

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL



María Butrón Sevillano

**INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA SOBRE O
DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

VITÓRIA

2018

María Butrón Sevillano

**INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA SOBRE O
DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal do Espírito Santo como requisito parcial para a obtenção do título de mestre em Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. D.Ing. Ricardo Franci Gonçalves.

Co-orientadora: Prof^a. D.Sc. Raquel Machado Borges.

VITÓRIA

2018

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Central da Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)
Bibliotecária: Maria Aparecida da Costa Pereira Akabassi–CRB6/ES-430

B986i Butrón Sevillano, María, 1992-
Influência do tempo de detenção hidráulica sobre o
desempenho de um reator anaeróbio compartimentado tratando
esgoto sanitário / María Butrón Sevillano. – 2018.
124 f. : il.

Orientador: Ricardo Franci Gonçalves.
Coorientador: Raquel Machado Borges.
Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) –
Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Digestão anaeróbia. 2. Águas residuais. 3. Lodo residual.
4. Hidráulica. I. Gonçalves, Ricardo Franci. II. Borges, Raquel
Machado, 1975-. III Universidade Federal do Espírito Santo.
Centro Tecnológico. IV. Título.

CDU: 628



UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA SOBRE O DESEMPENHO DE UM REATOR ANERÓBIO COMPARTIMENTADO TRATANDO DE ESGOTO SANITÁRIO

Maria Butron Sevillano

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Ricardo Franci Gonçalves
Orientador - PPGEA/CT/UFES

Prof. Dr. Raquel Machado Borges
Coorientadora - IFES

Prof. Dr. Sérgio Túlio Casini
Examinador Interno – PPGEA/UFES

Prof. Dr. Luciano Matos Queiroz
Examinador Externo – DEA/UFBA

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO

Vitória-ES, 09 de março 2018.

Dedico esta dissertação aos meus pais, Jorge e Gina, pelo apoio incondicional em todo momento da minha vida.

*“A veces sentimos que lo que
hacemos es tan solo una gota en el
mar, pero el mar sería menos si le
faltara una gota”*

(Madre Teresa de Calcuta)

AGRADECIMENTOS

Quero expressar meus sinceros agradecimentos

A Deus por tudo o que tenho e me permitir realizar o mestrado neste país maravilhoso.

Aos meus pais, Jorge e Gina, e meu irmão Diego, pois sem o apoio e o carinho deles eu não estaria neste momento aqui. Eles quem me motivaram cada dia a continuar mesmo a pesar de todos os problemas.

Ao meu orientador, Ricardo Franci Gonçalves, pela oportunidade de ser parte do grupo de pesquisa Núcleo Água, a oportunidade de saber o que é fazer um mestrado fora do país o que me fez crescer tanto como pessoa como profissionalmente, e sobre tudo a paciência que sempre teve comigo.

A minha coorientadora Raquel Machado, pela pessoa incrível que ela é, pelo incentivo, tempo e boa vontade de me ensinar e aconselhar muito.

A Oscar, por ser aquela pessoa que esteve sempre comigo nos bons e maus momentos.

À as meninas Araçás: Tatiana, Gabriela, Larissa, Ludmilla, Karina, Nattália, Regiane, Carol pelo apoio e amizade durante a realização da pesquisa e pelas ensinanzas de trabalhar em equipe.

A Solaine, Gustavo, Sergio, Oss e todo o pessoal do Núcleo água e LABSAN pelo apoio e dedicação do tempo nos momentos que eu precisei de ajuda.

A Fabio, Jossemir, Mariana, Marcele, Cleiton e todo o pessoal da CESAN e Vila Vella Ambiental que sempre foram muito amáveis.

Ao Flavio, Jairo, e o pessoal do Laboratório de Ultraestrutura Celular Carlos Alberto Redins da Universidade Federal de Espírito Santo por me ajudar com as análises de MEV.

À galera “gringa” que passaram a ser minha família no Brasil: Alejandra, Valeria, Flor, Dabo, Rodrigo, Cleidson e Tamara pela amizade, apoio, troca de experiências e todos os momentos que só nós sabemos.

À OEA-Grupo Coimbra, CAPES e à Universidade Federal de Espírito Santo- Departamento de Engenharia Ambiental pela oportunidade de realização do mestrado.

Aos que contribuíram na coleta de Lodo anaeróbio.

A todos que puderam ajudar ativa ou passivamente com a pesquisa.

A todos muito obrigada, muchisimas gracias.

RESUMO

O Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC) tem sido uma interessante alternativa para o tratamento de esgoto doméstico por possuir baixos custo de implantação e operação. Esta pesquisa avaliou o comportamento da biomassa e o desempenho de um reator anaeróbio compartimentado (RAC) dotado de três compartimentos independentes de 1,6 m³ cada, sob diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH). Durante 237 dias, o reator foi operado sob os TDH de 13, 10, 8 e 6 horas, sendo cada etapa com duração de dois meses. As cargas orgânicas volumétricas aplicadas nos TDH de 13, 10, 8 e 6 horas foram de 0,76, 0,73, 0,99 e 1,34 kgDQO_{total}/m³.d, enquanto as cargas orgânicas biológicas aplicadas nos mesmos TDH foram de 0,14, 0,07, 0,11 e 0,16 KgDQO_{total}/KgSVT.d, respectivamente. O monitoramento do RAC foi realizado por meio das análises temperatura, pH, alcalinidade, sólidos totais, sólidos fixos e voláteis, sólidos suspensos, sólidos sedimentáveis, DQO (filtrada e total), fósforo total, NTK para fase líquida e sólidos (totais, voláteis e fixos), índice volumétrico (IVL), granulometria, microscopia eletrônica de varredura (MEV) e atividade metanogênica específica (AME) para a fase sólida. As eficiências de remoção da DQO_{total} do RAC em cada TDH foram: 51%, 44%, 41% e 39% para cada TDH, de forma decrescente respectivamente. Em termos de DQO filtrada, o RAC apresentou eficiências de 35%, 43%, 38% e 37% para os mesmos TDH. Esses resultados sugerem que o aumento da vazão ao longo das etapas traz prejuízos ao desempenho do tratamento da fase líquida em termos de DQO_{total}. Além disso, observou-se uma redução brusca na concentração de sólidos totais e sólidos voláteis das torneiras inferiores dos primeiros compartimentos devido ao arraste da biomassa de um compartimento para outro juntamente com o efluente, demonstrado por meio do perfil de sólidos. Os resultados dos ensaios de Atividade Metanogênica Específica (AME) indicaram uma estratificação da biomassa em razão do deslocamento desta à medida que o TDH foi reduzido.

Palavras chaves: Digestão anaeróbia; Esgoto sanitário; Manta de lodo; Reator anaeróbio compartimentado; Tempo de detenção hidráulica.

ABSTRACT

The Anaerobic baffled reactor (ABR) has been an interesting alternative for the treatment of domestic sewage due to its low implantation and operation costs. This study evaluated the behavior of sludge and the performance of an ABR, with three 1.6 m³ independent compartments, under different hydraulic retention times (HRT). During 237 days, the ABR was operated under HRT of 13, 10, 8 e 6 hours, each stage lasting two months. The organic loading rates applied were 0.76, 0.73, 0.99 and 1.34 kg COD_{total}/m³.d and biological organic loads applied were 0.14, 0.07, 0.11 and 0.16 KgCOD_{total}/KgVTS.d, for 13, 10, 8 and 6 hours of HRT, respectively. The ABR was monitored in terms of temperature, pH, alkalinity, total solids, fixed and volatile solids, suspended solids, sedimentable solids, COD (filtered and total), total phosphorus, NTK for liquid phase, as well as by solids profile (total, volatile and fixed), sludge volumetric index (SVI), granulometry, scanning electron microscopy (SEM) and sludge methanogenic activity (SMA) for the solid phase. The total COD removal efficiency was 51%, 44%, 41% and 39% for HRT of 13, 10, 8 e 6 hours, respectively. In terms of soluble COD, ABR presented efficiencies of 35%, 43%, 38% and 37% for the same HRT. The results obtained suggest that the ABR performance decreasing, specially in terms of total COD, is associated to the flowrate increasing. In addition, through the solids profile monitoring, it was also observed a sludge washout from the first compartment to the second and third ones. The Specific Methanogenic Activity (SMA) results indicate a biomass stratification, due to a biomass displacement, as the HRT was decreased.

Keywords: Anaerobic digestion; Sewage; Sludge, Anaerobic baffled reactor; Hydraulic retention time.

LISTA DE SIGLAS, ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

ABR	Anaerobic Baffed Reactor (RAC)
AGV	Ácidos graxos voláteis
AME	Atividade metanogênica específica
CESAN	Companhia Espírito Santense de Saneamento
CH ₄	Metano
CO ₂	Dióxido de carbono
ETE	Estação de tratamento de esgoto
FINEP	Financiadora de Estudos e Pesquisas
IVL	Índice volumétrico de lodo
h	horas
H ₂ S	Sulfeto de hidrogênio
MEV	Microscopia eletrônica de varredura
NH ₃	Amônia
NH ₄ ⁺	Íon amônio
NO ₂ ⁻	Íon nitrito
NO ₃ ⁻	Íon nitrato
NTK	Nitrogênio total kjeldahl
pH	Potencial hidrogeniônico
Q	Vazão
Q _{max}	Vazão máxima

Qmin	Vazão mínima
RAC	Reator anaeróbio compartimentado
RPM	Rotação por minuto
ST	Sólidos totais
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
SV	Sólidos voláteis totais
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UFES	Universidade Federal de Espírito Santo

