultânea no FBAS pode ser comprovada pela redução na concentração de NTK neste reator (Figura 24).

Figura 25: Valores médios de nitrato afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento do sistema.



No Decantador e SAC possivelmente houve, mesmo que parcialmente, o processo de desnitrificação, com redução na concentração de nitrato. Tanner et al. (2012) analisando zonas úmidas construídas e biorreatores desnitrificantes para tratamento de águas residuais descentralizadas, observaram taxas aparentes de desnitrificação de $2,8\text{--}12,4 \text{ g m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de nitrogênio (baseado na redução de nitrato). Gonzalo et al. (2017) por sua vez, estudando a integração de pré-tratamento e desnitrificação em

sistemas alagados construídos, alcançaram elevadas taxas de desnitrificação ($3\text{--}12\text{ g m}^{-3}\text{ d}^{-1}$ de nitrogênio).

De acordo com a Figura 26, pode-se concluir de uma maneira global, que houve tendência geral de remoção de fósforo ao longo das fases, com exceção da fase III, na qual o efluente após passar pelo FBAS, apresentou elevação da concentração. O efluente do FBAS na fase III, foi o único ponto a apresentar diferença estatística como descrito no Apêndice 9. No restante das unidades, assim como a mudança de fase, não foi verificada qualquer diferença estatística.

O aumento na concentração de fósforo no efluente do FBAS está relacionado ao aumento da concentração de sólidos (Figura 23). O arraste de lodo contribuiu para o aumento na concentração efluente de fósforo.

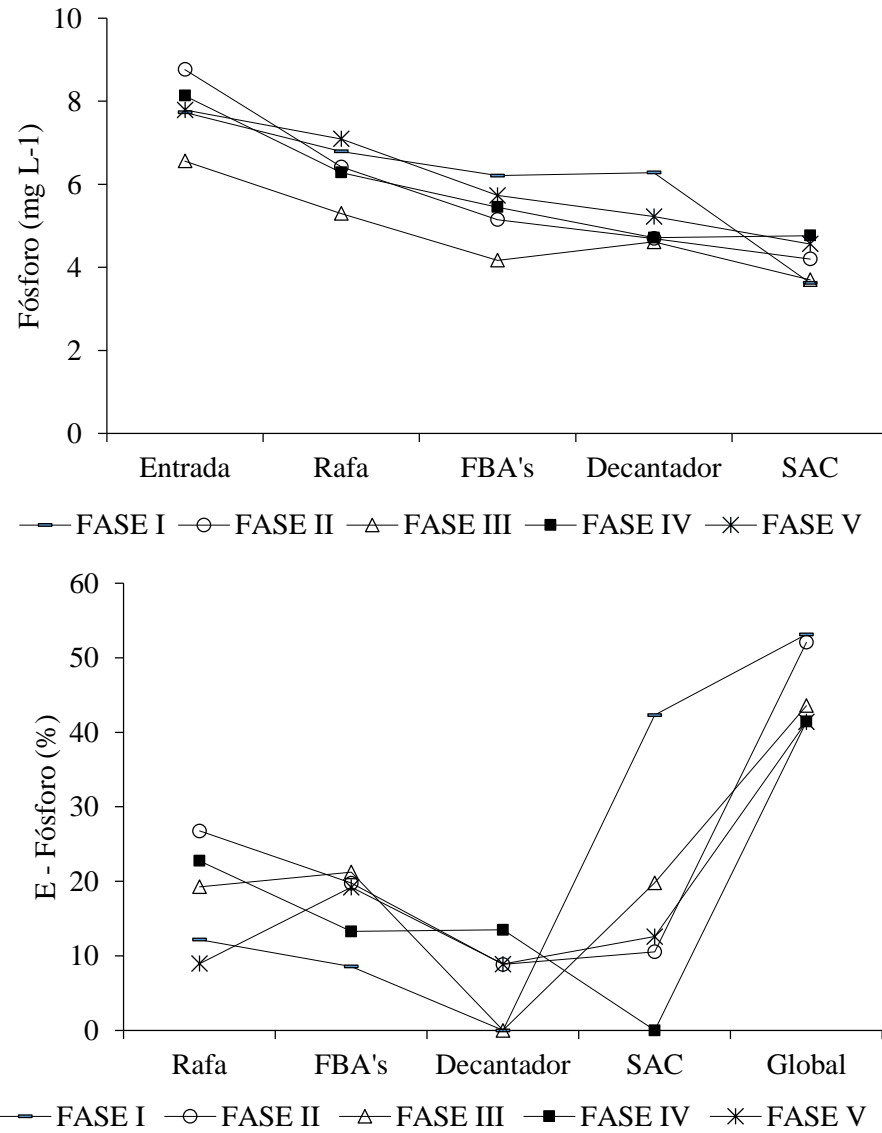
Apesar de não apresentar diferença estatística significativa, ao analisar a remoção por unidade é importante apresentar algumas características singulares entre os reatores e fases, como pode ser descrito no Apêndice 9. O RAFA foi responsável por maiores eficiências na remoção de fósforo nas fases intermediárias, alcançando médias de 27; 19 e 23% para as fases II, III e IV, respectivamente. Enquanto o decantador apresentou remoções negativas para as fases I e III.

Entre os reatores estudados, esperava-se maior eficiência na remoção de fósforo no SAC, em função da cultura plantada na unidade; contudo, conforme descrito no Apêndice 9, nota-se que nas fases II, IV e V apresentaram valores baixos na remoção (11; 0 e 13%). Benvenuti et al. (2018) analisando o tratamento de esgoto municipal utilizando SAC, obtiveram remoção de 37% das 14 mg L^{-1} afluente ao sistema. Prata et al. (2013) estudando remoção de nutrientes em SACs cultivados com lírio, obtiveram valores na faixa de 27 a 42% em quatro fases de pesquisa. Enquanto Gikas e Tsihrintzis (2012) observaram eficiência de aproximadamente 22%. Em revisão, Vymazal (2009) reporta que em média a remoção de fósforo é de aproximadamente 40% em SACs utilizados no tratamento de esgoto doméstico.

Apesar das reduzidas eficiências quando são analisados os reatores de forma compartimentada, de forma global, observam-se eficiências variando de 41 a 53% de remoção, destacando a fase I, com a maior eficiência. Como salientando anteriormente, analisando estatisticamente a remoção de fósforo do sistema, não houve diferença significativa entre as fases ($p>0,05$).

Analisando a Figura 26 e o descrito no Apêndice 9 em relação à concentração de fósforo no efluente da UFLA (afluente ao experimento), nota-se uma variação entre 6,6 e 8,8 mg L⁻¹. Após o tratamento, a concentração média efluente da unidade de tratamento variou de 3,6 e 4,8 mg L⁻¹. Apesar de não haver padrão de lançamento de fósforo em cursos d'água no âmbito nacional (BRASIL, 2011) e no Estado de Minas Gerais (MINAS GERAIS, 2008), as concentrações ainda se encontram elevadas, pois as máximas concentrações de fósforo em água superficiais sem causar danos, é da ordem de microgramas.

Figura26: Valores médios de fósforo afluente e efluente das unidades de tratamento nas cinco fases de monitoramento do sistema, e eficiência de remoção.



5.5 Cinética de remoção de matéria orgânica no RAFA

Para obtenção dos valores cinéticos, foram avaliadas cinco diferentes fases neste estudo, com TDHs de 40; 30; 20; 16,7 e 12 h, e com vazão afluente de 74,9; 103,7; 151,2; 187,2 e 244,8 L d⁻¹ para o RAFA. Os valores médios de DQO e SVT podem ser observados na Tabela 8.

Tabela 8. Valores médios de tempo de detenção hidráulica (TDH); vazão afluente (Qe), volume do reator (Vr), concentração média de sólidos voláteis totais, efluente ao reator (Xe), concentração média de sólidos voláteis no interior do reator (Xam e Xr); concentração de DQO afluente (Co); e concentração DQO efluente (C).

TDH (h)	Qe (L d ⁻¹)	Vr (L)	Xe (mg L ⁻¹)	Xam (mg L ⁻¹)	Xr (mg L ⁻¹)	Co (mg L ⁻¹)	C (mg L ⁻¹)
40,0	74,9	126,0	282,0	62,0	885,0	897,0	757,0
30,0	103,7	126,0	197,0	128,4	651,0	1.050,0	864,0
20,0	151,2	126,0	192,0	87,1	617,0	1.192,0	928,0
16,7	187,2	126,0	327,0	191,0	1.616,0	1.125,0	832,0
12,0	244,8	126,0	214,0	142,3	1.233,0	1.067,0	915,0

Com as informações da Tabela 8, os parâmetros cinéticos foram obtidos, por meio de regressão linear (Figura 26), e estão apresentados na Tabela 9.

Figura 26. Determinação dos coeficientes cinéticos do modelo proposto por Monod para a degradação da matéria orgânica no RAFA em cada fase experimental.

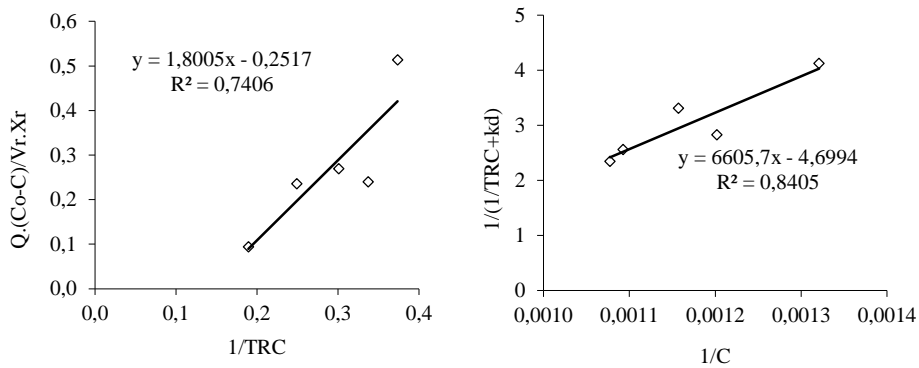


Tabela 9: Parâmetros cinéticos para reator anaeróbio de fluxo ascendente tratando o esgoto sanitário da Universidade Federal de Lavras.

Parâmetros	θ_c	Y	K_d	$\mu_{m\acute{a}x}$	K_s
RAFA	2,68 a 5,28	0,56	0,13	0,21	1.405

θ_c - tempo de detenção celular (d); Y - coeficiente de crescimento ($mg\ mg^{-1}\ d^{-1}$); K_d - coeficiente de decaimento endógeno (d^{-1}); $\mu_{m\acute{a}x}$ - taxa máxima de crescimento microbiano (d^{-1}); K_s - concentração do substrato limitante ($mg\ L^{-1}$).

De acordo com Von Sperling (2012), existe uma faixa ideal para cada parâmetro analisado, e os mesmos seriam de acordo com a origem do efluente. Para efeito de análise deste estudo, serão levados em consideração os valores de referência para esgoto doméstico bruto. A faixa do coeficiente de crescimento (Y) varia entre 0,03 a 0,15 $g\ g^{-1}$, na forma de $[SSV] [DQO\ removida]^{-1}$ (CHERNICHARO, 2007). Os valores observados no presente trabalho, de 0,56 $g\ g^{-1}$ foram superiores aos valores médios da literatura, evidenciando que a atividade microbiana existiu no reator e com elevada capacidade de reprodução/degradação da matéria orgânica. O aumento na produção de lodo no reator, como era esperado, não ocorreu por outros motivos, os quais serão discutidos ao final da apresentação dos dados.

O coeficiente de decaimento endógeno (K_d) teve variação entre 0,05 a 0,12 ($\text{mg mg}^{-1} \text{d}^{-1}$), ou seja, em um dia são perdidos de 0,05 a 0,12 mg de SSV para cada mg de SSV presente no reator. Nota-se que o K_d obtido no presente trabalho foi maior, ou seja, apesar de o coeficiente de produção microbiano (Y) ser elevado, havia perda de biomassa no reator.

Van Haandel e Lettinga (1994) consideram que a taxa máxima de crescimento microbiano ($\mu_{\text{máx}}$) varia de 2 d^{-1} para bactérias acidogênicas a $0,4 \text{ d}^{-1}$ para as arqueais metanogênicas. Valores superiores aos observados no presente trabalho, o que corrobora o valor da concentração do substrato limitante (K_s), bastante elevado (1.405 mg L^{-1}) quando comparado aos valores relatados também por van Haandel e Lettinga (1994), que variam entre 200 mg L^{-1} de DQO (bactérias acidogênicas) e 50 mg L^{-1} de DQO (arqueais metanogênicas).

Assim, como os valores de DQO afluente ao RAFA, foram inferiores ao K_s , nota-se que a taxa de crescimento foi limitada, e consequentemente, a produção de sólidos no reator.

Diferentes autores estabeleceram os parâmetros cinéticos para diferentes águas e condições (Tabela 10). Tais valores variam em função das características dos efluentes e das condições operacionais dos sistemas, não mantendo uma tendência. Tal como verificado por Maleki, Bokhary e Liao (2018) em revisão sobre o tema.

Tabela 10: Parâmetros cinéticos obtidos por alguns autores para o tratamento anaeróbio de diferentes efluentes.