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1- ROTAS METABÓLICAS E MICRORGANISMOS ENVOLVIDOS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA	26
FIGURA 2- REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO (RAC)	29
FIGURA 3- REPRESENTAÇÃO DA DIVISÃO DOS MÉTODOS DE MEDIÇÃO DE BIOGÁS.....	37
FIGURA 4- DETERMINAÇÃO GRÁFICA DA TAXA MÁXIMA DE PRODUÇÃO DE METANO	38
FIGURA 5- ESQUEMA DE DOIS APARATOS EXPERIMENTAIS PARA LAVAGEM DO BIOGÁS E MEDIÇÃO DO VOLUME DE METANO PRODUZIDO.....	40
FIGURA 6- REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DOS COMPONENTES BÁSICOS DO MEV	43
FIGURA 7- FOTO AÉREA DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTO DE ARAÇÁS.....	44
FIGURA 8- ESCALA PILOTO PARA O TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO ...	45
FIGURA 9- REATOR RAC EM ESCALA PILOTO.....	47
FIGURA 10- MEIOS DE SUPORTES PRESENTES NO COMPARTIMENTO 3	48
FIGURA 11- VISTA LATERAL DO RAC	49
FIGURA 12- A) PONTO DE AMOSTRAGEM E MEDIÇÃO DE VAZÃO DO EFLUENTE DO RAC.....	50
FIGURA 13- TESTE DO ÍNDICE VOLUMÉTRICO DO LODO	56
FIGURA 14- FLUXOGRAMA DE AVALIAÇÃO DA ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) E BIODEGRADABILIDADE ANAERÓBIA.....	58
FIGURA 15- INCUBAÇÃO DOS FRASCOS DE REAÇÃO A 35°C	59
FIGURA 16- MICROSCÓPIO ELETRÔNICO DE VARREDURA (JOEL JSM-6610L) .	63
FIGURA 17- AMOSTRA DE LODO DO RAC EM LAMÍNULA	64
FIGURA 18- GRADIENTE DE ÁLCOOL PARA DESIDRATAÇÃO DAS AMOSTRAS.	64
FIGURA 19- A) METALIZADOR PARA COBRIR AS AMOSTRAS COM OURO, B) VISTA INTERNA DO METALIZADOR	65

FIGURA 20- VAZÃO DO AFLUENTE AO REATOR DURANTE AS QUATRO ETAPAS	66
FIGURA 21- SÉRIE HISTÓRICA DAS CARGAS ORGÂNICAS VOLUMÉTRICAS APLICADAS E REMOVIDAS NO RAC	72
FIGURA 22- VALORES DE DQO _{TOTAL} NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SERIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT.....	72
FIGURA 23- SÉRIE HISTÓRICA DA DQO _{TOTAL} E DQO _{FILTRADA} DO EFLUENTE.....	73
FIGURA 24- VALORES DE PH DA FASE LÍQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SÉRIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	74
FIGURA 25- VALORES DE TEMPERATURA DA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SÉRIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	76
FIGURA 26- VALORES DE TURBIDEZ DA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SÉRIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT.....	77
FIGURA 27- VALORES DE SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS NO EFLUENTE NAS DIFERENTES ETAPAS A) SERIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	77
FIGURA 28- VALORES DE FÓSFORO TOTAL DA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SERIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	78
FIGURA 29- VALORES DE NTKDA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SERIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	79
FIGURA 30- VALORES DE ST DA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SÉRIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	80
FIGURA 31- VALORES DE SST DA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SÉRIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	81
FIGURA 32- VALORES DE SSV DA FASE LIQUIDA NAS DIFERENTES ETAPAS. A) SERIE HISTÓRICA; B) GRÁFICO BOX-PLOT	82
FIGURA 33- SÉRIE HISTÓRICA DO TEOR DE SÓLIDOS TOTAIS (A) E SÓLIDOS VOLÁTEIS (B) DAS AMOSTRAS DAS TORNEIRAS INFERIORES DO RAC DURANTE AS ETAPAS AVALIADAS.....	83
FIGURA 34 – RELAÇÃO SV/ST DO LODO NO RAC	84
FIGURA 35- RELAÇÃO ENTRE MASSA DE LODO (SV) E SST DO EFLUENTE	87

FIGURA 36- IVL DAS 3 TORNEIRAS INFERIORES DURANTE AS 4 ETAPAS.....	89
FIGURA 37- DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO LODO NAS DIFERENTES TORNEIRAS E ETAPAS	91
FIGURA 38- AME E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE POR ETAPAS.....	94
FIGURA 39- RELAÇÃO ENTRE A PRODUÇÃO DE BIOGÁS E A CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA.....	97
FIGURA 40- DIAGRAMA DE SANKEY DO BALANÇO DE MASSA DO LODO EM TERMOS DE DQO (KG/D) NA ETAPA 1	99
FIGURA 41- DIAGRAMA DE SANKEY DO BALANÇO DE MASSA DE LODO EM TERMOS DE DQO (KG/D) NA ETAPA 2.....	99
FIGURA 42- DIAGRAMA DE SANKEY DO BALANÇO DE MASSA DO LODO EM TERMOS DE DQO (KG/D) NA ETAPA 3.....	100
FIGURA 43- DIAGRAMA DE SANKEY DO BALANÇO DE MASSA DO LODO EM TERMOS DE DQO (KG/D) NA ETAPA 4.....	100
FIGURA 44- MEV DO LODO ANAERÓBIO DO RAC	102

LISTA DE TABELAS

TABELA 1- REAÇÕES ACETOGÊNICAS	24
TABELA 2- VANTAGENS E DESVANTAGENS DO REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO	30
TABELA 3- APLICAÇÃO DO REATOR RAC PARA DIFERENTES TIPOS DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS E SOB DIFERENTES CONDIÇÕES OPERACIONAIS.	31
TABELA 4- PRINCIPAIS PARÂMETROS DE REATORES RAC	32
TABELA 5- INTERPRETAÇÃO APROXIMADA DO RESULTADO DO ÍNDICE VOLUMÉTRICO DO	34
TABELA 6- MODELO DE ENSAIO PARA DETERMINAÇÃO DA ATIVIDADE DE DIFERENTES GRUPOS TRÓFICOS EM UM REATOR ANAERÓBIO	40
TABELA 7- APLICAÇÕES DA TÉCNICA DA GARRAFA DE SORO PARA AME	41
TABELA 8- CARACTERÍSTICAS PRINCIPAIS DO REATOR RAC PILOTO	46
TABELA 9- ETAPAS DA PESQUISA.....	50
TABELA 10- CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO RAC PARA AS 4 ETAPAS.....	51
TABELA 11- PROGRAMA DE MONITORAMENTO DO REATOR RAC	53
TABELA 12- VALOR MÉDIO DAS CONCENTRAÇÕES DOS PARÂMETROS DE ENTRADA E SAÍDA DO RAC.....	67
TABELA 13- SIGNIFICÂNCIA ESTATÍSTICA PARA AS ANÁLISES DO AFLUENTE EM CADA ETAPA.....	69
TABELA 14- SIGNIFICÂNCIA ESTATÍSTICA PARA AS ANÁLISES DO EFLUENTE EM CADA ETAPA.....	70
TABELA 15- PERFIL DE SÓLIDOS PARA AS CONCENTRAÇÕES MÉDIAS DE ST E SV NAS 4 ETAPAS	84
TABELA 16- VALORES MÉDIOS DE IVL NO REATOR RAC.....	89
TABELA 17- RESULTADOS DAS MÉDIAS PARA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO LODO DA TORNEIRA 1.....	90
TABELA 18- RESULTADOS DAS MÉDIAS PARA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO LODO DA TORNEIRA 3.....	92

TABELA 19- RESULTADOS DAS MEDIAS PARA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO LODO DA TORNEIRA 5.....	92
TABELA 20- RESULTADOS DA ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE.	93
TABELA 21- VALORES MÉDIO DE AME DE LODO ANAERÓBIO	95
TABELA 22- PERDAS DE CH ₄ EM REATORES ANAERÓBIOS TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO.....	96
TABELA 23- VALORES DE PRODUÇÃO TEÓRICA DE BIOGÁS ENCONTRADOS EM OUTROS TRABALHOS.....	97
TABELA 24- COMPARAÇÃO DE DADOS DQO BIOGÁS DO RAC NAS DIFERENTES ETAPAS	101

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	19
2.	OBJETIVOS.....	21
2.1	OBJETIVO GERAL.....	21
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	21
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	22
3.1	PRINCIPIOS BÁSICOS DE DIGESTÃO ANAERÓBIA.....	22
3.2	FATORES AMBIENTAIS ENVOLVIDOS NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA.....	26
3.3	REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO – RAC	28
3.3.1	<i>Parâmetros operacionais do RAC.....</i>	32
3.4	CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA	33
3.5	ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE	35
3.6	MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA (MEV)	42
4.	METODOLOGIA	44
4.1	LOCALIZAÇÃO DA PESQUISA.....	44
4.1.1	<i>ETE Piloto</i>	45
4.2	REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO (RAC).....	46
4.3	OPERAÇÃO E CONTROLE DO REATOR RAC	49
4.3.1	<i>Partida do reator.....</i>	49
4.3.2	<i>Etapas da pesquisa</i>	50
4.3.3	<i>Controle de parâmetros operacionais</i>	50
4.4	MONITORAMENTO DO REATOR RAC	51
4.4.1	<i>Caracterização da biomassa no RAC.....</i>	54
4.5	ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE	57
4.6	BALANÇO DE MASSA EM TERMOS DE DQO.....	61
4.7	MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA.....	63
4.8	ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS	65
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	66
5.1	DESEMPENHO DO TRATAMENTO ANAERÓBIO.....	66

5.1.1	<i>Remoção da matéria orgânica</i>	71
5.1.2	<i>pH, temperatura, alcalinidade e turbidez</i>	74
5.1.3	<i>Remoção de nutrientes: nitrogênio e fósforo</i>	78
5.1.4	<i>Sólidos Totais</i>	79
5.1.5	<i>Sólidos Suspensos Totais</i>	80
5.2	PERFIL DE SÓLIDOS E IDADE DO LODO NO RAC	82
5.3	ÍNDICE VOLUMÉTRICO DO LODO (IVL).....	88
5.4	GRANULOMETRIA	90
5.5	ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE	93
5.6	CÁLCULO DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE BIOGÁS.....	96
5.7	BALANÇO DE MASSA DO LODO EM TERMOS DE DQO.....	98
5.8	MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA (MEV)	101
6.	CONCLUSÕES.....	103
7.	RECOMENDAÇÕES.....	105
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	106
9.	ANEXOS.....	115

1. INTRODUÇÃO

A presente pesquisa é parte integrante de um amplo projeto denominado “Soluções tecnológicas integradas para potencializar a geração de biocombustíveis em estações de tratamento de esgotos que utilizam processos a base de microalgas”, financiado pela Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP), por meio de seleção pública.

O mencionado projeto busca o estudo de novas tecnologias ou técnicas que possam melhorar a qualidade do saneamento básico, devido a que em muitos lugares de país o esgoto sanitário é despejado em rios e oceanos sem nenhum tratamento. Por outro lado, as grandes estações de tratamento de esgoto, consomem altos níveis de energia para poder ser eficientes o que colabora para o aquecimento global. Tudo isso, leva numa busca de desenvolver tecnologias compatíveis com as necessidades do país.

Nas últimas décadas tem sido desenvolvido os sistemas anaeróbios, os quais são capazes de suprir algumas desvantagens dos sistemas aeróbios, como menor consumo de energia e menor produção de lodo, o que resulta uma tecnologia atrativa para os países em desenvolvimento, ainda que possam apresentar uma qualidade menos satisfatória do efluente final, especialmente na parte de remoção de nutrientes e patógenos. O aspecto interessante deste tipo de reatores, é que geram biogás (produto da digestão anaeróbia), o qual é aproveitado e utilizado como suprimento energético, inclusive dentro da própria estação de tratamento onde ele é gerado (GONÇALVES *et al.*, 2000).

Os reatores anaeróbios de alta taxa são capazes de comportar uma grande quantidade de biomassa de alta atividade, que pode ser mantida no reator mesmo quando operado sob baixos tempos de detenção hidráulica (OLIVEIRA *et al.*, 2014) o que permite um melhor crescimento dos microrganismos e torna um tratamento biológico economicamente mais viável.

Existem varias configurações de reatores anaeróbios, alguns deles com parâmetros e modelos bem definidos como o reator UASB (Upflow Anaerobic

Sludge Blanket) o qual apresenta altas eficiências de remoção de matéria orgânica sendo utilizado em climas tropicais, mas existem alguns outros reatores que precisam de maiores estudos, como o reator anaeróbio compartimentado (RAC).

O reator anaeróbio compartimentado (RAC), resultante de uma modificação do reator UASB e o filtro anaeróbio, consiste em uma unidade de tratamento com várias chicanas verticais que forçam o afluente a se movimentar ascendente e descendente por densas mantas de lodo, permitindo maior contato entre o esgoto e os microrganismos presentes. Esta característica confere ao reator maior eficiência na degradação da matéria orgânica (particulada e solúvel) e tende a dificultar a perda de sólidos por arraste, diminuindo a incidência de choques orgânicos e hidráulicos. (PEREIRA *et al.*, 2010).

A principal característica do RAC com os outros reatores anaeróbios, é que pode estratificar processos de acidogênese e metanogênese dentro do reator, permitindo que distintos grupos de microrganismos atuem sob condições mais favoráveis (temperatura, pH) (Barber & Stuckey, 2000).

Com as características e vantagens do RAC mencionadas, têm sido feitas algumas pesquisas para diferentes tipos de águas residuais como esgoto doméstico ou resíduos de suinocultura com reatores a diferentes escalas (bancada, piloto, real).

Neste trabalho pretende-se avaliar a influência de diferentes tempos de detenção hidráulica sobre o desempenho de um Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC) em escala piloto tratando esgoto sanitário, bem como seus efeitos sobre o comportamento da biomassa.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

- Avaliar o desempenho e o comportamento da biomassa em um reator anaeróbio compartimentado (RAC) em escala piloto tratando esgoto sanitário submetido a diferentes condições operacionais.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar o desempenho do RAC sob diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH);
- Avaliar a dinâmica do lodo anaeróbio no RAC sob diferentes TDH;
- Avaliar o índice volumétrico do lodo (IVL) mediante testes de sedimentação da biomassa;
- Avaliar a atividade metanogênica específica (AME) da biomassa.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 PRINCÍPIOS BÁSICOS DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

Digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo de decomposição de material orgânico composto por várias reações sequenciais onde um consórcio de microrganismos atua de forma específica na ausência de oxigênio molecular. Os compostos orgânicos maiores como carboidratos, lipídeos e proteínas são transformados em compostos menores, presentes em forma de lodo biológico, líquido (efluente) e gases como metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂) e outros. (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Chernicharo (2007) as vias de degradação de matéria orgânica estão divididas em quatro etapas principais (Figura 1) conhecidas como: hidrólise, acidogênese, acetogênese, metanogênese e em alguns casos sulfatogênese. Ditos processos metabólicos são dados pela ação de 3 grupos principais de microrganismos: bactérias fermentativas, bactérias sintróficas e arqueas metanogênicas.

✓ **Hidrólise**

A primeira etapa da digestão anaeróbia consiste na hidrólise do material orgânico particulado, o qual é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular a traves da ação de exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas por meio de (poli) peptídeos para formar aminoácidos, os carboidratos se transformam em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e os lipídeos são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa de carbono (C₁₅ a C₁₇) e glicerina. Em muitos casos, a velocidade de hidrólise pode ser a etapa limitadora para todo o processo da digestão anaeróbia, isto é, a velocidade da conversão do material orgânico complexo para biogás, é limitada pela velocidade da hidrólise (CAMPOS, 1994).

A hidrólise dos polímeros acontece em condições anaeróbicas, e vários fatores podem afetar o grau em que o substrato é hidrolisado (CHERNICHARO, 2007 *apud* LETTINGA *et al.*, 1996):

- Temperatura operacional do reator

- Composição de substrato
- Tempo de residência do substrato no reator
- Tamanho das partículas
- pH do meio
- Concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$
- Concentração de produtos da hidrólise

Dentre os gêneros de bactérias responsáveis pelo processo hidrolítico da degradação da matéria orgânica, destacam-se gêneros produtores de lipases como *Clostridium*, *Micrococcus* e *Staphylococcus*; gêneros produtores de proteases, como *Bacterioides*, *Butyvirio*, *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomonas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* e *Bacillus* e gêneros produtores de amilases, como *Staphylococcus*, *Acetivirio* e *Eubacterium* (CHERNICHARO, 2007).

✓ **Acidogênese**

Os compostos dissolvidos oriundos da hidrólise são absorvidos nas células das bactérias fermentativas, e após a acidogênese, excretados como substâncias orgânicas simples (ácidos graxos voláteis de cadeia curta, álcoois, ácido láctico) e compostos minerais (CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S , etc).

Segundo Chernicharo (2007), a acidogênese ocorre por ação de um grande e diversificado grupo de bactérias, sendo em sua maioria anaeróbias obrigatórias. Os gêneros desses tipos de bactérias encontrados são o *Clostridium*, o *Peptococcus*, o *Bifidobacterium*, o *Desulphovirio*, o *Corynebacterium*, o *Lactobacillus*, o *Actinomyces*, o *Staphylococcus* e *Escherichia* (METCALF e EDDY, 2003). Algumas espécies são facultativas e podem metabolizar materiais orgânicos por via oxidativa. Os produtos finais da fase ácida podem variar muito, dependendo das condições de digestão, do material a ser digerido e dos microrganismos que promovem a digestão.

✓ **Acetogênese**

Nesta fase, as bactérias sintróficas acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos produtos gerados na fase de acidogênese, proporcionando

substrato apropriado para as arqueas metanogênicas. Os produtos formados nesta fase são hidrogênio, dióxido de carbono e acetato. Sendo assim, apenas o hidrogênio e o acetato a ser utilizados diretamente pelas arqueas metanogênicas.

Durante a formação de ácido acético e propiónico, uma grande quantidade de hidrogênio é formada, fazendo com que o pH no meio aquoso diminua. No entanto, há duas maneiras pelas quais o hidrogênio é consumido no meio: 1) através dos microrganismos metanogênicos, que usam hidrogênio e dióxido de carbono para produzir metano e 2) através da formação de ácidos orgânicos como ácidos propiónico e butírico. (CHERNICHARO, 2007)

A Tabela 1 mostra as reações acetogênicas segundo Soubes (1994).

Tabela 1- Reações Acetogênicas

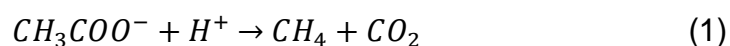
N°	Reação
1	Etanol + H ₂ O = Acetato + 2 H ₂ O + H ⁺
2	Butirato + 2H ₂ O = 2Acetato + 2 H ₂ O + H ⁺
3	Propionato + 3 H ₂ O = Acetato ⁻ + HCO ₃ + 3 H ₂ O + H ⁺
4	Etanol + 2 HCO ₃ + H ₂ O = Acetato ⁻ + Formiato ⁻ + 2 H ₂ O + H ⁺
5	H ₂ + 2CO ₂ = Acetato ⁻ + H ₂ O + H ⁺

Fonte: Adaptado de Soubes M. (1994)

✓ Metanogênese

No processo da Metanogênese, as arqueas metanogênicas produzem o metano a partir da redução do ácido acético. Entretanto, o metano pode ser produzido também pela ação das arqueas metanogênicas hidrogenotróficas, a partir da redução do dióxido de carbono. Portanto, tem-se as seguintes reações catabólicas mostradas nas equações 1 e 2, sendo que os gêneros predominantes das arqueas metanogênicas acetotróficas são: *Methanosarcina* e *Methanosaeta* e das arqueas metanogênicas hidrogenotróficas são: *Methanobacterium*, *Methanospirillum* e *Methanobrevibacter*.

- Metanogênese Acetotrófica ou Acetoclásica (Fermentação do ácido acético):



- Metanogênese Hidrogenotrófica (Redução de CO₂):



O gênero *Methanosaeta* apresenta uma forma filamentosa formando redes entrelaçadas de microrganismos e maior afinidade pelo acetato que as arqueas do gênero *Methanosarcina*. As *methanosarcinas* são consideradas mais versáteis dentro do grupo das metanogênicas, já que são capazes de utilizar tanto o hidrogênio, metanol e tem baixa afinidade pelo acetato (SOUBES, 1994).

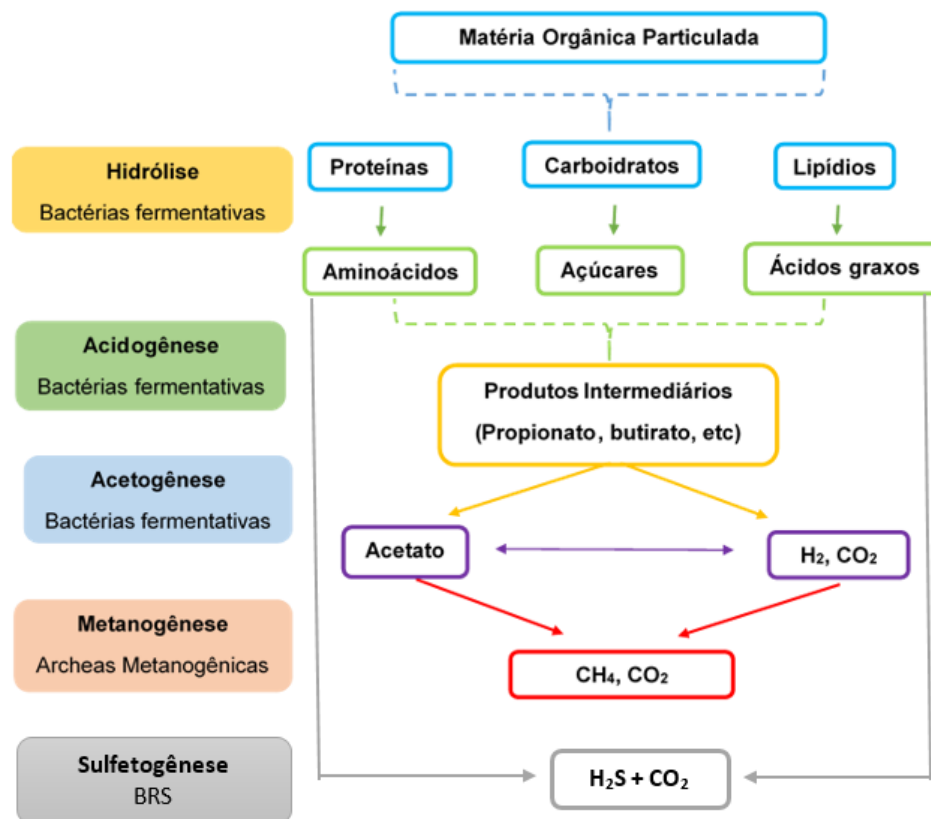
As arqueas que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a velocidade de transformação de material orgânico complexo. (CAMPOS, 1994).