Referências	Efluentes	Parâmetros			
		Y	K _d	μ _{máx}	K _S
Presente trabalho Campos; Prado e Pereira (2014) Gomes (2006)	ES/UFLA	0,56	0,130	0,21	1.405
	ARC	0,37	0,008	0,20	1.504
	Curtume	0,41	0,070	2,71	3.087
Synggh, Synggh e Pandey (2016)	ES	0,15	0,890	-	-
Isik e Sponza (2005)	Têxtil	0,13	0,007	0,11	4.000
Matangue e Campos (2011)	Suinocultura	0,09	0,01	0,051	283
Jijai et al. (2016)	Processamento de pescado	0,05	0,006	0,03	1.079
Jijai et al. (2016)	Processamento de pescado e manipueira	0,02	0,003	0,03	1.875
Maleki, Bokhary, Liao (2018)	-	0,074 -	0,006 -	0,21 – 1,54	470 a 109.000

ES – Esgoto Sanitário; ARC - Água residuária do processamento do café; Y - coeficiente de crescimento ($\text{mg mg}^{-1} \text{d}^{-1}$); K_d - coeficiente de decaimento endógeno (d^{-1}); μ_{máx} - taxa máxima de crescimento microbiano (d^{-1}); K_S - concentração do substrato limitante (mg L^{-1}).

Apesar da variação de valores, entende-se que os parâmetros cinéticos observados no presente trabalho são condizentes com a faixa de variação apresentada na literatura. E que a variação dos valores observados no presente trabalho se deve às características específicas do efluente e a variação dos parâmetros operacionais, principalmente da COV aplicada ao RAFA.

5.6 Produtividade de biomassa

As temperaturas mínima e máxima ocorridas durante o experimento em campo foram 16,2 e 25°C. A variação da temperatura ajuda a compreender, em parte, os resultados das análises descritas posteriormente.

De acordo com a Figura 27, pode-se verificar a produção de massa verde e, conseqüentemente, de massa seca do capim-tifton 85 cultivado no sistema alagado construído (SAC), utilizado no pós-tratamento do esgoto da UFLA. Houve tendência de aumento de produção vegetal de acordo com as médias de temperatura mensais (Tabela 5), em que o aumento da produção dos diferentes cortes acompanha a elevação da temperatura, bem como a queda na temperatura ambiente promoveu a tendência de redução na produtividade de massa verde.

Ainda de acordo com a Figura 27, observa-se maior produtividade no quarto corte do experimento realizado em dezembro de 2016, com 51 t ha⁻¹. Analisando de forma generalizada, pode-se observar que a temperatura ambiente está diretamente relacionada à produção de massa verde, como verificado por diversos autores (FIA et al., 2014; SANTOS et al., 2014).

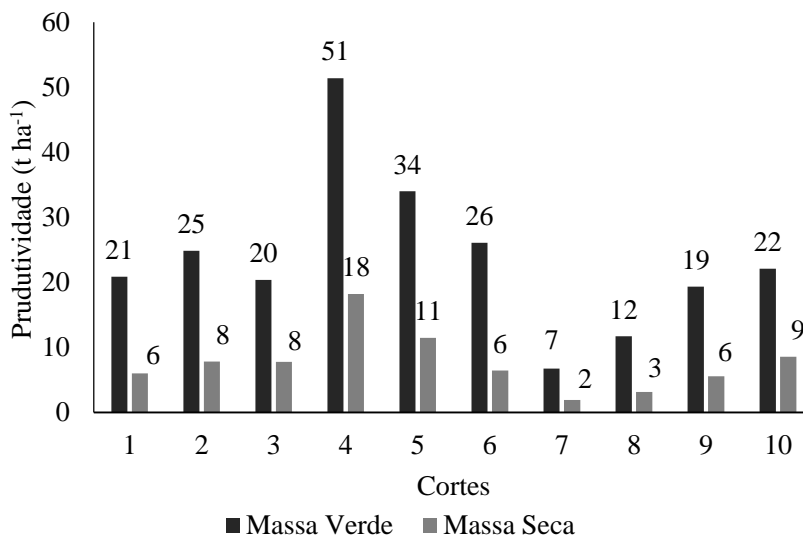
Quando analisados os cortes 1 e 2, juntamente com os cortes 7 e 8, que compreendem os meses entre julho a setembro de 2016 e 2017, observa-se que os cortes iniciais do experimento no SAC tiveram maior produtividade de massa verde, fato esse ocasionado possivelmente pela boa adaptação do capim tifton-85 ao sistema alagado. Fia et al. (2014), após o implante das mudas, relatam que houve desenvolvimento do capim-tifton 85 utilizando efluente de suinocultura. Tal fato evidencia que o tifton 85, apesar de não ser uma gramínea de ambientes alagados (FONTANELI; SANTOS; FONTANELI, 2012), tem se desenvolvido satisfatoriamente nos SACs.

A produtividade total de massa verde durante o período de 526 dias em campo foi de 238 t ha⁻¹, o que representa uma produção diária de 0,45 t ha⁻¹, e média anual de 165 t ha⁻¹, enquanto a produtividade total de matéria seca foi de 77 t ha⁻¹, durante o período avaliado. Analisando alguns

tratamentos que utilizaram tifton em SACs no tratamento de águas residuárias, em termos de produtividade média de matéria verde, Amorim et al. (2015) obtiveram produção média de 20 t ha⁻¹ ano⁻¹ de capim-tifton 85 utilizando água residuária de suinocultura. Por sua vez, Oliveira et al. (2013), utilizando diferentes doses de aplicação de água residuária de curtume, obtiveram valores médios de matéria seca inferiores ao do presente trabalho, entre 2 e 20 t ha⁻¹ ano de capim-tifton 85. Matos et al. (2008) avaliando o desempenho agrônomo de capim tifton 85 (*Cynodon spp*) cultivado em sistemas alagados construídos utilizados no tratamento de água residuária de laticínios, obtiveram uma estimativa de produção de 15,4 t ha⁻¹ em 45 dias de experimento.

Fia et al. (2011) encontraram produtividade de 12,3 t ha⁻¹ ano⁻¹ de matéria seca do capim tifton-85 para um período de 90 dias e outra com período de 60 dias para os cortes. Fontaneli, Santos e Fontaneli (2012) relatam que o tifton 85 cultivado em solo, ao receber acima de 550 kg ha⁻¹ ano⁻¹ de N, apresenta produtividade estimada de 5,7 t ha⁻¹ de matéria seca, por corte.

Figura 27. Produtividade de massa verde e seca de capim-tifton 85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.



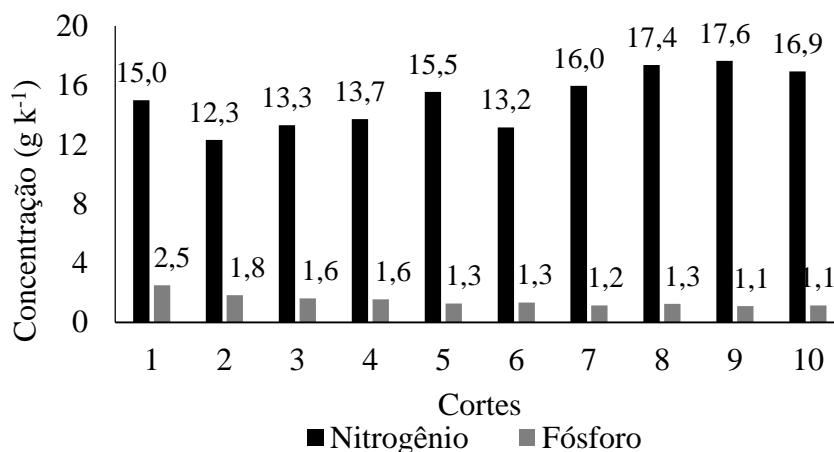
A concentração de nitrogênio na parte aérea da planta (Figura 28) evidencia uma tendência de aumento ao longo dos cortes, em que o valor médio nos dez cortes foi de $15,1 \text{ g kg}^{-1}$. Essa mesma tendência de aumento de concentração de nitrogênio no tecido foliar do tifton 85 nos cortes subsequentes, foi observada por Amorim et al. (2015), que apesar do número reduzido de cortes quando comparado ao presente trabalho, o capim tifton-85 teve comportamento semelhante. De acordo com Malavolta et al. (1997), a faixa normal de concentração de nitrogênio na planta é de $11,3$ a 15 g kg^{-1} de nitrogênio. E de acordo com os valores obtidos no presente trabalho, os seis primeiros cortes encontram-se dentro da faixa sugerida pelos autores.

Amorim et al. (2015), aplicando diferentes cargas de nutrientes em SACs utilizados no tratamento de efluentes de suinocultura, obtiveram concentrações entre $1,9$ a $15,8 \text{ g kg}^{-1}$ de NTK. Fia et al. (2011) encontraram concentrações médias de NTK variando de $43,1$ a $46,8 \text{ g kg}^{-1}$ no tecido foliar do capim-tifton 85.

Ainda de acordo com a Figura 28, observa-se tendência distinta quando analisada a concentração de fósforo na planta, durante os cortes. Com o passar do experimento, o capim-tifton 85 teve reduzida a capacidade de remoção de fósforo. Essa mesma tendência de redução de fósforo na planta, foi observada por Matos et al. (2013), nos quatros tratamentos utilizando lírio para remoção de poluentes, vale salientar que os autores obtiveram apenas dois cortes durante o experimento após 21 dias da partida, e o segundo 309 dias depois, o que aproxima relativamente do presente trabalho em número de dias.

O valor médio de fósforo na parte aérea da planta nos dez cortes foi de $1,5 \text{ g kg}^{-1}$. Considerando a faixa de concentração de fósforo no tifton no presente experimento ($1,1$ a $2,5 \text{ g kg}^{-1}$), observa-se concentrações superiores às obtidas por Amorim et al. (2015) em que a maior concentração foi de $1,0 \text{ g kg}^{-1}$ utilizando água residuária da suinocultura. Fia et al. (2011) utilizando capim-tifton 85 com água residuária de suinocultura por sua vez, apresentaram valores bem superiores aos obtidos no presente trabalho, ficando na faixa de $7,9$ a $9,7 \text{ g kg}^{-1}$ de fósforo. Matos, Freitas e Lo Monaco (2009), avaliando a capacidade extratora de P por diferentes espécies vegetais cultivadas em sistemas alagados utilizados no tratamento de águas residuárias de suinocultura, obtiveram extrações médias de $1,07 \text{ g kg}^{-1}$ de capim-tifton 85, nos três cortes que realizaram.

Figura 28: Concentração de nitrogênio e fósforo na parte aérea do capim-tifton 85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.



Ao analisar a Figura 29, que corresponde à extração total de nitrogênio e fósforo pelo capim-tifton 85, nota-se que os cortes 4, 5 e 10 a extração de nitrogênio ultrapassou os 100 kg ha⁻¹. Nesse caso, a maior contribuição para remoção foi a elevada produção de matéria verde, tendo em vista que esses cortes não apresentaram as maiores concentrações de nitrogênio na planta. Outro fator a ser considerado é que nos períodos mais quentes ocorre maior evapotranspiração e, conseqüentemente, maior extração de nutrientes. Ao longo de todo experimento, a capacidade de remoção em nove cortes foi de 989 kg ha⁻¹.

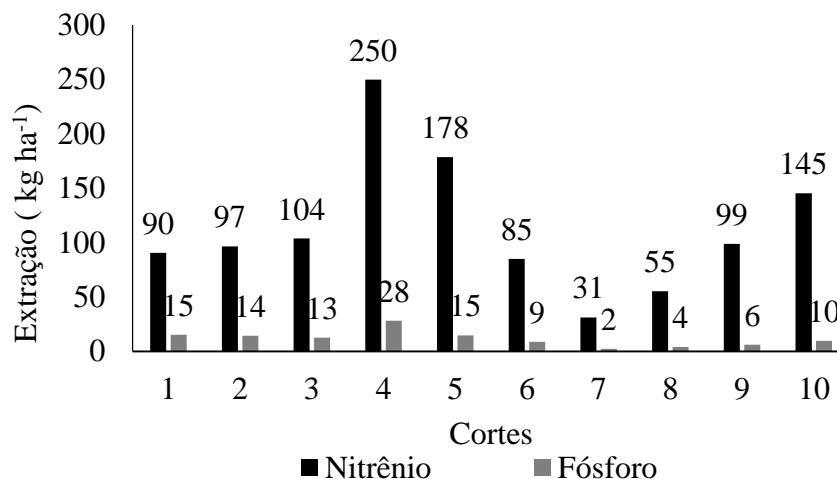
Fia et al. (2011), estudando remoção de nutrientes por *Cynodon* spp. cultivados em sistemas alagados construídos, verificaram capacidade extratora de nitrogênio do capim-tifton 85 de, aproximadamente, 460 kg ha⁻¹ no período de 120 dias. Matos et al. (2010) avaliando a capacidade extratora de plantas em sistemas alagados utilizados no tratamento de águas residuárias de laticínios, obtiveram valores estimados de 356 kg ha⁻¹ no período de 106 dias em campo. Vale salientar que para este trabalho, o corte

7 apresentou menor extração de nitrogênio 31 kg ha^{-1} , os demais cortes, mesmo sendo abaixo dos 100 kg ha^{-1} , apresentaram bom desempenho, o que corrobora a importância enquanto unidade de polimento, evitando assim, problemas de eutrofização quando da disposição do efluente tratado em cursos d'água.

Ainda de acordo com a Figura 29, é possível verificar a mesma tendência na extração de fósforo, quando analisado o nitrogênio. Os meses com maior temperatura média foram aqueles que apresentaram maior extração do nutriente. Como observado nos cortes 1, 4 e 10 alcançando extrações de 15; 28 e 10 kg ha^{-1} , respectivamente para os cortes, a capacidade total verificada durante o período deste experimento foi de 106 kg ha^{-1} . Matos et al. (2008) analisando o desempenho agrônomo de capim-tifton 85 (*Cynodon* spp.), cultivado em sistemas alagados construídos utilizados no tratamento de água residuária de laticínios, relatam que podem atingir a capacidade de 199 kg ha^{-1} , levando em consideração os 112 dias do trabalho avaliado.