Para os reatores que tratam águas residuais contendo sulfato e sulfeto pode ocorrer uma quinta etapa (competitiva com a etapa de metanogênese) nominada “Sulfetogênese”, na qual os compostos podem ser usados por bactérias redutoras de sulfetos (BRS) como aceptores de elétrons durante a oxidação de materiais orgânicos (LETTINGA, 1996).

O BRS começa a competir com os microrganismos fermentativos, acetogênicos e metanogênicos para o substrato disponível, resultando em uma diminuição na produção de metano a partir de uma determinada quantidade de material orgânico presente. A importância desta competição bacteriana é maior quando a concentração relativa de SO_4^{2-} é aumentada em relação à concentração de DQO (VON SPERLING, 2000).

O metabolismo destas bactérias é importante no processo anaeróbio, principalmente devido ao seu produto final, sulfeto de hidrogênio. As espécies do grupo BRS são capazes de usar uma ampla gama de substrato, incluindo toda a cadeia de ácidos graxos voláteis, ácidos aromáticos, hidrogênio, metanol, etanol, glicerol e diversos compostos de fenol (VON SPERLING, 2000).

Figura 1- Rotas metabólicas e microrganismos envolvidos na digestão anaeróbia



Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007)

3.2 FATORES AMBIENTAIS ENVOLVIDOS NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

Para uma ótima eficiência no tratamento de esgoto sanitário empregando reatores anaeróbios, é importante ter uma biomassa adaptada, com elevada atividade microbiológica e resistentes a diferentes condições ambientais.

Segundo Pontes (2003) as principais condições ambientais que devem ser controladas são o pH, temperatura, presença de nutrientes e ausência de matérias tóxicos.

pH e alcalinidade

O controle do pH é muito importante nos reatores anaeróbios. Considerando que uma alta taxa de metanogênese ocorre quando o pH se encontra próximo a neutro, a faixa para eliminar o risco de inibição das arqueas metanogênicas se

encontra entre 6.3 – 7.8. A alcalinidade é responsável pela capacidade tampão dos sistemas, não permitindo variações bruscas de pH, sendo necessário o monitoramento e estabilidade do processo.

A alcalinidade é uma medida de quantidade de hidróxidos, carbonatos e bicarbonatos em uma solução sendo diretamente relacionada com o pH. Conforme as bactérias produzem ácidos e dióxido de carbono, implicam na diminuição do pH, o carbonato reage com estes ácidos, elevando o pH e a alcalinidade diminui a acidez, esse efeito é conhecido como tamponamento.

Temperatura

Por outro lado, alterações na temperatura podem ocasionar um desequilíbrio na atividade biológica já que os microrganismos não possuem meio de controlar a temperatura interna e assim mesmo provocar variações em vários parâmetros como alcalinidade, produção de gás, etc. (PONTES, 2003)

As duas faixas ótimas de temperatura para a formação microbiana de metano são: uma faixa mesófila (30 – 35 °C) e outra faixa termófila (50 – 55 °C). Abaixo de 20°C a produção de gás apresenta uma grande diminuição (CHERNICHARO, 2007).

Nutrientes

Os esgotos sanitários, de uma maneira geral, apresentam os diferentes tipos de nutrientes (carbono, nitrogênio e fósforo) em concentrações adequadas. Sendo assim, LETTINGA *et al.* (1996) estabelece as relações para os diferentes crescimentos de produção celular da biomassa:

- Biomassa com baixo crescimento de produção celular ($Y \approx 0.05 \text{ gSSV/ gDQO}$)

Degradação de ácidos graxos voláteis

DQO: N: P= 1000: 5: 1 ou C: N: P= 330: 5: 1

- Biomassa com alto crescimento de produção celular ($Y \approx 0.15 \text{ gSSV/ gDQO}$)

Degradação de carboidratos

DQO: N: P: = 350: 5: 1 ou C: N: P: = 130: 5: 1

Como micronutrientes principais para o processo anaeróbio, pode-se citar o ferro, cobalto, zinco, selênio, manganês e molibdênio além de cátions (Mg^{+2} , Ca^{+2} , Na^{+1} , K^{+1} , Fe^{+2}) e ânions (Cl^- , SO_4^{-2}).

Toxicidade

Os compostos tóxicos, devem estar ausentes ou abaixo das concentrações inibidoras. Caso contrário, deve ser propiciado tempo suficiente para a adaptação das bactérias. Algumas substâncias tóxicas são: os compostos fenólicos, pesticidas, metais pesados, entre outros. (CHERNICHARO, 2007)

3.3 REATOR ANAEROBIO COMPARTIMENTADO – RAC

O reator anaeróbio compartimentado (RAC), conhecido na língua inglesa como *anaerobic baffled reactor* (ABR), desenvolvido por McCarty em 1980, é caracterizado como um reator anaeróbio de alta taxa (BARBER e STUCKEY, 1999), o qual, combina as vantagens do filtro anaeróbio (alta estabilidade) e do reator UASB. (WANG *et al.*, 2004)

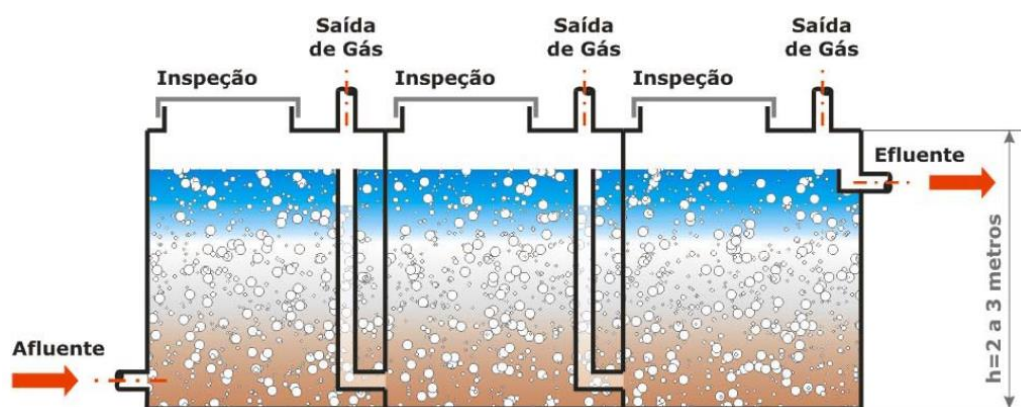
Segundo Silva (2001), o RAC mostra-se promissor no tratamento de águas residuais, pela eficiência na remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão, pelo baixo custo de implantação e pela simplicidade de operação. Entretanto, neste tipo de reator, devido às cargas hidráulicas e às cargas orgânicas biológicas, pode ocorrer excessiva perda de sólidos, caso sejam verificadas grandes variações e picos excessivos auxiliares de retenção de biomassa.

Yang & Moengangongo (1987) concluíram que os RACs funcionam como um processo físico-químico e biológico já que a remoção da matéria orgânica e sólidos ocorre também por meio de sedimentação e floculação.

O reator de chicanas ou RAC assemelha-se a um tanque séptico de câmaras múltiplas em série, equipado com chicanas verticais, que impõem ao líquido um movimento sequencial descendente e ascendente, de forma a garantir um maior contato de despejo com a biomassa cultivada na parte inferior das diversas câmaras. (BACHMANN *et al.*, 1985).

A biomassa dentro do reator ascende e sedimenta devido ao comportamento do fluxo do efluente e do biogás produzido. As vantagens e as desvantagens deste reator são apresentadas na Tabela 2. Uma das grandes vantagens deste bio-reator está ligada à sua arquitetura, já que possui a capacidade de estratificar os processos de acidogênese e metanogênese em diferentes partes do reator, permitindo que os grupos específicos de bactérias atuem sob condições mais favoráveis (BARBER E STUCKEY ,1999). Dependendo dos objetivos da pesquisa, o reator pode ter vários compartimentos como apresentado na Figura 2.

Figura 2- Reator Anaeróbico Compartimentado (RAC)



Fonte: Chernicharo (2007)

Segundo Kato *et al.* (1999) a concentração da matéria orgânica diminui de uma câmara para outra sequencialmente, sendo a quantidade de biomassa acumulada no fundo, em geral, decrescente. Costa (2007) sugere incorporar um separador de sólidos na última câmara com a finalidade de obter um melhor desempenho deste reator.

A partida do reator anaeróbico compartimentado pode ser conseguida de três diferentes formas:

- Utilizando-se lodo de inoculo adaptado ao esgoto a ser tratado, resultando uma partida rápida, satisfatória, pois dispensa a etapa de adaptação do lodo.
- Utilizando-se lodo de inoculo não adaptado ao esgoto a ser tratado, o qual precisa um período de adaptação, com fase de seleção microbiana.

- Sem a utilização de lodo de inóculo, sendo essa a forma mais desfavorável, pois os próprios microrganismos presentes no esgoto deverão inocular o reator sendo bastante demorado.

Via de regra, é preferível realizar o processo de inoculação com o reator vazio, descarregando o lodo no fundo do reator a fim de diminuir as perdas deste durante o processo de transferência e evitar contato excessivo com o ar.