Amorim et al. (2015) por sua vez, utilizando efluente proveniente da suinocultura, obtiveram maiores extrações de P, de 7 a 10 kg ha^{-1} para os 131 dias analisados, aproximado dos valores encontrados nesta pesquisa.

Figura 29: Extração total de nitrogênio e fósforo pelo capim-tifton 85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.



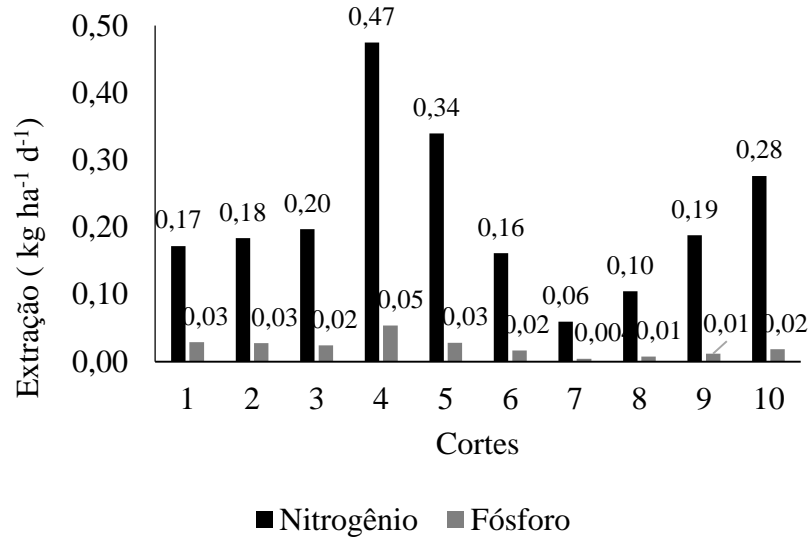
Analisando a extração de nutrientes por dia, na Figura 30, pode-se observar que existe uma relação com a produtividade da massa verde e, conseqüentemente, de massa seca e a capacidade de extração de nutrientes pelas plantas, em que as maiores remoções desses nutrientes correspondem às maiores produções de massa seca.

Os maiores valores de extração por dia para nitrogênio são visualizados na Figura 30, sendo os cortes 4; 5 e 10 respectivamente, extraíndo 0,47; 0,35 e 0,28 kg ha⁻¹ d⁻¹, enquanto para extração de fósforo, os cortes que apresentaram maiores remoções foram 4; 1; 2 e 5, sendo removido 0,05 kg ha⁻¹ d⁻¹ para o primeiro corte citado e 0,03 kg ha⁻¹ d⁻¹ para os demais cortes citados.

Amorim et al. (2015) analisando extração pelo capim-tifton 85 com efluente proveniente da suinocultura, apresentou valores 2 a 3 vezes superiores a esta pesquisa, obtendo extrações na faixa de 0,15 a 1,51 kg ha⁻¹ d⁻¹ de nitrogênio. Quando comparado os resultados desta pesquisa, ainda com as extrações obtidas por Amorim, observa-se que a autora obteve para fósforo uma faixa superior, onde se observou remoção entre 0,06 a 0,14 kg

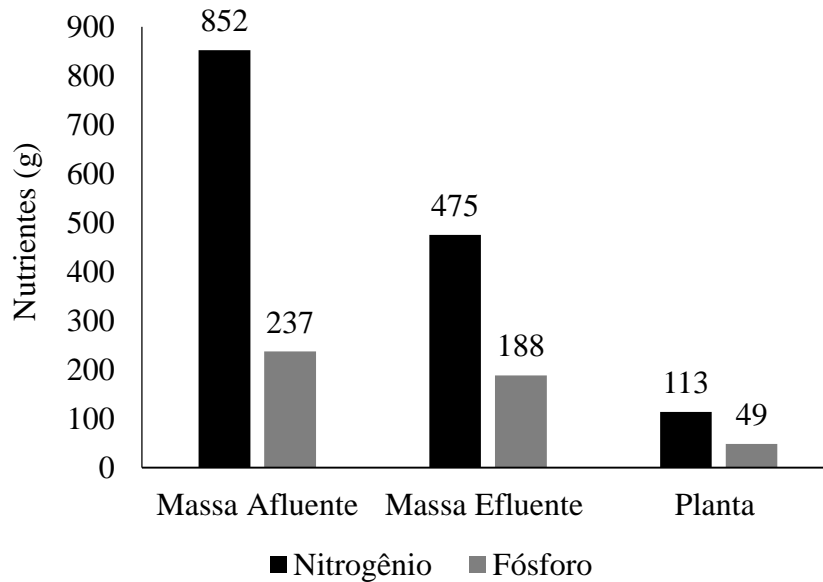
$\text{ha}^{-1} \text{d}^{-1}$, enquanto nesta pesquisa o maior valor encontrado foi de $0,05 \text{ kg ha}^{-1} \text{d}^{-1}$, no corte quatro.

Figura 30: Extração diária de nitrogênio e fósforo pelo capim-tifton 85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante os diferentes cortes realizados.



De acordo com a Figura 31, pode-se observar a massa de nitrogênio e de fósforo afluyente e efluente do SAC, durante os 526 dias de condução do experimento. Esses dados ajudam a entender a capacidade de remoção da planta em relação à remoção de nutrientes pelo SAC. Analisando ainda a figura 31, pode-se estimar que o capim-tifton 85 cultivado no SAC foi capaz de remover em média, durante todo o período experimental, 13% do N e 20% do P, aportado ao SAC. Fia et al. (2014) analisando a remoção de diferentes nutrientes de águas residuárias de suinocultura em sistemas alagados construídos, verificaram valores inferiores reportados nesta pesquisa, alcançadas 4,6 e 5,4% para remoção de nitrogênio e fósforo, eficiência bem inferiores a esta pesquisa.

Figura 31: Massa total afluyente e efluente de nitrogênio e fósforo, e extração de nutrientes pelo capim-tifton-85 cultivado em SAC com esgoto sanitário, durante o período experimental.



6. CONCLUSÕES

A análise geral da combinação dos reatores anaeróbio (RAFA), aeróbio (FBAS) e anóxico (SAC) utilizada no presente trabalho se mostrou satisfatória para a remoção de poluentes originados da Universidade Federal de Lavras (UFLA), alcançando boa eficiência de remoção.

As variáveis pH, demanda bioquímica de oxigênio, sólidos totais, nitrogênio e fósforo, ficaram dentro da faixa preconizada pela literatura para caracterização de efluentes domésticos, o que era previsto para o efluente gerado na Universidade Federal de Lavras. A demanda bioquímica de oxigênio apresentou-se em maior concentração quando comparada aos efluentes domésticos.

A partida do RAFA sem inóculo não apresentou uma boa capacidade de geração de lodo na primeira fase, contudo, ambos reatores, com e sem inóculo, apresentaram boa estabilidade no processo de partida do sistema.

As eficiências na remoção para a DBO ficaram na faixa de 59% a 75% de remoção, enquanto para remoção da demanda química de oxigênio, as faixas observadas foram superiores a 89%. As eficiências na remoção de sólidos totais apresentaram-se reduzidas, com valores de 16% em média.

A eficiência de remoção de nitrogênio apresentou-se superior à de fósforo, com médias de 81 e 46% respectivamente para os nutrientes analisados.

O coeficiente cinético de crescimento bacteriano e decaimento endógeno foram superiores aos preconizados na literatura. Enquanto o alto valor do coeficiente de saturação dificultou o processo de produção de sólidos no reator.

A produção de massa seca pelo capim-tifton 85, sofreu as interferências referentes aos diferentes períodos de insolação e temperatura, apresentando uma produtividade total de massa verde, durante o período de 526 dias em campo de 238 t ha⁻¹.

O capim tifton-85 apresentou capacidade satisfatória na remoção de nutrientes.

6.2 Sugestões para pesquisas futuras

Para trabalhos futuros, sugere-se:

- Diferentes configurações do sistema, a fim de avaliar as eficiências de remoção de poluentes.
- Variações no processo de aeração, a fim de reduzir gastos energéticos.
- Diferentes espécies vegetais no sistema alagado construído, para fins de comparações na remoção de nutrientes.

REFERÊNCIAS

ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas). ABNT NBR 15526 – **Redes de distribuição interna para gases combustíveis em instalações residenciais e comerciais** – projeto e execução. Rio de Janeiro. 2007.

ABRANTES, L. L. M. **Tratamento de esgoto sanitário em sistemas alagados construídos utilizando *Typha angustifolia* e *Phragmites australis***. 2009. 140 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Meio Ambiente) – Escola de Engenharia Civil, Universidade Federal de Goiás, Goiânia, 2009.

ABREU, S.B. **Estudo do desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de escoamento ascendente no tratamento de esgoto sanitário usando espuma de poliuretano como suporte de imobilização da biomassa** São Carlos, 2003. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 2003

AHMED, W. RODRIGUES, J. Modelling sulfate reduction in anaerobic digestion: **Complexity evaluation and parameter calibration**.1 March, Pages 255-262. 2018

AISSE, M. M.; FERNANDES, F.; SILVA, S. M. C. P. **Aspectos tecnológicos e de processos**. In: ANDREOLI, C. V.; LARA, A. I.; FERNANDES, F. Reciclagem de biossólidos: transformando problemas em soluções. Curitiba: SANEPAR; Finep. p. 59-69. 2001

ALBUQUERQUE, A. MAKINIA, J; KRISHNA PAGILLA. K. Impact of aeration conditions on the removal of low concentrations of nitrogen in a tertiary partially aerated biological filter. Volume 44, Pages 44-52, July 2012

ALMEIDA, R. A.; UCKER, F. E. Considerando a evapotranspiração no cálculo de eficiência de estações de tratamento de esgoto com plantas. Revista **Engenharia Ambiental**, Espírito Santo do Pinhal, v. 8, n. 4, p. 39-45, 2011.

ÁLVAREZ, J. A. et al. Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. **Bioresource Technology**, v. 97, n. 14, p. 1640-1649, 2006

AMANI, T; Using enriched cultures for elevation of anaerobic syntrophic interactions between acetogens and methanogens in a high-load continuous digester. February 2011, Pages 3716-3723. 2011

AMORIM, F. FIA, R; FRANÇA, F.A. TERRA, L. M; FIA, F.R.L. Capim-Tifton 85 Cultivado em Sistema Alagado Construído com Elevadas Taxas de Aplicação. **Engenharia na Agricultura**, v. 23, p. 241-250, 2015.

ANDRADE, L , KUMMER. A.C.B, FAZOLO.A , DASMACENO S. , HASAN S. D. M. Influência de nitrogênio amoniacal e vazão de ar no processo de nitrificação. **Eng. Agríc., Jaboticabal**, v.30, n.1, p.160-167, jan./fev. 2010

ANDRADE. C. F. SPERLING, M.V. **AVALIAÇÃO DA APLICABILIDADE DE UM SISTEMA ALAGADO CONSTRUÍDO DE ESCOAMENTO VERTICAL PARA O TRATAMENTO DE LODOS DE CAMINHÕES LIMPA-FOSSA**. 2º Simposio Brasileiro sobre Wetlands Construídos. 2015

APHA - AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION; AWWA - AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION; WEF - WATER ENVIRONMENT FEDERATION. Standard methods for the examination of water and wastewater. 21. ed. Washington: APHA/AWWA/WEF, 2005.

APPLES, L. et al. Principles and potencial of the anaerobic digestion of waster-activated sludge. **Energy and Comustion**. London. V.34, p 755-781, August 2008,

AQUINO, S. F. DE;. CHERNICHARO, C. L. Build Up Of Volatile Fatty Acids (Vfa) In Anaerobic Reactors Under Stress Conditions: Causes And Control Strategies. **Eng. sanit. ambient**. Vol.10 - Nº 2 - abr-jun, 152-161. 2005

ARAÚJO, A.P.C. S; FREITAS, B.O. Remoção De Matéria Orgânica E Oxidação Do Nitrogênio Amoniacal Presente Em Esgoto Sanitário Por Sistema Combinado Uasb E Biofiltro Aerado Submerso. Enciclopédia Biosfera, **Centro Científico Conhecer** - Goiânia, v.10, n.19; p. 2014

ARAÚJO, T.L.S. **Desempenho de reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratamento esgoto sanitário em escala piloto**. São Carlos, 2014.

ARIM, A.L; PRYZBYLSKI, S.L.A. **Projeto Preliminar De Uma Estação De Tratamento De Efluentes Para Indústrias De Pescado**. Anais do Salão Internacional de Ensino, Pesquisa e Extensão. v. 3, n. 1. 2011

ÁVILA, R. O. de. **Avaliação do desempenho do sistema tanque séptico-filtro anaeróbio com diferentes meios suportes**. Programas de Pós-Graduação de Engenharia da Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

BARBOSA, A.F; BOTARI, A; FREIRE, F.B. Análise do tratamento de água residuária sintética em reator UASB seguido de filtro preenchido com solo natural. **Revista Tecnológica**, v. 18, p. 53-67, Maringá. 2009

BASSIN, J. P.; DEZOTTI, M. Tratamento primário, secundário e terciário de efluentes. In: DEZOTTI, M. (Coord.). **Processos e técnicas para o controle ambiental de efluentes líquidos**. Rio de Janeiro: E-papers, 2008. p. 53-226.

BATISTA, A.A, MEIRELLES, A.C.M; NETO, J.R.; ANDRADE, E.M; PALÁCIO, H.A.Q Parâmetros Interferentes Na Eutrofização Das Águas Superficiais Do Açude Orós, Ceará. **Revista Caatinga**, Mossoró, v. 26, n. 2, p. 1-8, abr.-jun., 2013

BECCATO, Maria A.B. **Elaboração Participativa de uma Proposta de Reestruturação do Sistema de Tratamento de Esgoto da Comunidade do Maruja** – Parque Estadual da Ilha do Cardoso/SP. 2004.

BERTOLINO, S.M. CARVALO, C.F. AQUINO, S.F. Characterization and biodegradability of wastewater produced in university campus. **Eng. sanit. ambient**. Vol.13 - Nº 3 - jul/set, 271-277. 2008

BHATTI, Z. A. F. Maqbool; A. H. Malik; Q. Mehmood. UASB reactor startup for the treatment of municipal wastewater followed by advanced oxidation process. **Braz. J. Chem. Eng.** vol.31 no.3 São Paulo July/Sept. 2014

BILOTTA,P; LIMA.A.B.B.; DANIEL.L.A. Análise de desempenho do carvão ativado e anéis de polietileno em biofiltro aerado para o póstratamento de esgoto sanitário. **Revista Aidis de Ingeneiere y ciências Ambientales**. Vol.5 No.2 37-44.2012

BITTON, G. **Wastewater Microbiology**. John Wiley & Sons, 2005, 765 p.

BOAVENTURA, R. **Apontamentos sobre Tratamento Biológico de Efluentes Líquidos - Processos Anaeróbios**. 2000.

BORGES, A. C.; MATOS, A. T.; CALIJURI, M. C.; OLIVEIRA, G. H. H.; ROLDÃO, J. S. F. Uso de traçadores para avaliação da hidrodinâmica de sistemas tropicais. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.29, n.2, p.301-310, 2009.

BRASIL, M. S.; MATOS, A. T. Avaliação de aspectos hidráulicos e hidrológicos de sistemas alagados construídos de fluxo subsuperficial. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v.13, n.3, p.323-328, jul./set. 2008.

BRASIL, M. S.; MATOS, A. T.; SOARES, A. A. Plantio e desempenho fenológico da taboa (*Thypha* sp.) utilizada no tratamento de esgoto doméstico em sistema alagado construído. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 12, n. 3, p. 266-272, 2007

BRASIL, M.S. **Desempenho de alagado construído para tratamento de esgoto doméstico**. 2005. 160 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Agrícola, Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2005.

BRASIL, Mozart da S.; MATOS, Antônio T.; SILVA, Claudio M.; CECOM, Paulo R.; MONACO,; SOARES, Antonio A. Modeling of pollution removal in constructed wetlands with horizontal subsurface flow. **Agrartechnische Forschung Agricultural Engineering Research**, Potsdam v 13, n 11, p 48-56, 2007.

BRASIL. **Ministério do Meio Ambiente**. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução CONAMA n o 430 de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n o 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Brasília, DF. 2011

BRIX, H. Do macrophytes play a rolen in constructed treatment wetlands? **Water Science and Technology**, v.35, n.5, p.11-17, 1997.

CALLADO, N. **Reatores seqüenciais em batelada em sistemas anaeróbio-aeróbio tratando esgoto sanitário sintético e com remoção de nutrientes**. São Carlos. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 2001.

CAMPOS, C. M. M. et al. Avaliação da eficiência do reator UASB tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 28, n. 2, p. 1376-1384, 2004.

CAMPOS, C. M. M.; PRADO, M. A. C.; PEREIRA, E. L. Kinetic parameters of biomass growth in a UASB reactor treating wastewater from coffee wet processing (WCWP). **Revista Ambiente e Água**, v. 9, n. 4, 2014.

CAMPOS, C. M. M; CARMO, F.R; BOTELHO, C.G; COSTA, C.C. Desenvolvimento e operação de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 30, n. 1, p. 140-147, 2006.

CAMPOS, J. R (Org.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.

CARRÈRE, H., DUMAS, C., BATTIMELLI, A., BATSTONE, D. J., DELGENÈS, J. P., STEYER, J. P., & FERRER, I. *Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review. Journal of Hazardous Materials*, 183(1-3), 1–15. doi:10.1016/j.jhazmat..06.129 2010

CHAGAS, R.C.; MATOS, A.T.; CECON, P.R.; LO MONACO, P.A.V.; FRANÇA, L.G.F. . Cinética de remoção de matéria orgânica em sistemas alagados construídos cultivados com lírio amarelo. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 15, n. 11, p. 1186-1192. 2011

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

CHEN, G., KLEINDIENST, S., GRIFFITHS, D. R., MACK, E. E., SEGER, E. S., AND LÖFFLER, F. E.. Mutualistic interaction between dichloromethane- and chloromethane-degrading bacteria in an anaerobic mixed culture. **Environ. Microbiol.** 19, 4784–4796. 2017.

CHERNICHARO, C.A.L.(COORD.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios** Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 544 p. 2001.

CHERNICHARO, C.A.L., VAN LIER, J.B., NOYOLA, A., BRESSANI RIBEIRO, T.. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Rev. Environ. Sci. Biotechnol.** 14, 649–679. 2015.

CHERNICHARO, C.A.L.; BORGES, J.M. **Metodologia utilizada durante a partida de um reator UASB de 477m³ tratando esgotos tipicamente domésticos.** In: ANAIS DO XXV CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA Y AMBIENTAL. Tomo I. Vol2. México. 1996

CHONG, S.; SEN, T.K.; KAYAALP, A.; ANG, H.M. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment e a state-of-the-art review. **Water Research**, v. 11, n. 46, p. 3434-3470. 2012

CIUDAD, G.A.B. **Nitrificación-desnitrificación vía nitrito en reactores de discos rotatorios bajo dos modalidades de operación: continua y secuenciada.** Departamento de Engenharia Química. Instituto de Agroindústria, Universidad de La Frontera, Temuco. (207)

COLARES, C. J. G.; SANDRI, D. Eficiência do tratamento de esgoto com tanques sépticos seguidos de leitos cultivados Com diferentes Meios de Suporte **Ambi-Agua**, Taubaté, v. 8, n. 1, p. 172-185, 2013

COLARES, E. R.C; BENTTI, A. D. **Influência da temperatura dos esgotos domésticos na remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos em reator de manta de lodo - ete Esmeralda - Porto Alegre / rs. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Campo Grande/MS. 2005**

CORAUCCI FILHO, B.; CHERNICHARO, C. A. L.; ANDRADE NETO, C. O.; NOUR, E. A.; ANDREOLI, F. N.; SOUZA, H. N.; MONTEGGIA, L. O.; SPERLING, M. V.; LUCAS FILHO, M.; AISSE, M. M.; FIGUEIREDO, R. F.; STEFANUTTI, R. **Tecnologia de tratamento de águas residuárias no solo: infiltração rápida, irrigação e escoamento superficial. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES, p. 357 – 403. 1999**

CORDI, S.; ASSALIN, M.R.; DIEZ, M.C.; DURAN, N. Montagem, partida e operação de um sistema de lodosativados para o tratamento de efluentes: parâmetros físico- químicos e biológicos. **Engenharia Ambiental. v.5, n.1, p. 97-115. 2008.**

CORREA, C. Z. ; K.V. M. C. PRATES ; C. S. AZEVEDO; D. D. LOPES; E. A. RODRIGUES; G. PETERLINI; A. C. BARANA. Comportamento da remoção de matéria orgânica (DQO) e nitrogênio amoniacal em um reator de leito estruturado operado sob aeração intermitente. **Scientia Plena 12, 034201. 2016**

COSMANN, N. J., GOMES, S. D., LOPES, C. L., GOMES, B. M. Avaliação do desempenho de lagoa anaeróbia aplicada ao tratamento de efluente da industrialização de pescado. **Engenharia Ambiental - Espírito Santo do Pinhal, v. 9, n. 3, p. 298-302, jul/set. 2012.**

COSTA, J.F. **Remoção De Poluentes Em Um Sistema De Alagados Construídos Atuando Como Pós-tratamento De Efluente De Reator Uasb E De Filtro Biológico Percolador.** Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte. 2013

CRIPPA, R.A. **AVALIAÇÃO DA CAPACIDADE DE REMOÇÃO DE POLUENTES PELAS ESPÉCIES *Zantedeschia Aethiopica* E *Typha Domingensis* EM SISTEMAS ALAGADOS CONSTRUÍDOS DE ESCOAMENTO HORIZONTAL SUBSUPERFICIAL NO TRATAMENTO DO EFLUENTE DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE LAVRAS.** Universidade Federal de Lavras. Lavras- Minas Gerais. 2018

CUBA, R. S; CARMO, J.R; SOUZA, C.F; BASTOS, R.G. Potencial de efluente de esgoto doméstico tratado como fonte de água e nutrientes no

cultivo hidropônico de alface. **Rev. Ambient. Água** vol. 10 n. 3 Taubaté – Jul. / Sep. 2015

CULLER, H. F. **Formação de Biofilme por Escherichia coli enteropatôgena atípica**. Programa de Pós Graduação Interunidades em Biotecnologia USP/Instituto Butantan/IPT. São Paulo: USP, 2010.

CUNHA, C. A. G. **Análise da eficiência de um sistema combinado de alagados construídos na melhoria da qualidade das águas**. São Carlos, SP. USP. 2006.

DANTAS, A.A.A.; CARVALHO, L.G.; FERREIRA, E. Classificação e tendências climáticas em Lavras-MG. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras,v.31, n.6, p.1862-1866, 2007

DEL CASTILLO, L, F; SILVA, A.R.F; HERNÁNDEZ, S.I; AGUILELLA, M; ANDRIO, A; MOLLHA, S; CAMPÂN, V. Diffusion And Monod Kinetics Model To Determine In Vivo Human Corneal Oxygen-Consumption Rate During Soft Contact Lens Wear.modelo De Difusión Y Cinética Monod Para La Determinación “In Vivo” De La Tasa De Consumo De Oxígeno De La Córnea En Pacientes Con Lentes De Contacto Blandas. **Journal of Optometry**.January–March 2015,

DIERBERG, F.E.; DeBUSK, T. A. **An evaluation of two tracers in surface-flow wetlands: rhodamine-WT and lithium**. Wetlands, Lawrence, v.25, n.1, p.8-25, 2005

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

DINÇER, A.R.; KARGI, F. Kinetics of sequential nitrification and denitrification processes. **Enzyme and Microbial Technol**, v. 27, p. 37-42. 2000

DO CANTO, C.S.A.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Feasibility of nitrification/denitrification in a sequencing batch biofilm reactor with liquid circulation applied to post-treatment. **Bioresource Technology** , v. 99, n. 3, p. 644-654. 2008

DOMINGUES, L. M. **Anaerobic filter-aerated submerged biological filter combined system: start-up and nitrification evaluation in sanitary wastewater/ Lígia Maria Domingues**.-Campinas, SP: [s.n.], 2005.

DONLAN RM, COSTERTON; J.W. Biofilms: survival mechanisms of clinically relevant microorganisms. **Clin Microbiol Rev.** Apr;15(2):167-93. 2002

DONOSO-BRAVO, A. JOHAN MAILIER A, CRISTINA MARTIN B , JORGE RODRI'GUEZ, CESAR ARTURO ACEVES-LARA E, ALAIN VANDE WOUWER A. Model selection, identification and validation in anaerobic digestion: **A review. water research** 45. 5347 e5364. 2011

ESTEVEVES, F.A. *Fundamentos de Limnologia*. Rio de Janeiro: Interciencia/FINEP. 575p. 2011

FARIAS, M. S. **Caracterização do lodo gerado nos reatores UASB da estação de tratamento de esgoto da UFPA: perspectivas de aplicação agrícola**. 2018. 33f. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental e Sanitária) – Universidade Federal de Lavras, 2018.

FERNANDES, W.V; JUNIOR, G.B.A; BATISTS, M.M; JUNIOR, H.A. Avaliação da remoção de matéria orgânica de efluente de tanque séptico utilizando filtro anaeróbico preenchido com Luffa cylindrica como meio de suporte. **Revista eletrônica Gestão e Tecnologias Ambientais**. v. 3, n. 1 2015

FERRAZ, D. L. de M. CUNHA, P.E.V. NETO, C.F. ARAÚJO, A.L.C. **Avaliação Do Desempenho Operacional De Uma Ete Em Escala Real, Composta De Retor Uasb Seguido De Tanque De Aeração Com Biodiscos**. XII Simpósio Ítalo Brasileiro Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 2014

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

FIA, F.R.L; MATOS, A.T, FIA, R; BORGES, A.C; CECOM, P.R. Efeito da vegetação em sistemas alagados construídos para tratar águas residuárias da suinocultura. **Eng Sanit Ambient** | v.22 n.2 | mar/abr 2017 | 303-311. 2017

FIA, F.R.L; MATOS, A.T; FIA, R; LAMBERT. T, F; MATOS, M.P. Remoção de nutrientes por Typha latifolia e Cynodon spp. cultivadas em sistemas alagados construídos/Nutrients removal by Typha latifolia and Cynodon spp. grown in constructed wetlands; **Taubaté** Vol. 6, Ed. 1, 2011

FIA, R. MATOS, A.T., QUEIROZ, M.E.L.R. CECOM, P.R. FIA, F.R.L. Desempenho de sistemas alagados no tratamento de águas residuárias do

processamento dos frutos do cafeeiro. R. Bras. **Eng. Agríc. Ambiental**, v.14, n.12, p.1323–1329, 2010.