Tabela 2- Vantagens e Desvantagens do Reator Anaeróbio Compartimentado

VANTAGEM			DESvantagem
Construção	Biomassa	Operação	
Arquitetura simples	Baixa geração de lodo	Baixos tempos de detenção hidráulico	Longa fase de partida
Sem partes móveis	Elevados tempos de detenção de sólidos	Estável para carga de choque hidráulico	Baixa redução de patógenos e nutrientes
Sem mistura mecânica	Retenção de biomassa sem meios fixos	Proteção contra materiais tóxicos em efluente	Os efluente e o lodo requerem de tratamento adicional
Custos baixos	Não é necessária a separação de gases ou lodo	Longo tempo de operação Alta estabilidade aos choques orgânicos	e/ou descarga apropriada

Fonte: Adaptado de Barber & Stuckey (1999)

A eficiência dos RACs depende, principalmente, da biomassa ativa e da vazão do afluente na entrada do reator. À medida que o reator vai atingindo as condições permanentes, um leito de lodo denso é formado no fundo do reator, consistindo normalmente de flocos, acima do qual é formada uma zona de manta de lodo.

O RAC tem sido estudado no tratamento de diferentes tipos de águas residuárias e sob diferentes condições operacionais, conforme mostra a Tabela 3. Tais estudos têm como objetivo o aprimoramento de uma tecnologia capaz de reduzir ainda mais os custos de implantação e operação, quando comparados aos custos de um reator UASB, por exemplo.

Tabela 3- Aplicação do reator RAC para diferentes tipos de águas residuárias e sob diferentes condições operacionais.

Água residuária	Volume do Reator (L)	N compartimentos	DQO Afluente (mg/L)	TDH (h)	COV (kg DQO/m ³ .d)	Remoção DQO%	Temperatura C°	Referência
Água cinza sintética	8	6	480	48-84	0,1-0,4	63	25-33	Witthauer and Stuckey (1982)
Esgoto doméstico	16740	3	790	10		53	25	Silva and Nour (2005)
Esgoto doméstico	350	3	264-906	4,8-15	2,17	90	18-28	Garuti <i>et al.</i> (1992)
Esgoto doméstico + água residual industrial	394000	8	315	10,3	0,85	70	15	Orozco (1997)
Água sintética diluída	10	8	500	10	1,5	95	35	Langenhoff and Stuckey (2000)
Esgoto doméstico	3200	8	350	20	0,42	80	-	Dama <i>et al.</i> , (2002)
Esgoto doméstico	10	8	500	8	1,5	90	27	Gopala Krishna <i>et al.</i> (2008)
Esgoto doméstico	32	9	400	6	1,6	84	35	Bodkhe (2009)
Água residual sintética	28,4	4	4000	24	2	44	35	Li <i>et al.</i> , (2016)
Esgoto doméstico	869	4	760	12	1,3	43	12-23	Hahn <i>et al.</i> , (2015)
Industria têxtil	25	6	1200	12		57	17,8	Wu, (2007)
Sintética + p-nitrefenol	28,8	3	3000	10,4	0,29	78-92	37	Kuşçu <i>et al.</i> , (2005)

Fonte: Elaboração própria

3.3.1 Parâmetros operacionais do RAC

O controle dos parâmetros operacionais é fundamental para o conhecimento do processo de tratamento. Na tabela 4 estão apresentados os principais parâmetros básicos avaliados na maioria das pesquisas.

Tabela 4- Principais parâmetros de reatores RAC

Parâmetro	Unidade	Fórmula	Descrição
Carga Orgânica Volumétrica (COV)	$\frac{Kg\ DQO}{m^3 \cdot d}$	$\frac{Q \times DQO}{V}$	Q = vazão (m ³ /d)
Tempo de detenção hidráulica (TDH)	<i>d</i>	$\frac{V}{Q}$	DQO = demanda química de oxigênio (kg/m ³)
Carga Hidráulica Volumétrica (CHV)	$\frac{m^3}{m^3 \cdot d}$	$\frac{Q}{V}$	S = concentração de substrato afluente (Kg DQO/m ³)
Velocidade Ascensional (VA)	$\frac{m}{h}$	$\frac{Q}{A}$	M = massa de microrganismo presente no reator (Kg SVT/m ³)
Carga Biológica (CB)	$\frac{Kg\ DQO}{Kg\ SVT \cdot d}$	$\frac{Q \times S}{M}$	V = volume total do reator (m ³) A = área da seção transversal do reator (m ²)

Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007)

Segundo Campos (1999), a carga hidráulica volumétrica não deve exceder o valor de 5 m³/m³.d, correspondendo a um tempo de detenção mínimo de 4,8 horas. Segundo Chernicharo (2007), valores superiores de carga hidráulica ou inferiores em tempo de detenção hidráulica podem ocasionar os seguintes inconvenientes:

- Perda excessiva de biomassa no sistema
- Redução do tempo de residência celular e conseqüente diminuição do grau de estabilização dos sólidos

- Possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no sistema pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

O tempo de detenção hidráulica é relevante por ter relação direta com a velocidade do processo de digestão anaeróbia, que está conexo com o tamanho da unidade de tratamento.

Segundo a literatura, a carga de lodo refere-se à quantidade (massa) de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator por unidade de biomassa presente (CHERNICHARO *et al.*, 2007; LETTINGA, 1994) sendo que a maioria deles utilizam a nomenclatura relação A/M para carga biológica.

O critério indicado de carga biológica (CB) de um reator RAC é de utilizar CB de 0,05 a 0,15 KgDQO/KgSVT.d na etapa de partida e considerando o desempenho do sistema, estas cargas podem ser elevadas gradativamente podendo alcançar valores em torno de 2,0 KgDQO/kgSVT.d (CHERNICHARO, 2007).

Para a velocidade ascensional, utiliza-se a faixa de 0,5 a 0,7 m/h para a vazão média, 0,9 a 1,1m/h para a vazão máxima e velocidades menores que 1,5 m/h para picos temporários.

3.4 CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA

O monitoramento das possíveis alterações nas características da biomassa durante a operação de um reator é fundamental para explicar ou prever o desempenho do processo de tratamento. Neste sentido, é desejável que na biomassa seja identificada uma elevada atividade microbiana, característica associada a maior resistência a choques de carga.

Índice volumétrico de lodo (IVL)

O índice volumétrico de lodo é definido como o volume ocupado por 1 g de lodo após uma sedimentação de 30 minutos e é utilizado em estações de tratamento para levantamento de dados e controle operacional da estação (VON SPERLING *et al.*, 1997).

O teste pode ser realizado em diferentes modalidades, como por exemplo: IVL sem agitação, sem agitação e com diluição da amostra (IVLD), com agitação durante o período de sedimentação (IVLA) e com agitação e expressão dos resultados em concentração padronizada de 3,5 g/L (IVL_{3,5}) (PONTES, 2003). O teste mais utilizado no Brasil é o teste sem agitação.

Segundo Cuervo- Lopez (1999) quanto maior o IVL, pior é a sedimentabilidade do lodo como observa-se na Tabela 5 onde mostra a interpretação dos valores de IVL.

Tabela 5- Interpretação aproximada do resultado do Índice Volumétrico do lodo

Sedimentabilidade	Faixa de valores do Índice Volumétrico do lodo (ml/gr)			
	IVL	IVLD	IVLA	IVLA 3,5
Ótima	0 a 50	0 a 45	0 a 50	0 a 40
Boa	50 a 100	45 a 95	50 a 80	40 a 80
Média	100 a 200	95 a 165	80 a 140	80 a 100
Ruim	200 a 300	165 a 215	140 a 200	100 a 120
Péssima	>300	>215	>200	>120

Fonte: Von Sperling (1997)

A limitação do IVL depende da concentração inicial de sólidos. Cuervo-Lopez (1999), cujo estudo foi conduzido com lodo de um reator UASB, observou que em alguns casos, a variação na sedimentabilidade do lodo não é bem correlacionada com o IVL.

Wett *et al.* (2011) trabalhou com IVL obtendo resultados de 170-110 ml/g para lodo anaeróbio de um UASB. Giner (2013), por sua vez, encontrou valores próximos a 94 ml/g para lodo anaeróbio, sendo ambos resultados classificados dentro da categoria média-bom segundo Von Sperling (1997).

Granulometria

Os flocos evoluem ao longo do tempo e dependem da operação do reator e do estado em que está localizado, isto é, na fase de start up ou na fase de operação. A determinação do tamanho dos flocos permite estabelecer as mudanças

durante o processo de floculação assim como também permite identificar a homogeneidade ou heterogeneidade dos flocos do lodo em relação ao seu tamanho.

A granulação e floculação do lodo pode ser influenciada pela presença e composição de polímeros extracelulares, que contribuem para a segregação e estabilidade do lodo anaeróbio.

A floculação do lodo aumenta a transferência metabólica, reduzindo a inibição dos microrganismos acetogênicos e metanogênicos. A análise da distribuição granulométrica do lodo é um parâmetro importante para a sua caracterização e para o estudo de fatores físico-químicos (LAGUNA *et al.*, 1999).

Diversos autores comparam a medida direta em microscópios, determinação de velocidade de sedimentação e extrapolação do diâmetro utilizando a Lei de Stokes e o peneiramento a úmido dos grânulos (PONTES, 2003)

3.5 ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE

A atividade metanogênica específica é definida como a quantidade máxima de metano produzida por um consórcio de microrganismos anaeróbios, em condições de laboratório controladas. De modo geral, a quantificação da AME se dá através da medida direta da taxa de produção de metano ou do consumo de substrato, por unidade de SSV (sólidos suspensos voláteis) (AQUINO *et al.*, 2007).

A avaliação da atividade metanogênica específica (AME) do lodo anaeróbio mostra-se importante no esforço de classificação do potencial de biomassa na conversão de substrato solúvel em metano e dióxido de carbono. Segundo Hussain *et al.* (2015) o teste de AME pode ser utilizado para:

- Avaliar o comportamento da biomassa sob o efeito de compostos potencialmente inibidores.
- Determinar a toxicidade relativa de compostos químicos presentes em efluentes líquidos e resíduos sólidos.

- Estabelecer o grau de degradabilidade de vários substratos especialmente de efluentes industriais.
- Monitorar as mudanças de atividade da biomassa devido a uma possível acumulação de materiais inertes após longos períodos de operação do reator.
- Determinar a carga orgânica máxima que pode ser aplicada a um determinado tipo de lodo proporcionando uma aceleração da fase de inicialização dos sistemas de tratamento.
- Avaliar os parâmetros cinéticos.

Conforme Monteggia (1997), alguns aspectos devem ser levados em conta no momento da montagem do experimento. Entre eles estão: uso de uma microbiota adequada quantificada através da análise de SSV, garantia de substrato suficiente, o uso de equipamento capaz de analisar periodicamente a composição e o volume de gás produzido, e a garantia de um ambiente anaeróbio com as condições necessárias.

Para realização dos testes de AME, uma quantidade conhecida de lodo (Sólidos suspensos voláteis 2-5 g/L) e uma quantidade de substrato conhecida, geralmente respeitando uma relação de 0,5 gDQO/gSV entre a DQO do substrato e a concentração de SSV do inóculo, presentes no frasco, são adicionadas aos frascos de volume conhecido, preenchendo 70-80% do volume do frasco (FERREIRA, 2017).