FIA, R; BOAS, R.B.V; CAMPOS, A.T; FIA, F.R.L; SOUSA, E.G. Removal of nitrogen, phosphorus, copper and zinc from swine breeding waste water by bermudagrass and cattail in constructed wetland systems. **Eng. Agríc., Jaboticabal**, v.34, n.1, p.112-123, jan./fev. 2014

FOCO, M. L. R.; ABDUL, Nour, E. A. **Desempenho de Sistema Combinado Anaeróbio-Aeróbio na Remoção de Nitrogênio no Tratamento de Esgoto Sanitário. Semina: Ciências Exatas e Tecnológicas**, Londrina, v. 35, n. 2, p. 131-138, jul./dez. 2014

FONTANELI RS, Santos HP, Fontaneli RS (eds) **Forrageiras para integração lavoura–pecuária– floresta na região sul-brasileira. Brasília, Embrapa. 2012**

FORESTI, E. et al. **Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. In Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** pp. 29–51, 1999.

FOX, P.E. & LIM, J.S. A kinetic evaluation of anaerobic treatment of swine wastewater at two temperatures in a temperate climate zone. **Bioresource Technology**, v. 87, n. 42, p. 8878-8886. (2010)

FREIRE, R. S. et al. Novas tendências para o tratamento de resíduos industriais contendo espécies organocloradas. **Química nova**, v. 23, n. 4, p. 504-511, 2000.

GARCÍA-GEN, S., Rodríguez, J., & Lema, J. M. Control strategy for maximum anaerobic co-digestion performance. **Water Research**, 80, 209–216. doi:10.1016/j.watres.2015.05.029. 2015

GEORGIU, M., GIZGIS, N. & DIAMADOPOULOS, E., Anaerobic Treatment of Primary Domestic Wastewater by Means of a UASB Reactor Followed by Coagulation. In *7th International Conference on Environmental Science and Technology, Ermoupolis, Syros Island, Greece.* pp. 235–242. 2001.

GHANGREKAR, M. M.; ASOLEKAR, S. R.; JOSHI, S. G. Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. **Water research**, v. 39, n. 6, p. 1123-1133, 2005.

GIKAS, G.D. and TSIHRINTZIS, V.A. Assessment of Water Quality of First-Flush Roof Runoff and Harvested Rainwater. **Journal of Hydrology**, 466-467, 115-126. 2012

GODINHO, J.P; ARANTES, E,J; CARVALHO, K.Q; PASSIG, F.H; KREUTZ, C; NGALLI, A; SILVA, M.S.A. Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator tipo UASB submetido à variação de carga hidráulica. **Revista DAE**. núm. 209. vol. 66. São Paulo. 2018

GOMES, M. R. **Determinação dos coeficientes cinéticos e avaliação da eficiência de um sistema de lodos ativados no tratamento de efluentes de curtume**. Campo Grande, outubro de 2006.

GONÇALVES, C. D. C., Modelação do Processo de Digestão Anaeróbia da Forsu à Escala Industrial. In: _____. **Técnico Lisboa**, Lisboa, 2012

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: [s.n.], 2001.

GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C.A.L.; NETO, C.O.A., SOBRINHO, P.A.; KATO, M.T.; COSTA, R.H. R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO.C.A.L. (coordenador). **Pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. PROSAB/FINEP, 1ª ed. Rio de Janeiro: Segrac, 544 p. 2001.

GONZÁLEZ, M. SALDARRIGA, J.C. Remoción biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo en un sistema tipo anaerobio-anóxico-aerobio (biological removal of organic matter, nitrogen and phosphorus in a system type anaerobic-anoxic-aerobic). **Revista EIA**, 2013

GONZALEZ, R., MURARKA, A., DHARMADI, Y., AND YAZDANI, S.S. A new model for the anaerobic fermentation of glycerol in enteric bacteria: trunk and auxiliary pathways in Escherichia coli. **Metab Eng** 10: 234–245.. 2008

GONZAO, O.G; RUIZ, I; SOTO. M. Integrating pretreatment and denitrification in constructed wetland systems. **Science of The Total Environment**. Volumes 584–585, 15 April, Pages 1300-1309. 2017

GRILLET. S.C; RODRIGUES, A.A.; PÉREZ, S.R; POMPA, N.P. **Evaluación del tratamiento anaerobio de las aguas residuales de una comunidad universitária**. Rev. Colomb. Biotecnol. Vol. XVIII No. 1 Enero-Junio 49-56. 2016

GUERI, M. V. D. MELEGARI S. N. S. KUCZMAN, O Operational Parameters Of Anaerobic Digestion Process Of Food Waste: A Review. **BIOFIX Scientific Journal** v. 3 n. 1 p. 17-25 2018

HALALSHEH, M. et al. Treatment of strong domestic sewage in a 96 m³ UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. **Bioresource Technology**, v. 96, n. 5, p. 577-585, 2005.

HAMZA, R. A; OLIVER, T.J; TAY. H. **Advances in biological systems for the treatment of high-strength wastewater.**, April, Pages 128-142. 2016

HELMER-MADHOK, C.; SCHMID, M.; FILIPOV, E.; GAUL, T.; HIPPEN, A.; ROSENWINKEL, K.H.; SEYFRIED, C.F.; WAGNER, M.; KUNST, S. Deammonification in biofilm systems: population structure and function. **Water Science and Technology**, v. 46, n. 1-2, p. 223-231. . (2002)

HENRIQUE, I.N; SOUSA,J.T; SOUTO, A.F; LIETE, V.D; LOPES,W. S. Tratamento De Esgoto Doméstico Em Regime De Recirculação Com Utilização De Reator Anaeróbico Anóxico Seguido De Reator Aeróbico Com Meio Suporte. **Ciência & Engenharia** (Science & Engineering Journal): 103 – 113, jan. – jun. 2014.

HENZE, M., HARREMÕES, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - a literature review, **Water Science and Technology**.1983

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J.L.C.; ARVIN, E. **Wastewater Treatment: Biological and Chemical Process**. Berlim: Springer. 2 ed. (1997)

HIDAKA, T., YAMADA, H., KAWAMURA, M., TSUNO, H., Effect of dissolved oxygen conditions on nitrogen removal in continuously fed intermittent-aeration process with two tanks. **Water Sci. Technol.** 45, 181–188. 2002

HOLLOWAY, T.G., SOARES, A. Influence of internal fluid velocities and media fill ratio on submerged aerated filter hydrodynamics and process performance for municipal wastewater treatment., Pages 179-191 February 2018

JACOBS, A.C.P. **Influência Do Meio De Suporte Na Formação De Biofilme Utilizando Reator Em Batelada Sequencial**. LONDRINA - PARANÁ .2013

JIA, W.; LIANG, S.; ZHANG, J.; NGO, H.H.; GUO, W.; YAN, Y.; ZOU, Y. Nitrous oxide emission in low-oxygen simultaneous nitrification and denitrification process: sources and mechanisms. **Bioresource Technology** , v. 136, p. 444-45. 20131

JIJAI, S.; SIRIPATANA, C.; O-THONG, C.; ISMAIL, N. Kinetic models for prediction of COD effluent from upflow anaerobic sludge blanket (UASB)

reactor for cannery seafood wastewater treatment. **Jurnal Teknologi (Sciences & Engineering)**, v.78, n.5–6, p.93–99, 2016.

JIN, P., CHEN, Y., XU, T., CUI, Z., ZHEN. Z. Efficient nitrogen removal by simultaneous heterotrophic nitrifying-aerobic denitrifying bacterium in a purification tank bioreactor amended with two-stage dissolved oxygen control. **Bioresource Technology**. Volume 281, Pages 392-400. 2019

JORDÃO, E. P. PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4ª Edição. Rio de Janeiro: ABES, 932p. 2005.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 7. ed. Rio de Janeiro: ABES 1050 p. ,2014

JORDÃO, E. P.; SOBRINHO, P. A. *Análise crítica*. In: DESINFECÇÃO DE EFLUENTES SANITÁRIOS. ABES. GONÇALVES, R. F. Ed. Rio de Janeiro, cap. 5, p. 409-422, 2003.

JUNQUEIRA, W.B.C; CAMPOS, C.M.M; FIA, R. FIA, F.R.L; AMORIM, F. Estudos hidrodinâmicos do escoamento em caixa de gordura empregada no tratamento preliminar dos efluentes de cozinha industrial. **Eng Sanit Ambient** | v.22 n.5 | set/out 911-919. 2017

KADLEC, R. H; WALLACE, S. D. **Treatment Wetlands**. 2nd ed. CRC Press, Boca Raton, Florida, 1016p. 2009

KARADAG, D., KÖROĞLU, O. E., OZKAYA, B., & CAKMAKCI, M. (2015). A review on anaerobic biofilm reactors for the treatment of dairy industry wastewater. *Process Biochemistry*, 50(2), 262–271. doi:10.1016/j.procbio.11.005. 2014

KASSAB, G; HALALSHEH; J.B.VAN LIER Sequential anaerobic–aerobic treatment for domestic wastewater – **A review**. Volume 101, Issue 10, Pages 3299-3310. 2010

KHAN, A. A.; GUAU, R.Z; TYAGI, V.K; KHURSEED, A; LEW, B; MEHROTRA, I; KAZMI, A. Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: **A review**.. Volume 55, Issue 12, October , Pages 1232-1251.2011

KHAN, A. A.; MEHROTRA, I; KAZMI, A. A. Sludge profiling at varied organic loadings and performance evaluation of UASB reactor treating sewage. **Biosystems Engineering**, v. 131, p. 32-40, 2015

KHAN, S.J.; ILYAS, S.; JAVID, S.; VISVANATHAN, C.; JEGATHEESAN, V. Performance of suspended and attached growth MBR

systems in treating high strength synthetic wastewater. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 9, p. 5331-5336. 2011

KIM, D.J.; LEE, D.I.; KELLER, J. Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. **Bioresource Technology**, v. 97, n. 3, p. 459-468.2006

KIST, L. T.; ROSA, E. C.; MACHADO, E.L.; CAMARGO, M.E.; MORO, C.C. Glutaraldehyde degradation in hospital wastewater by photoozonation. **Environmental Technology**, v.34, n.18, p.2579-2586, 2013.

KONDUSAMY, D. & KALAMDHAD, A. S. Pre-treatment and anaerobic digestion of food waste for high rate methane production - a review. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 2, p. 1821-1830. 2014

KREUTZ, C; PASSIG, F.H; PASSIG, K. Q. C; MEES, J.B.R; GOMES, S.D. Desempenho De Um Reator Anaeróbio-Aeróbio E Estudo Cinético De Remoção De Matéria Orgânica De Efluente Bovino. **Engenharia Agrícola** v. 34, n. 2. 2014.

KULKARNI. Bhakti, R.v.Wanjule, H.H.SHINDE. Study On Sewage Quality From Sewage Treatment Plant At Vashi, Navi Mumbai. **Materials Today: Proceedings** 5. 1859–1863. 2018

LEITÃO, R. C. et al. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. **Bioresource Technology**, v. 97, p. 1105-1118, 2006.

LEÓN. E.S.; J.A.P.V.; Z; ROGALLA, F; BOIZÁN, M.F. Anaerobic digestion of municipal sewage under psychrophilic conditions. **Journal of Cleaner Production.**, 10 October, Pages 931-939. 2018

LETTINGA, G.; HULSHOFF POI, L.W., ZEEMAN, G. Biological wastewater treatment. Part 1: Anaerobic wastewater treatment. Lecture notes, **Wageningen Agricultural University**. 1996.

LETTINGA, G.; HULSHOFF, L.W.. UASB-Process Design for Various Types of Wastewaters, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.**Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento**. 1991

LIU, G.; XU, X.; ZHU, L.; XING, S.; CHEN, J. Biological nutrient removal in a continuous anaerobic-aerobic-anoxic process treating synthetic domestic wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 225, p. 223-229, 2013

LIU, H.; LI, R. Impact of electro-stimulation on denitrifying bacterial growth and analysis of bacterial growth kinetics using a modified Gompertz model in a bio-electrochemical denitrification reactor. **Bioresource Technology**. Volume 232, May, Pages 344-353. 2017

LIU, J. B., ZHANG, H.B., ZHANG, P.Y., WU, Y., GOU, X.Y., SONG, Y.H., TIAN, Z.Y., ZEN, G.M. Sistema de biorreator de membrana combinada anóxica / óxica de dois estágios para aterro sanitário tratamento de chorume: desempenho de remoção de poluentes e comunidade microbiana. **Bioresour. Technol.** 243, 738–746. 2017

LIU, J.; ZUO, J.E.; YANG, Y.; ZHU, S.; KUANG, S.; WANG, K. An autotrophic nitrogen removal process: short-cut nitrification combined with ANAMMOX for treating diluted effluent from an UASB reactor fed by landfill leachate. **Journal of Environmental Sciences (China)**, v. 22, n. 5, p. 777-783. 2010a

LIU, Y.; SHI, H.; XIA, L.; SHI, H.; SHEN, T.; WANG, Z.; WANG, G.; WANG, Y. Study of operational conditions of simultaneous nitrification and denitrification in a Carrousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 3, p. 901-906. (2010b)

LJUDMILA YA. L, VASILY A. V., RIITTA H. K., JUKKA A. R, CHRISTOF H. ALLA N. N. Evaluation of kinetic coefficients using integrated monod and haldane models for low-temperature acetoclastic methanogenesis. **Wat. Res.** Vol. 35, No. 12, pp. 2913–2922, 2001.

LO, H. M., Chiu, H. Y., Lo, S. W., & Lo, F. C. *Effects of different SRT on anaerobic digestion of MSW dosed with various MSWI ashes.* **Bioresource Technology**, 125, 233–238. doi:10.1016/j.biortech.2012.08.084. 2012b

LO, H. M., Chiu, H. Y., Lo, S. W., & Lo, F. C. *Effects of micro-nano and non micro-nano MSWI ashes addition on MSW anaerobic digestion.* **Bioresource Technology**, 114, 90–94. doi:10.1016/j.biortech.2012.03.002. 2012a

LOHANI, S. P., Wang, S., Bergland, W. H., Khanal, S. N., & Bakke, R. *Modeling temperature effects in anaerobic digestion of domestic wastewater.* **Water-Energy Nexus**, 1(1), 56–60. doi:10.1016/j.wen.2018.07.001. 2018

LOPES, W. S.; LEITE, V. D.; PRASAD, S. Influence of inoculum on performance of anaerobic reactors for treating municipal solid waste. **Bioresource Technology**, v. 94, n. 3, p. 261-266, 2004.