Até o momento, não existe uma metodologia padrão a ser aplicada para quantificar a AME, pois não há um consenso que estipule o melhor método de medição do metano, assim como também, as melhores condições de incubação para lodos anaeróbios, o que conseqüentemente torna-se difícil a comparação entre resultados absolutos de AME produzidos por diferentes métodos. Na Figura 3 se apresenta os principais métodos de medição de biogás segundo Aquino *et al.* (2007).

Figura 3- Representação da divisão dos métodos de medição de biogás.



Fonte: Adaptado de Aquino et al. (2007).

Métodos Manométricos

Os métodos manométricos se baseiam na medição de biogás através da variação de pressão exercida sobre um sensor (membrana transdutora de pressão) que fica acoplado ao frasco de reação. Através da calibração do sistema, pode-se estabelecer uma correlação entre a pressão medida e a quantidade de metano presente dentro do frasco de reação, esse registro diário de pressão permite determinar a taxa diária de produção de metano e consequentemente o valor da AME (AQUINO *et al.*, 2007).

A vantagem destes métodos é a possibilidade de conectar-se a um computador para armazenamento dos dados produzidos permitindo o monitoramento instantâneo e a automação do processo, enquanto a desvantagem está relacionada ao custo de aquisição e manutenção dos equipamentos (MONTEGGIA, 1997).

Métodos volumétricos: Medição de Volume e Composição do Biogás

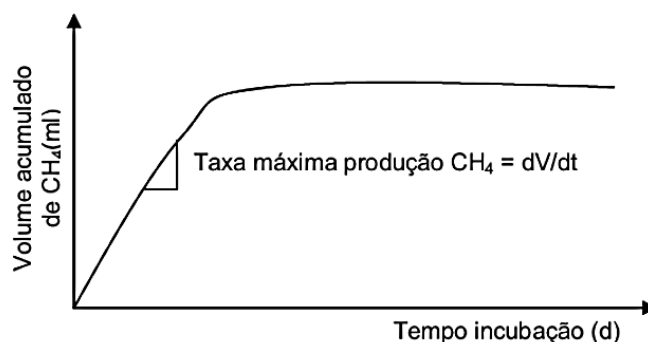
Neste procedimento inicia-se com a inoculação de lodo, substrato e dos nutrientes em frascos de vidro (tipo antibiótico) submetidos a condições controladas de temperatura. A finalização do teste se dá no momento de estabilização da quantidade de metano gerada, sempre e quando possa garantir que a taxa máxima de produção já foi atingida. O monitoramento da produção

de biogás pode ser feito diariamente e a determinação da composição do biogás amostrado pode ser realizado por cromatografia gasosa (AQUINO *et al.*, 2007).

Neste procedimento a produção volumétrica de metano é calculada diariamente, multiplicando-se o volume do biogás pela porcentagem de metano no biogás. A AME pode ser determinada mediante um gráfico “Volume acumulado de metano” versus “Tempo de incubação” onde o coeficiente angular da região de maior inclinação é valor da taxa máxima de produção de metano, como se mostra na Figura 4 (AQUINO *et al.*, 2007).

Geralmente o resultado da AME é expresso como $\text{gDQOCH}_4/\text{gSSV.d}$, para isso, é necessário conhecer a massa de lodo inoculada (g de SSV) e converter a produção volumétrica de metano ($\text{mlCH}_4.\text{d}^{-1}$) em DQO (gDQO.d^{-1}), considerando a seguinte relação estequiométrica: 1 mol de metano equivale a 2 moles de O_2 ou 64g de DQO (CHERNICHARO, 2007).

Figura 4- Determinação gráfica da taxa máxima de produção de metano



Fonte: Aquino (2007)

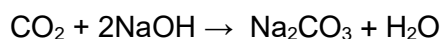
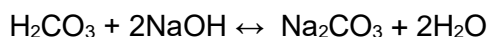
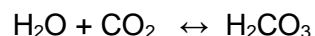
Métodos volumétricos: Medição apenas da composição do Biogás

A diferença em relação ao método anteriormente descrito está relacionada a forma de medição do metano. Neste caso o valor da concentração de metano na fase gasosa é obtido por meio de um cromatógrafo gasoso onde é analisado um volume fixo de gás (Ex. 1 ml). Através da lei de Henry obtém-se a concentração de metano na fase líquida, e através da cromatografia obtém-se a concentração de metano na fase gasosa. O somatório da multiplicação das concentrações de metano em cada fase com seus respectivos volumes disponibiliza o valor final de metano produzido (STEIL *et al.*, 2004).

O fato desta metodologia não adotar a purga do excesso de pressão, faz com que o sistema fique submetido a altas pressões e conseqüentemente torna necessário o cálculo da quantidade de metano que fica dissolvida na fase líquida, assim mesmo, aumenta o risco de perda de biogás, principalmente durante o procedimento de amostragem do volume fixo. A vantagem desta metodologia é que ela dispensa a medição do volume de biogás e o uso de seringas de vidro.

Métodos volumétricos: Medição direta do volume de metano

O método é similar ao procedimento descrito anteriormente só que neste caso a finalidade é medir diretamente o metano produzido, fazendo uso de um sistema que possibilite a lavagem do gás em solução soda (Ex. NaOH 15%), para que exista a absorção de CO₂, antes da medição do volume. Desta forma, o volume medido será correspondente apenas ao volume de metano produzido (AQUINO *et al.*, 2007). A continuação é apresentada as reações químicas:

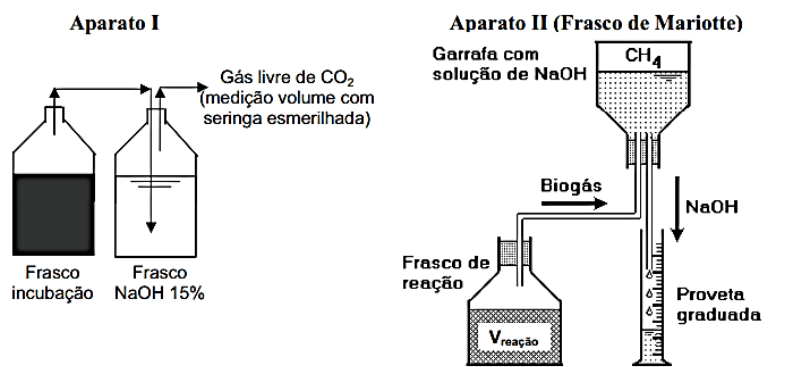


Para poder validar esta metodologia, é necessário assumir que o biogás é composto quase inteiramente por metano e CO₂. Esta consideração é válida uma vez que em pH neutro a maior parte da amônia (NH₄⁺) e do sulfeto de hidrogênio (H₂S), quando produzidos estão dissociados sob a forma de NH₄⁺ e de HS⁻ na fase líquida (AQUINO *et al.*, 2007).

A vantagem deste método é a simplicidade do equipamento e a dispensa de utilizar o cromatógrafo para determinação da composição do biogás, viabilizando sua implantação em muitos laboratórios de baixo custo. A Figura 5 mostra que o volume de metano pode ser quantificado medindo-se o volume de biogás lavado através de uma seringa esmerilhada (Aparato I), ou através do frasco de Mariotte também conhecido com o nome de método da garrafa de soro, onde o volume de metano produzido corresponde ao volume de solução de hidróxido de sódio deslocado pelo gás lavado (Aparato II).

No caso do frasco de Mariotte o volume de metano é medido a partir do deslocamento de um volume da solução de soda, causado pela entrada do biogás no sistema de medição, uma vez que o dióxido de carbono contido no biogás é transformado em carbonato de sódio e, sabendo que o metano é insolúvel na água, o mesmo ocuparia o espaço livre do recipiente de medição, expelindo uma quantidade equivalente de NaOH, a qual corresponde a CH_4 produzido (ROCHA *et al.*, 2001; LOZANO *et al.*, 2009).

Figura 5- Esquema de dois aparatos experimentais para lavagem do biogás e medição do volume de metano produzido



Fonte: Aquino (2007)

Angelidaki *et al.* (2009) propôs diferentes tipos de substratos em diferentes concentrações, conforme Tabela 6, para poder avaliar diferentes níveis tróficos presentes em um inóculo. A seleção do inóculo é importante para determinar a partida de reatores anaeróbios.

Tabela 6- Modelo de ensaio para determinação da atividade de diferentes grupos tróficos em um reator anaeróbio

População	Concentração inicial de substrato
Hidrolíticas	1 g de celulose/L
Acidogênicas	1 g de glicose/L
Proteolíticas	1 g de caseína/L
Acetogênicas	0,5 g de ácido propionico/L
	0,5 g de ácido butírico/L
Acetoclásticas	1 g de ácido acético/L
Hidrogenotróficas	Pressão de 1 atm gerada por injeção de uma mistura de H_2/C_2 (80/20)

Fonte: Angelidaki *et al.*, (2009)

No estudo de Hussain e Dubey (2015) mostra uma tabela de dados compilados de diferentes aplicações da técnica da garrafa de soro ou também conhecida como frasco de Mariotte (Tabela 7).

Tabela 7- Aplicações da técnica da garrafa de soro para AME

Método	Objetivo	Referência
Batelada e semicontínuo	Avaliação do efeito da toxicidade de zinco na degradação anaeróbia	DAVIS <i>et al.</i> , 1980
Batelada e semicontínuo	Avaliação da toxicidade anaeróbia	STUCKEY <i>et al.</i> , 1980
Batelada	Efeito do cianeto na fermentação de metano	YANG e SPEECE, 1985
Batelada	Inibição por sulfeto da atividade metanogênica do lodo granular em diferentes valores de pH	KOSTER <i>et al.</i> , 1986
Batelada	Degradabilidade anaeróbia de tanino hidrolisável	FIELD e LETTINGA, 1987
Batelada	Determinação da inibição e de níveis tóxicos de zinco, crômio e cobre na digestão anaeróbia de lodo de esgoto	KUOZELI-KATSIRI <i>et al.</i> , 1988
Batelada	Efeito do cobre, zinco e cádmio nos níveis de metano, hidrogênio e monóxido de carbono durante a digestão anaeróbia de lodo	HICKEY <i>et al.</i> , 1989
Batelada	Efeito da pré-ozonização na biodegradabilidade anaeróbia de O-cresol	WANG <i>et al.</i> , 1989
Batelada	BMP de componentes de resíduos sólidos municipais	OWENS e CHYNOWETH, 1993
Batelada e contínuo	BMP e digestão anaeróbia de resíduos alimentares coreanos	CHO <i>et al.</i> , 1995
Batelada	Avaliação da atividade metanogênica e da cinética do lodo anaeróbio granular	KAYRANLI e UGURLU, 2012

Fonte: Adaptado de Hussain e Dubey, (2015)

Teste de Biodegradabilidade

O termo biodegradabilidade refere-se à tendência de transformação de determinados substratos pelos microrganismos presentes no ambiente os quais são capazes de transformar substratos complexos em substratos simples para sua assimilação. O teste está baseado na necessidade de utilização da matéria orgânica como fonte alimentar para sobrevivência das células dos organismos (PROSAB, 2003).

A maioria dos testes de biodegradabilidade da matéria orgânica em condições anaeróbias é baseada em técnicas de respirometria anaeróbia, consistindo em medir a produção dos principais gases produzidos pela digestão, o metano e dióxido de carbono, podendo ocorrer em batelada ou contínuo (ROCHA, 2003).

3.6 MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA (MEV)

A Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV), conhecida também como SEM, do inglês *Scanning Electron Microscopy*, é uma técnica de caracterização microestrutural utilizada em diferentes áreas do conhecimento, uma delas a área biológica permitindo obter informações sobre a morfologia da biomassa microbiana presentes nos reatores anaeróbios.

A imagem é formada a partir da amostra quando a mesma é atingida pelo feixe de elétrons (devidamente preparada sob condições de vácuo), gerando elétrons secundários que são captados e após passarem por um amplificador, são transformados em imagem visível em um monitor. Estes elétrons apenas percorrem a superfície externa do material, não atravessando a amostra (SILVA, 2007).

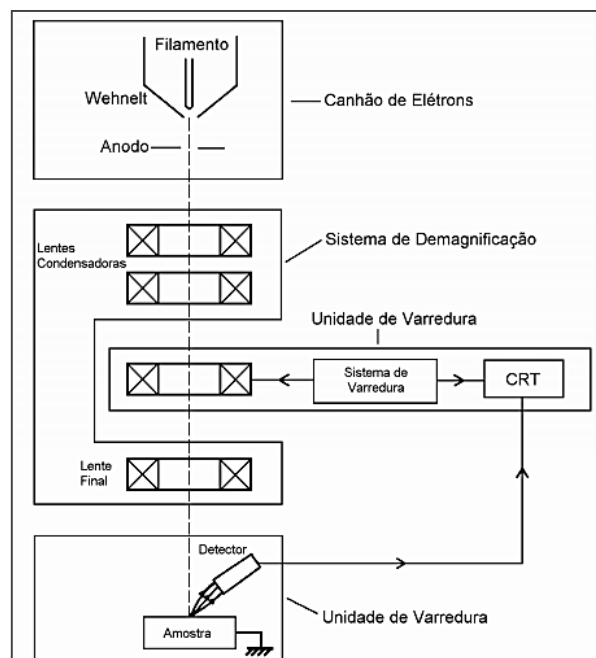
O MEV conforme pode ser visto na Figura 6, consiste basicamente da coluna ótico-eletrônica (canhão de elétrons e sistema de demagnificação), da unidade de varredura, da câmara de amostra, do sistema de detectores e do sistema de visualização da imagem.

Uma das maiores desvantagens desta técnica é que não é uma metodologia de identificação microbiológica, é apenas para obter uma identificação visual do espécime ou da biomassa granular.

A MEV produz imagem tridimensional detalhada da superfície ionizada da amostra, que pode ser visualizada em tons de cinza por meio de um computador conectado ao microscópio (GOLDSTEIN, 1992).

Neves (2004) utilizou a MEV para observar o inóculo e a evolução da biomassa no estudo de granulação durante a partida de um reator UASB encontrando diferentes microrganismos entre eles as arqueas metanogênicas, as quais foram comprovadas por microscopia de epifluorescência. Assim mesmo conseguiu quantificar alterações morfológicas e de tamanhos em consórcios microbianos durante os processos de granulação e desgranulação. Esta técnica foi utilizada também por Campos (1994) para acompanhar a formação do grânulo e o crescimento da biomassa em reatores UASB, podendo observar e comprovar que a manta de lodo era composta por diversas espécies de bactérias.

Figura 6- Representação esquemática dos componentes básicos do MEV



Fonte: Moterani 2010

4. METODOLOGIA

4.1 LOCALIZAÇÃO DA PESQUISA

A presente pesquisa faz parte de um projeto de desenvolvimento e inovação financiado pela Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP, envolvendo uma parceria entre a Companhia Espírito Santense de Saneamento-CESAN, empresa Fluir Engenharia Ambiental e a Universidade Federal do Espírito Santo (UFES).

O parque experimental do projeto intitulado “Soluções tecnológicas integradas para potencializar a geração de biocombustíveis em estações de tratamento de esgotos que utilizam processos a base de microalgas”, esta situado no bairro Jardim Guaranhuns, Município de Vila Velha, Estado do Espírito Santo – Brasil, dentro da Estação de tratamento de Esgoto de Araçás (ETE Araçás) da CESAN, a qual é capaz de trabalhar com uma vazão de 500 L/s, tratando atualmente aproximadamente 40% do esgoto gerado na cidade de Vila Velha (Figura 7).

Figura 7- Foto aérea da Estação de tratamento de Esgoto de Araçás



Fonte: Google Earth. Acesso em 07/11/2017

O processo, denominado UNITANK (ETE Araçás), consiste em um sistema de lodos ativados composto por grades grossas e mecanizadas, caixa de areia, rosca transportadora, reator biológico aerado com remoção de nitrogênio, digestor e adensador de lodos, sistema de dosagem de polímero, centrífuga, sopradores, ultravioleta e sistema de controle de odores.

4.1.1 ETE Piloto

O sistema piloto (Figura 8) opera com parte da vazão (0,60 L/s) do afluente após o tratamento preliminar (grades grossas/mecanizadas e caixa de areia) da ETE Araçás e está composto pelas seguintes unidades de tratamento:

- Sistema de pre-tratamento (Gradeamento)
- UASB convencional (UASB 1)
- UASB modificado (UASB 2)
- Reator anaeróbio compartimentado modificado (RAC 1)
- Reator anaeróbio compartimentado convencional (RAC 2)
- Duas lagoas de alta taxa (LAT 1 e LAT 2)
- Dois fotobioreatores tubulares (FBR 1 e FBR 2)
- Três sistemas de Separação sólido – líquido da biomassa algácea
- Dois sistemas de hidrólise do lodo algáceo.

Figura 8- Escala piloto para o tratamento de esgoto sanitário



Fonte: Elaboração própria

O esgoto bruto, ao chegar ao sistema proposto, passa por uma peneira, onde é retido os sólidos grosseiros, posteriormente é encaminhado aos reatores anaeróbios: 1 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (UASB 01) convencional, 1 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (UASB 02) modificado, 1 Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC 01) modificado e 1 Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC 02) convencional.

Neste último processo de digestão anaeróbica ocorre a geração de biogás, o qual é aproveitado na produção de energia, sendo que parte dele é composto por CO₂, posteriormente, injetado nos 2 fotobiorreatores e nas 2 lagoas de alta taxa, onde ocorrerá o pós-tratamento do efluente anaeróbio utilizando microalgas, as quais utilizam o dióxido de carbono como fonte de energia.

4.2 REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO (RAC)

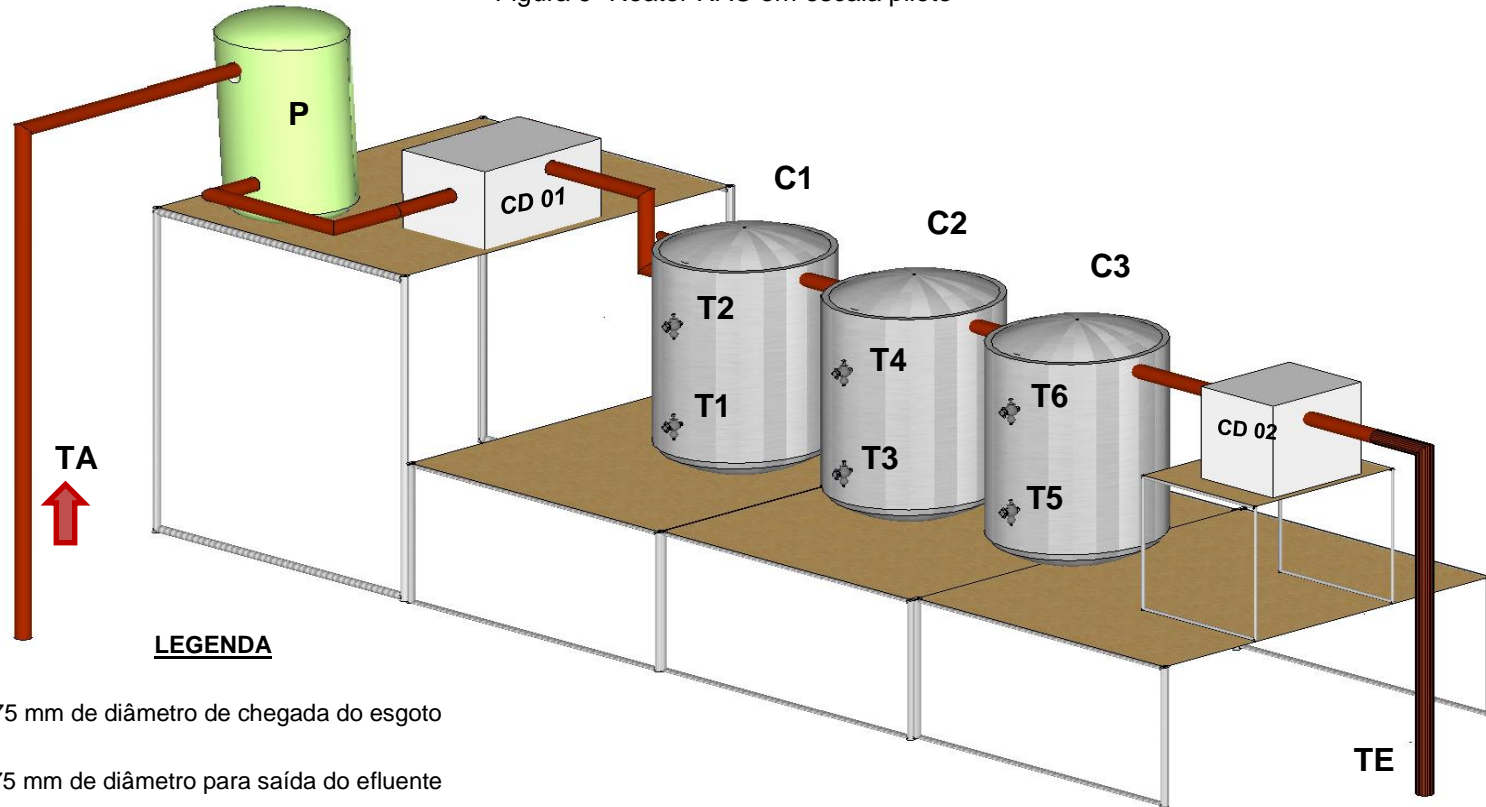
O objeto desta pesquisa é o Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC 01), constituído de plástico reforçado com fibra de vidro e composto de 03 compartimentos independentes (C1, C2 e C3). As características principais do reator RAC são apresentadas na Tabela 8, enquanto a Figura 9 ilustra o desenho do reator RAC em escala piloto.