LU, X. ZHEN, G. Ni. J. HOJO, T. KUBOTA, K. Li, Y. **Effect of influent COD/SO₄²⁻ ratios on biodegradation behaviors of starch wastewater in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor..** 2016

MAGRI, M.E; ZAGUINI, J.G RAMOS, S.R.A. Otimização do processo de nitrificação com o uso de conchas de ostras como material suporte em reatores aeróbios com biomassa fixa. **Eng Sanit Ambient** | v.18 n.2 | abr/jun| 123-13. 2013

MALAVOLTA, E.; VITTI, G.; OLIVEIRA, S. A. **Avaliação do estado nutricional de plantas: princípios e aplicações.** 2.ed. Piracicaba: Potafós, 1997. 319 p.

MANN, A.T; MENDOZA-ESPINOSA, L; STEPDENSON, T. Performace os floating and sunken media biological aerated filters under unsteady state condititones. **Water Reserch.** New York. V.33, n4, 1999.

MANNARINO, C.F; FERREIRA, J.A; CAMPOS, J.C; RITTER, E. Wetlands para tratamento de lixiviados de aterro sanitário de Pirai e no aterro metropolitano de Gramacho (RJ). **Engenharia Sanitária e Ambiental.** V 11, n 2, p 108-112. 2006

MANTEGUE, M. T.A. CAMPOS, C.M.M. Determination Of Kinetic Parameters Of An Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (Uasb), Treating Swine Wastewater. **Ciênc. agrotec.,** Lavras, v. 35, n. 6, p. 1204-1210, nov./dez., 2011

MANTEGUE, M. T.A. **Comportamento hidrodinâmico e cinético dos reatores anaeróbios compartimentado (RAC) e manta de lodo (UASB) operados em série.** Lavras: UFLA, 2011.

MANTOVANI TRÉ, S., & MAGALHÃES DIAS FRINHANI, E. **Tratamento de efluente de frigorífico de aves utilizando tratamento físico-químico com coagulante à base de tanino e processos biológicos anaeróbio e aerado.** Seminário De Iniciação Científica, Seminário Integrado De Ensino, Pesquisa E Extensão E Mostra Universitária. 2015

MARQUES, D.M. Terras úmidas construídas de fluxo subsuperficial. In: CAMPOS, J.R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro: ABES. p.409-435. 1999

MATOS, A. T. MATOS, M.P COSTA, R.A. VON SPERLING. M. Influence of the geometric configuration of unplanted horizontal subsurface flow constructed wetlands in the adjustment of parameters of organic matter decay models. **Journal of Water Process Engineering** 22 123–130. 2018.

MATOS, A. T.; ABRAHÃO, S. S.; PEREIRA, O. G. Desempenho agronômico de capim Napier (*Pennisetum purpureum*) cultivado em sistemas alagados construídos. **ENGENHARIA NA AGRICULTURA**, v. 19, n. 5, p. 469-477, 2011.

MATOS, A. T.; ABRAHÃO, S. S.; PEREIRA, O. G. Desempenho agronômico de capim tifton 85 (*cynodon* spp) cultivado em sistemas alagados construídos utilizados no tratamento de água residuária de laticínios. Revista **Ambi-Água**, Taubaté, v. 3, n. 1, p. 43-53, 2008

MATOS, A. T.; ABRAHÃO, S. S.; PEREIRA, O. G. Desempenho agronômico de capim Napier (*Pennisetum purpureum*) cultivado em sistemas alagados construídos. **ENGENHARIA NA AGRICULTURA**, v. 19, n. 5, p. 469-477, 2011.

MATOS, A. T.; FREITAS, W. S.; FIA, R.; MATOS, M. P. Qualidade do efluente de sistemas alagados construídos utilizados no tratamento de águas residuárias da suinocultura visando seu reuso. **Engenharia na Agricultura**, v. 17, n. 5, p. 383-391, 2009.

MATOS, A. T.; FREITAS, W.S; BRASIL, M.S.BORGES, A.C. **INFLUÊNCIA DA ESPÉCIE VEGETAL CULTIVADA NAS CONDIÇÕES REDOX DE SISTEMAS ALAGADOS CONSTRUÍDOS** **Eng. Agríc.**, Jaboticabal, v.30, n.3, p.518-526, maio/jun. 2010

MATOS, A.T.; FREITAS, W.S.; LO MONACO, P.A.V. Capacidade extratora de diferentes espécies vegetais cultivadas em sistemas alagados utilizados no tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Ambi-Água**, v. 4, n. 2, p. 31-45. (doi: 10.4136/ ambi-agua.84). 2009

MATOS, A.T; ABRAHÃO. S.S; LO MONACO, P.A.V. **Eficiência de sistemas alagados construídos na remoção de poluentes de águas residuárias de indústria de laticínios.** **Eng. Agríc.**, Jaboticabal, v.32, n.6, p.1144-1155, nov./dez. 2012

MATOS, M. P, V. SPERLING. M, MATOS, A. T. PASSOS, R. G. Uso De Traçador Salino Para Avaliação Da Colmatação E Das Condições Hidrodinâmicas Em Sistemas Alagados Construídos De Escoamento Horizontal Subsuperficial. **Engenharia. Agrícola**, Jaboticabal, v.35, n.6, p.1137-1148, nov.dez. 2015

MATOS, A.T. Manual de análise de resíduos sólidos e águas residuárias. Editora UFV, 1a ed., Viçosa, MG. 150p., 2015.

MATSUMOTO, S.; TERADA, A.; TSUNEDA, S. Modeling of membrane-aerated biofilm: effects of C/N ratio, biofilm thickness and surface loading

of oxygen on feasibility of simultaneous nitrification and denitrification. **Biochemical Engineering Journal**, v. 37, n. 1, p. 98-107. 2007

MAZZOLA, M. T.; ROSTON, D.M; VATENTIM, M.A.A. Uso de leitos cultivados de fluxo vertical por batelada no pós tratamento de efluente de reator anaeróbio compartimentado. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. V. 9 n 2 p 276-183. 2005

MCKEOWN, R. M.; HUGHES, D.; COLLINS, G.; MAHONY, T., O'FLAHERTY, V. Low-temperature anaerobic digestion for wastewater treatment. **Curr Opin Biotechnol.**, v.23, n.3, p.444-451, 2012.

METCALF & EDDY, Inc, **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4. ed. rev. New York: McGraw, 2003.

METCALF, EDDY. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. Tradução: HESPANHOL, I.; MIERZWA, J.C. 5.ed. Porto Alegre: AMGH, 2016. 1980p.

MINAS GERAIS (Estado). **Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH nº 01**, de 05 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. Diário Executivo Minas Gerais, 13 maio, 2008.

MINEGATTI, D. V. O.; VOLSCHAN, Isaac Jr. ; JORDAO, Eduardo Pacheco . Behavior And Performance Of The Moving Bed Biofilm Reactor (Mbbf) Process For Organic Matter And Nitrogen Removal. **Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales** , v. 4, p. 12-26, 2011

MIRANDA, S. T.; DE MATOS, A. T. ; BAPTESTINI, G. C. F. ; BORGES, A. C. . Evaluation of unclogging aspects in horizontal subsurface flow constructed wetlands. **Water Science and Technology**, v. 74, p. 1594-1601, 2016.

MONOD, J. **The Growth of Bacterial Cultures**. Annual Review of Microbiology, v. 3, p. 371-394. 1949

MORO, E; CRUSCIOL, C A C; NASCENTE, A S; CANTARELLA, H. Teor de nitrogênio inorgânico no solo em função de plantas de cobertura, fontes de nitrogênio e inibidor de nitrificação. Pesquisa **Agropecuária Tropical**. **Escola de Agronomia e Engenharia de Alimentos/UFG**, v. 43, n. 4, p. 424-435, 2013.

MULAT, D. G., DIBDIAKOVA, J., HORN, S. J. (2018). Microbial biogas production from hydrolysis lignin: insight into lignin structural changes. **Biotechnology for biofuels**, 11(1), 61. 2018.

NAVARRO, S.S; CIMPOIA, R, BRUANT, G;, . S. R. Biomethanation of Syngas Using Anaerobic Sludge: Shift in the Catabolic Routes with the CO Partial Pressure Increase. **Front Microbiol.** 2016; 7: 1188. Published online Aug 3. 2016

NKAMGA, V. D., Henrissat, B., & Drancourt, M. *Archaea: Essential inhabitants of the human digestive microbiota. Human Microbiome Journal*, 3, 1–8. doi:10.1016/j.humic.2016.11.005. 2017

OLIVEIRA, A.B.M; ORRICO, A.C.A; ORICCO JUNIOR, M.A.P; SUNADA, N.S; CENTURION, S.R. Biodigestão anaeróbia de efluente de abatedouro avícola. **Rev. Ceres**, Viçosa, v. 58, n.6, p. 690-700, nov/dez, 2011

OLIVEIRA, G.M. **Monitoramento de um Sistema piloto composto de filtro anaeróbio e filtro biológico aerado submerso no tratamento de águas residuárias de suinocultura.** Universidade Federal de Lavras. Lavras- Minas Gerais. 2014

OLIVEIRA, J. F. DE; RODRIGUES, F. N. ; FIA, R; VILELA, H. S. ; MAFRA, C. B. . Performance Of Tifton 85 Grass Under Fertirrigation With Slaughterhouse Wastewater. **Engenharia Agricola JCR**, v. 37, p. 790-800, 2017.

ORTNER, M. RACHBAURER, L. SOMISTSCH, W. **Can bioavailability of trace nutrients be measured in anaerobic digestion.** Volume 126, 1 August, Pages 190-198.2014

PAGLIARINI JUNIOR, S.N.; PAROLIN, M.; CRISPIM, J. Q. **Estações de tratamento de esgoto por zona de raízes, uma alternativa viável para as cidades?** , I Simpósio de Estudos Urbanos: Desenvolvimento Regional e Dinâmica Ambiental, Campo Mourão: FECILCAM/ GEURF/ Departamento de Geografia, 29 a 31 de agosto de 2011

PANDEY, P. K. et al. Efficacies of inocula on the startup of anaerobic reactors treating dairy manure under stirred and unstirred conditions. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, n. 7, p. 2705-2720, 2011.

PARK. S; KIM, M. Effect of ammonia on anaerobic degradation of amino acids. **KSCE Journal of Civil Engineering**. January Volume 20, Issue 1, pp 129–136. 2016,

PEIXOTO, F.S. LIMA, B.G. BARROS, A.R.M. FILHO, H.A.S. SANTOS, E.V.M. **Importância da Caracterização de Esgotos Gerados em Instituições de Ensino – Estudo de Caso** – IFCE, Campus Limoeiro do Norte. VII Congresso Norte Nordeste de Pesquisa e Inovação. Palmas-Tocantins. 2012

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Avaliação do desempenho físico-químico de um reator UASB construído em escala piloto na remoção de poluentes de efluentes de suinocultura. **Revista Ambiente & Água**, v. 5, n. 1, p. 79-88, 2010.

PEREIRA, H. S. **Estudo da Caracterização do Efluente do Campus Universitário Capão do Leão e Possibilidade de Reúso**. UNIVERSIDADE FEDERAL DE PELOTAS CENTRO DE ENGENHARIAS CURSO DE ENGENHARIA AMBIENTAL E SANITÁRIA. Pelotas, 2014

PERES, L. J. S.; HUSSAR, G. J.; BELI, E. **EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO DE COMUNIDADES RURAIS POR MEIO DE FOSSA SÉPTICA BIODIGESTORA**. Engenharia Ambiental - Espírito Santo do Pinhal, v. 7, n. 1, p. 020-036, jan./mar. 2010

PIETOTTI, S.M. **Avaliação da partida de reator de fluxo ascendente e manda de logo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis**. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo. São Carlos. 2007

PIRES, E. C.; RIBEIRO, A. P. **Avaliação preliminar do comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA, 11, 1992. Anais...São Carlos. Escola de Engenharia de São Carlos, 1992.

POLIZZI, C., ALATRISTE-MONDRAGÓN, F., & Munz, G. *The role of organic load and ammonia inhibition in anaerobic digestion of tannery fleshing*. **Water Resources and Industry**, 19, 25–34. doi:10.1016/j.wri.2017.12.001. 2018

PONTES, P. P. **REATORES UASB APLICADOS AO TRATAMENTO COMBINADO DE ESGOTOS SANITÁRIOS E LODO EXCEDENTE DE FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR**. Belo Horizonte, 2003.

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

em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, MG.2006

PRATA, R.C.C; MATOS, A. T; CECOM, P.R; LO MONACO, P.A.V.PIMENTA, L.A. Tratamento de Esgoto Sanitário em Sistema alagados Construídos Cultivados em Lírio Amarelo. **Engenharia Agrícola**. V.33, n.6, Jaboticabal. 2013

QUEGE, K. E., ALMEIDA, R. A. & UCKER, F. E. Utilização de plantas de bambu no tratamento de esgoto sanitário pelo sistema de alagados construídos. *Rev. Elet. em Gestão, Educação e Tecnologia Ambiental*, Santa Maria, v. 10, n. 10, p. 2069-2080.2013

RAJAKUMAR, R.; MEENAMBAL, T.; SARAVANAN, P.M.; ANANTHANARAYANAN, P. Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor packed with pleated poly vinyl chloride rings. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v.103, n.1, p.116-122, 2012.

RANDALL, C.W.; BARNARD, J.L.; STENSEL, H. D. Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Lancaster: **Technology Publishing**, 1992.

RAPOSO, F., De la Rubia, M.A., Fernández-Cegrí, V., Borja, R. Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: an overview relating to methane yields and experimental procedures. **Renew. Sustain. Energy Rev.** 16, 861–877.2012

REINALDO, G. P. B.; BATISTA, R. O.; SILVA, P. C. M.; LEMOS FILHO, L. C. A.; FERREIRA NETO, M. SANTOS, D. B. Desempenho de sistema decanto-digestor com filtro biológico seguido por alagado construído e reator solar no tratamento de esgoto doméstico. **Ambi-Agua**, Taubaté, v. 7, n. 2, p. 62-74, 2012.

RICO, C. MUNOZ, N. FERNANDEZ, J. RICO, LUIZ. High-load anaerobic co-digestion of cheese whey and liquid fraction of dairy manure in a one-stage UASB process: Limits in co-substrates ratio and organic loading rate. **Chemical Engineering Journal**. Volume 262, 15 February, Pages 794-802. 2015

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

RITTMANN, B.E; MCCARTY, P. L. **Environmental Biotechnology: Principles and Application**. McGraw-Hill Book, New York, (2001).

RIZVI, H., AHMAD, N., ABBAS, F., BUKHARI, I. H., YASAR, A., Ali, S. Riaz, M. *Start-up of UASB reactors treating municipal wastewater and effect of temperature/sludge age and hydraulic retention time (HRT) on its performance. Arabian Journal of Chemistry*, 8(6), 780–786. doi:10.1016/j.arabjc.2013.12.016. 2015

ROCHE, M.M.G.; VILLAR, M.M.P; NODAL, P.M; MORALES, Y. C.D. **Humedales subsuperficiales horizontales en la depuración de aguas oleosas. Cinética de remoción de DQO.** AFINIDAD LXXIII, 573, Enero - Marzo 2016

RODRÍGUEZ, G E PAOLA. Y. **Comparação do desempenho de duas configurações de lodo ativado para redução de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio amoniacal total.** Universidad del Valle. 2015

ROLIM, H.O; CHAVES, J.R; , NUNES, A.B.A; SILVA FILHO, H.A; SANTOS, E.V.M. Qualidade Dos Efluentes De Sistemas De Tratamento Biológico Uasb E Uct Para Reúso Agrícola **Rev. Agro. Amb.**, v.9, n.2, p. 393-414, abr./jun. 2016

ROMERO-GUIZA, M,S. ALVAREZ, J,M. ASTALS, J,M, C. The effect of magnesium as activator and inhibitor of anaerobic digestion. **Waste Management.** Volume 56, October, Pages 137-142.2016

SALATI, E; SALATI FILHO, E; SALATI, E. **Utilização de sistemas de Wetlands Construídas para tratamento de águas.** 2009. 23 f. Instituto Terramax - Consultoria e Projetos Ambientais Ltda, Piracicaba, 2009.

SALATI, E; SALATI, E. F; SALATI, E. Utilização de Sistemas de Wetlands Construídos para Tratamento de Águas. **Biológico**, São Paulo, v.65, n.1/2, p. 113-116, jan/dez. 2003.

SALÉH, B.B; CAMPOS, C.M.M. Levantamento De Parâmetros Cinéticos De Unidade Laboratorial Tipo Uasb Tratando Efluentes Líquidos Do Processamento Via Úmida Do Fruto Do Cafeeiro. **GLOBAL SCIENCE AND TECHNOLOGY.** ., v. 03, n. 02, p.10 – 18, mai/ago. 2010

SALEH-LAKHA, S.; SHANNON, K.E.; HENDERSON, S.L.; GOYER, C.; TREVORS, J.T.; ZEBARTH, B.J.; BURTON, D.L. Effect of pH and temperature on denitrification gene expression and activity in *Pseudomonas mandelii*. **Applied and Environmental Microbiology**, v.75, n.12, p.3903–3911, 2009.

SANT'ANNA JUNIOR, G. L. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações.** 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2013. 424 p.

SANTOS, D. S. DUDA, R.M. OLIVEIRA, R.A. **Biogás Production In Uasb Reactor In Series Treating Vinasse And Filter Cake.** Simpósio de Tecnologia Ambiental e de Biocombustíveis. Ciência & Tecnologia: Fatec-JB, Jaboticabal, v. 10, p. 217-221, 2018.

SANTOS, S; C. **Sistemas de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico para águas residuárias**

de suinocultura: remoção de matéria orgânica de nutrientes e de coliformes. Dissertação – UNESP, Jaboticabal, SP, 2011.

SCHATTAUER, A., Abdoun, E., Weiland, P., Plöchl, M., & Heiermann, M. *Abundance of trace elements in demonstration biogas plants.* **Biosystems Engineering**, 108(1), 57–65. doi:10.1016/j.biosystemseng.2011

SCHULTZ, J. PINHEIRO, A. SILVA, J.D. Tratabilidade do lodo biológico têxtil e produção de biogás em reator UASB em diferentes temperaturas. **Eng. Sanit. Ambient.** vol.23 no.1 Rio de Janeiro Jan./Feb. 2018

SILVA, A.C.G; MEDEIROS, R.C; TREVISAN, G.M. Start-up de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (uasb) tratando efluente de indústria de laticínios. **R. gest. sust. ambient.**, Florianópolis, v. 7, n. 3, p.572-590, jul/set. 2018

SILVA, C.E. **Tratamento de Resíduos e Impactos Ambientais** - UFSM/CT/HDS. Universidade Federal de Santa Maria. 2015

SILVA, G.H.R & NOUR, E.A.A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: Sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v.9, n.2, p.268-275, 2005

SILVA, I.M; PONTES, M.L.F.C; LEITE, J.P.R; SANTOS, K.D. **Caracterização do efluente da estação de tratamento de esgoto – unidade mangabeira** – João Pessoa/PB. VII Congresso Brasileiro de Gestão Ambiental Campina Grande/PB –2016

SILVA, J.A. SILVA, G.H.R. **Partida De Uma Nova Configuração De Reator Compartimentado Anaeróbio/Aeróbio.** XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química. Florianópolis. Santa Catarina. 2014.

SILVA, J.A.; SILVA, G.H.R.; SARTI, A. Tratamento de esgoto sanitário de baixa carga utilizando reator compartimentado anaeróbio/aeróbio em escala piloto. **Eng Sanit Ambient** | v.22 n.3 | maio/jun | 539-549. 2017

SILVA; V. G; CAMPOS, C.M.M; SILVA, J.F; ALMEIDA, P.H; MARTINS, M.A. **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.** Ciênc. agrotec. vol.34 no.1 Lavras Jan./Feb. 2010

SINGH. V; SINGH R. P. AND PANDEY, N. D. Dynamic Performance of UASB Reactor Treating Municipal Wastewater. **International Journal of Applied Science-Research and Review (IJAS).** 2016

SOUSA, J. T.; VAN HAANDEL, A. C.; DA SILVA COSENTINO, P. R.; GUIMARÃES, A. V. A. Pós-tratamento de efluente de reator UASB utilizando sistemas “wetlands” construídos. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 4, n. 1, p. 87-91, 2000.

SOUTO, G.D.B. **Lixiviado de aterros sanitários brasileiros: estudo de remoção de nitrogênio amoniacal por processo de arraste com ar (“stripping”).** Tese (Doutorado em Engenharia) – Universidade de São Paulo, São Carlos.2009

SOUZA, R.C; ISOLDI, L.A; OLIZ, C.M. tratamento de esgoto doméstico por filtro anaeróbio com recheio de bambu. **Vetor**, Rio Grande, v.20, n.2, p. 5-19, 2010.

STAZI, V.; TOMEI, M. C. Enhancing anaerobic treatment of domestic wastewater: State of the art, innovative Technologies and future perspectives. **Science of the Total Environment**, v. 635, p. 78-91, 2018.

SUKUMARAN, D. Phytoremediation of heavy metals from industrial effluent using constructed wetland technology. **Applied Ecology and Environmental Sciences**. p. 92-97. 2013.

SURAMPALLI, R.Y.; TYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, Oxford, v.61, n.2, p.151-157, 1997.

TANNER,C.C; HEADLEY, J.S.P.S.R; YATES, C.R; STOTT. T. Constructed wetlands and denitrifying bioreactors for on-site and decentralised wastewater treatment: Comparison of five alternative configurations. **Ecological Engineering**. Volume 42, May, Pages 112-123. 2012

TEMOTEO. M. G; SANTOS, V.M; FILHO, H.A.S; CHAVES, J.R. **Partida de reator em bateladas sequenciais nitrificante com condições atípicas da água residuária.** ABES - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. Congresso FENASAN. São Paulo. 2017.

TONETTI, A. L. FILHO, B.C. GUIMARÃES, J.R. FADINI, P.S. NICOLAU, C.E. Denitrification in a simple wastewater treatment system. **Eng Sanit Ambient** | v.18 n.4 | out/dez | 381-392. 2013

TONETTI, A. L. FILHO, B.C. NICOLAU, C.E; BARBOSA. M; TONON. D. Tratamento de esgoto e produção de água de reúso com o emprego de filtros de areia. **Eng Sanit Ambient** | v.17 n.3 | jul/set 2012

TONETTI, A. L; FILHO, B.C; GUIMARÃES, J.R; CRUZ, L.M.O; NAKAMURA, M.S. Avaliação da partida e operação de filtros anaeróbios tendo bambu como material de recheio. **Eng Sanit Ambient** | v.16 n.1 | jan/mar 2011

TOSCANI, Daniel Cruz. **Avaliação e Aplicação de Simulações Matemáticas para Definição de Regime Hidráulico e Constantes Cinéticas de Remoção de Matéria Orgânica em Reatores de Tratamento de Esgoto Sanitário**. 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental). Universidade Federal do Paraná, Curitiba. 201

TRÉ,M S., & MAGALHÃES DIAS FRINHANI, E. **Tratamento de efluente de frigorífico de aves utilizando tratamento físico-químico com coagulante à base de tanino e processos biológicos anaeróbio e aerado**. Seminário De Iniciação Científica, Seminário Integrado De Ensino, Pesquisa E Extensão E Mostra Universitária. 2015

TREIN, C. N.; PELISSARI, C.; HOFFMANN, H.; PLATZER, C. J.; SEZERINO, P. H. Tratamento descentralizado de esgotos de empreendimento comercial e residencial empregando a ecotecnologia dos wetlands construídos. **Ambiente Construído**, Porto Alegre,v. 15, n. 4, p. 351-367, out./dez. 2015.

TURCI, L.F.R. MENEZES, L.C.C. MOURA, R.B. **Caracterização Do Efluente Gerado No Campus Poços De Caldas Da Universidade Federal De Alfenas**. **ABES** - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental AESABESP - Associação dos Engenheiros da Sabesp.FENASAN 2017.

TURKDOGAN-AYDINOL, F. I, Comez S, Bayhan H. Performance evaluation and kinetic modeling of the start-up of a UASB reactor treating municipal wastewater at low temperature. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 34, n. 2, p. 153-162, 2011.

UCKER, F. E.; ALMEIDA, R. A.; KEMERICH, P. D. C. Remoção de nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário em um sistema de alagados construídos utilizando o capim vetiver. **Ambi-Agua**, Taubaté, v. 7, n. 3, p. 87-98, 2012.

USEPA, **Constructed wetlands treatment of municipal wastewaters**. United States Environmental Protection Agency. 154 p., 2010.

USEPA, **Constructed wetlands treatment of municipal wastewaters**. United States Environmental Protection Agency. 154 p., 2011.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G.O. **Comportamento do sistema de lodos ativados**. Campina Grande: EPGRAF. 1999.

VAN HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para países de clima quente**, Campina Grande: Epgraf, 1994.

VAN LOOSDRECHT, *M.C.M.*, and JETTEN, *M.S.M.* Microbiological conversions in nitrogen removal. **Water Science and Technology** 38: 1-7. 1998

VAZOLLER, R.F. Microbiologia e Saneamento Ambiental - Diversidade Microbiana e Desenvolvimento Sustentável. In: PADCT-FTPT “André Tosello”: “**Biodiversidade: perspectivas e oportunidades tecnológicas**”. 1995.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um Reator UASB Submetido a Diferentes Condições Operacionais Tratando Esgotos Sanitários do Campus da UFRJ** [Rio de Janeiro. 2005.

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

VON SPERLING, M. **Introdução a qualidade das águas e ao tratamento de esgotos: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 4. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2014.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgoto**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1996b. v. 2, 211p.

VON SPERLING, M.; PAOLI, A. C. First-order COD decay coefficients associated with different hydraulic models applied to planted and unplanted

horizontal subsurface-flow constructed wetlands. **Ecological Engineering**, v. 57, p. 205-209, 2013.

VYMAZAL, J. Constructed wetlands for treatment of industrial wastewaters: A review. **Ecological Engineering**, v.73, n.1, p.724–751, 2014.

VYMAZAL, J. Removal of nutrients in various types of constructed wetlands. **Science of the Total Environment**. n.380, p.48–65, 2007.

VYMAZAL, J.; KRÖPFELOVÁ, L. Multistage Hybrid Constructed Wetlands for Enhanced Removal of Nitrogen. **Ecological Engineering**. n.84, p.202-208, jul/set. 2015.

VYMAZAL, J; KROPFELOVÁ, L. **Wastewater treatment in constructed wetlands with horizontal sub-surface flow**. Republica Tcheca, 579 p. 2008.

WU, J. NIU, Q. HU, Y. MRIBET, C. HOJO, T. LI, Y, Y. A gradual change between methanogenesis and sulfidogenesis during a long-term UASB treatment of sulfate-rich chemical wastewater. **Science of The Total Environment**. Volume 636, 15 September, Pages 168-176. 2018

XU, Z.; X; CHA, X. Effect of influent pH on biological denitrification using biodegradable PHBV/PLA blends as electron donor. **Biochemical Engineering Journal**. Volume 131, 15 March, Pages 24-30. 2018

YANG, S.; YANG, F.; FU, Z.; WANG, T.; LEI, R. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal by a novel sequencing batch moving bed membrane bioreactor for wastewater treatment. **Journal of Hazardous Materials**, v. 175, n. 1-3, p. 551-557. 2010

YENIGUN, O; DEMIREL, B. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. **Process Biochemistry**. 48 3001 – 911. 2013

YUE, X., YU, G., LIU, Z., TANG, J., LIU, J. Effect of dissolved oxygen on nitrogen removal and the microbial community of the completely autotrophic nitrogen removal over nitrite process in a submerged aerated biological filter.. Volume 254, , Pages 67-74 April 2018

ZOPPAS, F.M.; Bernardes, A.M.; Meneguzzi, A. Parâmetros operacionais na remoção biológica de nitrogênio de águas por nitrificação e desnitrificação simultânea. **Eng Sanit Ambient** | v.21 n.1 | jan/mar 2016 | 29-42

ZOU, Liu, H. Bai, J. Lee, D.D. Sun, A low-energy forward osmosis process to produce drinking water, **Energy & Environmental Science** 4 2582–2585. 2012

ZUNTINI, A.S. RODRIGUES, C.M. ARANTES, E. J. **Verificação da eficiência na partida de um reator uasb para o tratamento de esgoto sanitário em uma universidade**. XI Fórum Ambiental da Alta Paulista, v. 11, n. 8, pp. 139-150. 2015

APÊNDICES

Apêndice 1. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para pH

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	7,69	± 0,34	7,71 B	8,16	± 0,25	8,16 BC	7,05	± 1,05	7,06 B	6,78	± 1,14	6,70 B	7,24	± 0,67	7,31 B
FASE II	7,90	± 0,16	7,91 B	8,08	± 0,16	8,10 B	6,33	± 1,18	6,00 B	6,06	± 1,36	5,57 B	7,13	± 0,57	7,15 B
FASE III	7,93	± 0,28	7,92 B	8,13	± 0,34	8,25 B	6,79	± 1,04	6,64 B	6,81	± 1,03	6,67 B	7,07	± 0,46	6,87 B
FASE IV	8,34	± 0,22	8,37 A	8,36	± 0,11	8,34 A	8,41	± 0,14	8,42 A	8,49	± 0,16	8,52 A	8,29	± 0,25	8,30 A
FASE V	8,85	± 0,32	8,85 A	8,69	± 0,07	8,80 A	8,96	± 0,31	8,84 A	9,00	± 0,27	8,94 A	8,99	± 0,30	8,99 A

Fase (1) média composta por 37 dados; Fase (2) média composta por 18 dados; Fase (3) média composta por 20 dados Fase (4) média composta por 21 dados Fase (5) média composta por 20 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, Teste estatístico não significativo a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em **log** . Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 2: Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Alcalinidade Básica, Alcalinidade Total, Ácidos Voláteis Totais e Relação AI/AP

FASES	Entrada								
	AB			AT			AVT		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	177	± 177	148 B	269	± 269	209 BC	159	± 159	111 C
FASE II	110	± 39	121 B	157	± 53	163 C	71	± 68	47 D
FASE III	180	± 135	166 B	292	± 121	278 B	221	± 176	129 C
FASE IV	272	± 85	255 A	468	± 84	462 A	413	± 81	421 A
FASE V	241	± 57	246 A	374	± 21	417 A	253	±110	280 B

Continuação do Apêndice 2

FASES	UASB									AI/AP
	AB			AT			AVT			AI/AP
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Média
FASE I	205	± 205	168	264	± 264	209	99	± 99	58	0,28 A
FASE II	129	± 63	119	162	± 71	153	46	± 36	35	0,24 A
FASE III	213	± 86	216	307	± 99	307	178	± 143	140	0,20 A
FASE IV	315	± 49	320	470	± 58	480	306	± 110	333	0,18 A
FASE V	253	± 103	264	386	± 100	397	262	± 73	280	0,18 A

Fase (1) média composta por 37 dados; Fase (2) média composta por 18 dados; Fase (3) média composta por 20 dados Fase (4) média composta por 21 dados Fase (5) média composta por 20 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significativa a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 3. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Demanda biológica de Oxigênio

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	245	± 109	241 A	150	± 65	125 A	127	± 63	117 A	113	± 60	103 A	88	± 51	83 A
FASE II	190	± 27	195 A	194	± 45	118 A	115	± 41	88 A	93	± 26	75 A	77	± 10	43 A
FASE III	202	± 163	157 A	125	± 180	63 A	87	± 114	47 A	78	± 86	47 A	54	± 57	32 A
FASE IV	235	± 50	55 A	165	± 55	150 A	87	± 39	83 A	68	± 42	55 A	40	± 22	37 A
FASE V	177	± 55	49 A	103	± 49	88 A	77	± 39	65 A	48	± 29	33 A	44	± 23	43 A

Fase (1) média composta por 37 dados; Fase (2) média composta por 18 dados; Fase (3) média composta por 20 dados Fase (4) média composta por 21 dados Fase (5) média composta por 20 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significante a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹. Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 4. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Demanda Química de Oxigênio Bruta

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	959	± 363	982 A	845	± 362	814 A	811	± 413	868 A	760	± 180	762 A	109	± 178	106 A
FASE II	1050	± 245	1028 A	864	± 173	843 A	706	± 182	711 A	591	± 182	559 A	54	± 18	43 B
FASE III	1192	± 527	1122 A	928	± 307	967 A	718	± 210	679 A	577	± 208	561 AB	73	± 20	72 AB
FASE IV	1125	± 226	1084 A	832	± 155	783 A	663	± 133	671 A	455	± 121	443 AB	55	± 16	51 B
FASE V	1067	± 201	1098 A	915	± 185	823 A	726	± 184	663 A	543	± 172	457 B	60	± 13	60 B

Fase (1) média composta por 37 dados; Fase (2) média composta por 18 dados; Fase (3) média composta por 20 dados Fase (4) média composta por 21 dados Fase (5) média composta por 20 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significativa a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹ Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 5. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Demanda Química de Oxigênio Filtrada

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	897	± 386	880 A	757	± 324	736 A	619	± 318	600 A	593	± 319	555 AB	101	± 42	104 A
FASE II	845	± 426	955 A	791	± 348	737 A	671	± 305	637 AB	573	± 137	533 AB	65	± 161	48 B
FASE III	811	± 412	762 A	671	± 323	679 A	557	± 248	519 AB	418	± 110	420 BC	57	± 147	48 B
FASE IV	760	± 359	916 A	573	± 336	645 A	418	± 222	483 B	332	± 121	330 C	38	± 130	35 B
FASE V	872	± 42	887 A	676	± 38	686 A	514	± 26	542 AB	345	± 11	328 BC	48	± 15	50 B

Fase (1) média composta por 37 dados; Fase (2) média composta por 18 dados; Fase (3) média composta por 20 dados Fase (4) média composta por 21 dados Fase (5) média composta por 20 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significativa a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹ Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 6. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Sólidos Totais e Sólidos Suspensos.

FASES	Entrada				UASB				FBA's			
	ST	SS	ST	SS	ST	SS	ST	SS	ST	SS	ST	SS
	Méd. D P	Méd. D P	Mn	Mn	Méd. D P	Méd. D P	Mn	Mn	Méd. D P	Méd. D P	Mn	Mn
FASE I	543 ± 260	134±223	454 AB	65 A	474 ± 142	71±114	443 A	45 A	555 ± 134	352 ± 183	528 A	55 A
FASE II	424 ± 128	99±+97	190 B	102 A	412 ± 158	84±136	194 AB	47 A	462 ± 120	251 ± 104	160 AB	29 A
FASE III	413 ± 138	62±63	406 B	43 A	366 ± 98	66±56	375 B	40 A	524 ± 131	328 ± 72	513 AB	67 A
FASE IV	587 ± 170	123±172	377 A	82 A	516 ± 188	48±100	272 A	75 A	458 ± 125	152 ± 77	199 BC	64 A
FASE V	533 ±164	97±78	485 AB	94 A	456 ± 131	65±120	209 AB	75 A	402 ± 101	105 ± 28	118 C	79 A

Continuação do Apêndice 6

FASES	Decantador				SAC			
	ST	SS	ST	SS	ST	SS	ST	SS
	Méd. D P	Méd. D P	Mn	Mn	Méd. D P	Méd. D P	Mn	Mn
FASE I	561 ± 242	73±230	533 A	33 A	513 ± 155	46±160	510 A	62 B
FASE II	461 ± 110	31±60	244 AB	28 A	356 ± 131	90±111	340 B	84 B
FASE III	520 ± 128	83±113	545 AB	46 A	439 ± 120	204±87	423 A	200 A
FASE IV	439 ± 69	12±120	140 AB	40 A	412 ± 71	303±77	405 A	299 A
FASE V	385 ± 88	40±56	105 B	37 A	369 ± 93	287±87	373 B	293 A

Fase (1) média composta por 37 dados; Fase (2) média composta por 18 dados; Fase (3) média composta por 20 dados Fase (4) média composta por 21 dados Fase (5) média composta por 20 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significante a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹ Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 7. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Nitrogênio Total JKjedhal

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	42,6	± 11	42,35 BC	34,9	± 9	34,65 AB	13,5	± 12	9,24 B	12,2	± 12	8,47 B	6,9	± 6	4,62 B
FASE II	34,5	± 10	35,42 C	28,2	± 4	29,26 B	11,4	± 6	10,01 AB	7,2	± 4	5,39 B	4,2	± 3	4,62 AB
FASE III	47,1	± 13	50,82 AB	34,2	± 8	34,65 AB	22,1	± 7	23,87 A	13,5	± 5	14,63 AB	5,6	± 3	5,39 AB
FASE IV	57,1	± 6	59,29 A	43,0	± 7	42,735 A	34,4	± 6	34,65 A	26,3	± 5	26,18 A	14,9	± 6	13,86 A
FASE V	47,0	± 5	46,2 ABC	36,5	± 5	36,96 AB	29,8	± 6	27,72 A	26,0	± 5	27,72 A	14,5	± 6	11,55 A

Fase (1) média composta por 18 dados; Fase (2) média composta por 10 dados; Fase (3) média composta por 9 dados Fase (4) média composta por 10 dados Fase (5) média composta por 10 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significativa a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹ Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 8. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Nitrato

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	0,1	± 0,03	0,1 B	0,2	± 0,12	0,1 B	2,9	± 1,5	3,3 B	2,8	± 2	3,0 B	2,4	± 2	1,9 B
FASE II	2,7	± 2	1,6 A	2,9	± 2	3,1 A	58,2	± 38	57,2 A	43,8	± 40	39,2 A	30,3	± 32	25,5 A
FASE III	0,6	± 0,33	1,9 A	0,7	± 0,5	0,9 A	54,2	± 17	38,2 A	48,3	± 14	33,2 A	42,3	± 10	28,6 A
FASE IV	0,5	± 0,02	0,5 A	0,9	± 0,3	0,8 A	33,1	± 14	38,7 A	29,6	± 15	35,2 A	28,5	± 17	29,3 A
FASE V	0,5	± 0,02	0,4 A	0,7	± 0,5	0,5 AB	5,9	± 5	4,9 B	3,7	± 3	3,9 B	3,3	± 3	2,2 B

Fase (1) média composta por 15 dados; Fase (2) média composta por 10 dados; Fase (3) média composta por 10 dados Fase (4) média composta por 10 dados Fase (5) média composta por 10 dados * Teste Estatístico não paramétrico de Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significativa a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹ Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana

Apêndice 9. Tabela referente as 5 fases do experimento com média entre as fases, desvio padrão, mediana para Fósforo

FASES	Entrada			UASB			FBA's			Decantador			SAC		
	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn	Méd	DP	Mn
FASE I	7,7	± 2	7,55 A	6,8	± 2	6,72 A	6,2	± 1	6,19 AB	6,3	± 2	5,99 A	3,6	± 1	4,21 A
FASE II	8,8	± 3	8,56 A	6,4	± 1	6,81 A	5,1	± 1	5,13 AB	4,7	± 1	5,11 A	4,2	± 0,7	4,16 A
FASE III	6,6	± 2	6,59 A	5,3	± 1	5,78 A	4,2	± 1	4,22 B	4,6	± 1	4,28 A	3,7	± 1	3,19 A
FASE IV	8,1	± 0,7	7,89 A	6,3	± 1	5,99 A	5,4	± 1	5,23 AB	4,7	± 0,8	4,61 A	4,8	± 1	5,23 A
FASE V	7,8	± 2	7,24 A	7,1	± 2	7,06 A	5,7	± 2	5,46 AB	5,2	± 2	5,11 A	4,6	± 1	5,05 A

Fase (1) média composta por 15 dados; Fase (2) média composta por 10 dados; Fase (3) média composta por 10 dados Fase (4) média composta por 11 dados Fase (5) média composta por 11 dados * Teste Estatístico não paramétrico Kruskal Wallis *com significância nível de 5 %*, N.S Teste estatístico não significativa a nível de 5 %. Mesma letra não difere significativa entre fases. Letras Diferentes, diferem entre fases dentro da mesma unidade. Concentrações em mg L⁻¹ Méd-média; Dp, Desvio Padrão; Mn, Mediana