Tabela 8- Características principais do reator RAC piloto

Característica	Reator RAC		
	Compartimento 1 (C1)	Compartimento 2 (C2)	Compartimento 3*(C3)
Diâmetro interno (m)	1,0	1,0	1,0
Altura útil (m)	1,6	1,6	1,6
Volume útil (m ³)	1,3	1,3	1,3
Área da seção transversal (m ²)	0,8	0,8	0,8
Altura das torneiras a partir da base (m)	Torneira 1: 0,3	Torneira 3: 0,3	Torneira 5: 0,3
	Torneira 2: 1,3	Torneira 4: 1,3	Torneira 6: 1,3

Fonte: *Elaboração própria*

Figura 9- Reator RAC em escala piloto

**LEGENDA**

TA: Tubulação de 75 mm de diâmetro de chegada do esgoto

TE: Tubulação de 75 mm de diâmetro para saída do efluente

CD 01: Caixa de distribuição 01 **CD 02:** Caixa de distribuição 02

P: Pre-tratamento (Peneira)

C1: Compartimento 1 **C2:** Compartimento 2 **C3:** Compartimento 3

T1: Torneira 1 **T2:** Torneira 2 **T3:** Torneira 3

T4: Torneira 4 **T5:** Torneira 5 **T6:** Torneira 6

Fonte: Elaboração própria

O esgoto sanitário passa pelo gradeamento do parque experimental e chega até a planta piloto por gravidade, através de uma tubulação de PVC de 75 mm de diâmetro. O afluente passa por uma etapa de pre-tratamento (P) chegando a uma peneira (de malha quadrada) para separação de sólidos grosseiros que pudessem entupir a linha de alimentação dos reatores, os referidos sólidos eram limpos manualmente, para depois o afluente ser encaminhado para a caixa de distribuição (CD01), sendo esta um ponto de amostragem do esgoto bruto e encaminha o afluente para o fundo do reator RAC compartimento 01 (C1). O esgoto bruto passa por uma tubulação para esgoto de PVC - 75 mm pelos 3 compartimentos independentes de forma ascendente, isso significa que o efluente do compartimento 01 é o afluente para o compartimento 02 e o efluente do compartimento 02 é o afluente para o compartimento 03 o qual apresenta meio de suportes de polietileno de aproximadamente 1 cm de diâmetro como se mostra na Figura 10. Os meios de suportes de polietileno no compartimento 03 foram colocados com a finalidade de imobilizar microrganismos e reter sólidos. Cada compartimento apresenta duas torneiras (T) que servem como pontos de amostragem. O efluente tratado sai pela parte superior de cada compartimento e é encaminhado por uma tubulação de PVC-75 mm para a caixa de distribuição 02 (CD02) a qual é um ponto de amostragem do efluente, e posteriormente levar o efluente para ETE Araçás e ser tratado adequadamente. Na parte superior de cada compartimento do RAC tem uma canalização de PVC de 25mm de diâmetro (TB) a qual encaminha o biogás para um gasômetro.

Figura 10- Meios de suportes presentes no compartimento 3



Fonte: Elaboração própria

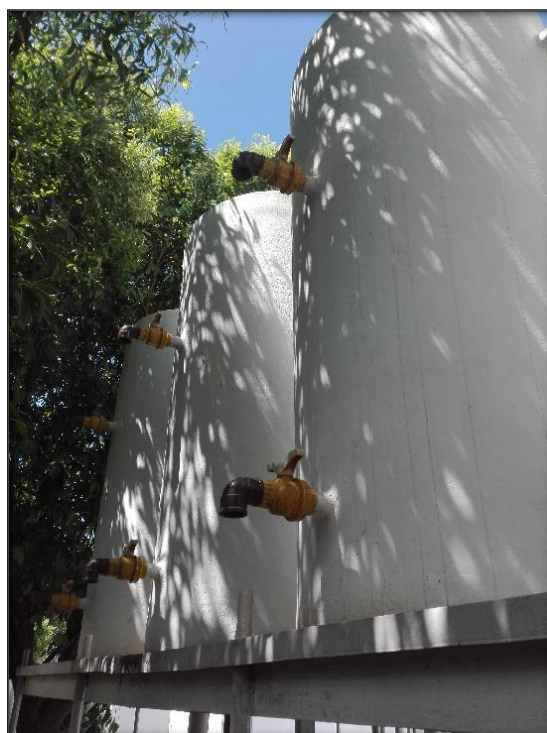
4.3 OPERAÇÃO E CONTROLE DO REATOR RAC

4.3.1 Partida do reator

A partida do reator RAC (Figura 11) foi realizada com base nas recomendações propostas por Campos (1999). A inoculação foi executada com 250 L de leito de lodo flocculento proveniente de um Reator UASB de escala real, localizado na Estação de Tratamento de Esgoto de Ulisses Guimaraes, da CESAN - Vila Velha.

O lodo ficou em repouso por 40 horas para aclimação, posteriormente, realizou-se a partida do sistema com alimentação de esgoto sanitário (afluente) na vazão de 1,8 L/min durante 48 horas. Após esse período, aumentou-se a vazão para 3 L/min por 96 horas e a continuação começou a etapa 1 (TDH 13 horas) com uma vazão de 4,8 L/min por 52 dias.

Figura 11- Vista lateral do RAC



Fonte: Elaboração própria

4.3.2 Etapas da pesquisa

O experimento teve uma duração de oito meses de monitoramento, divididos em quatro etapas variando o TDH, a fim de comparar a eficiência de tratamento, as características quali-quantitativas do lodo, a atividade metanogênica específica (AME) e a sedimentabilidade do lodo, conforme apresentado na Tabela 9.

Tabela 9- Etapas da pesquisa

Etapa	Periodo	Duração (dias)	TDH (Horas)	Vazão (L/s)
1	1º dia ao 52º	52	13	0,08
2	53º dia ao 114º	61	10	0,10
3	115º dia ao 178º	63	8	0,12
4	179º dia ao 237º	58	6	0,17

Fonte: Elaboração própria

A vazão do efluente foi medida diariamente na caixa de distribuição 02 (Figura 12) utilizando o método volumétrico, o qual consiste em determinar a vazão a partir do tempo necessário para encher um bequer de volume conhecido. Os ajustes eventuais da vazão para manter o TDH em cada etapa foram corrigidos utilizando uma tulipa na caixa de distribuição 01 (CD01), onde chega o esgoto bruto (afluente).

Figura 12- A) Ponto de amostragem e medição de vazão do efluente do RAC



Fonte: Elaboração própria

4.3.3 Controle de parâmetros operacionais

Os parâmetros operacionais do RAC foram controlados para que as etapas mantivessem as respectivas condições de operação e que possibilitassem a

comparação entre elas. Os cálculos de cada um dos parâmetros são mostrados na Tabela 4 e as médias dos parâmetros operacionais do reator RAC durante a realização das quatro etapas avaliadas são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10- Condições operacionais do RAC para as 4 etapas

Etapa	Parâmetros Operacionais						
	TDH (Horas)	Vazão (L/s)	Velocidade Ascensional (m.h ⁻¹)	CHV (m ³ /m ³ .h)	CO (Kg/d)	COV (Kg/m ³ .d)	CB (kg DQO/ kgSVT.d)
1	13	0,08	0,36	0,08	2,86	0,76	0,14
2	10	0,1	0,43	0,1	2,77	0,73	0,07
3	8	0,12	0,53	0,11	3,75	0,99	0,11
4	6	0,17	0,76	0,16	5,07	1,34	0,16

Fonte: Elaboração própria. TDH: Tempo de detenção hidráulica, CHV: Carga hidráulica volumétrica, CO: Carga orgânica, COV: Carga orgânica volumétrica, CB: carga biológica.

4.4 MONITORAMENTO DO REATOR RAC

O programa de monitoramento incluiu análises físico-químicas para a fase líquida que consiste de afluente e efluente e para fase sólida que consiste do lodo presente no reator.

As análises laboratoriais e os métodos analíticos foram realizados no laboratório da CESAN, situado na ETE Araçás, exceto a análise relacionada à granulometria do lodo, sendo realizada no laboratório de Saneamento Ambiental da UFES (campus Goiabeiras). As amostras foram armazenadas e preservadas seguindo as recomendações do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012) até a realização da análise (Tabela 11).

A caixa de distribuição (CD 01), apresentada na Figura 10 refere-se o ponto de amostragem do afluente ou esgoto bruto, em quanto a caixa de distribuição 02 (CD 02) refere-se o ponto de monitoramento e amostragem para o efluente. As coletas do afluente e efluente foram feitas com amostragem simples e manual entre as 9:00 h e 11:00 h, na periodicidade indicada na Tabela 11.

Para avaliar a eficiência de remoção dos parâmetros monitorados, calculou-se a concentração dos parâmetros de afluente e efluente por meio de uma média ponderada, e utilizou-se a seguinte equação:

$$E (\%) = \frac{C_0 - C}{C_0} \cdot 100 \quad (3)$$

Onde:

E: Eficiência de remoção do parâmetro avaliado (%)

C: Concentração final do parâmetro analisado (mg/L)

C₀: Concentração inicial do parâmetro analisado (mg/L)

Tabela 11- Programa de monitoramento do reator RAC

Determinações Analíticas	Unidade	Periodicidade	Método	Referência
Amostra líquida				
pH	-	3 x Semana	Eletrométrico	APHA, 2012 (4500- H B+)
Temperatura	°C	3 x Semana	Potenciométrico	APHA, 2012 (2550 B)
Alcalinidade	mg/L	1 x Semana	Titulometria	APHA, 2012
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	mg/L	2 x Semana	Colorimétrico	APHA, 2012 (5220D)
Demanda Química de Oxigênio filtrada (DQO _f)	mg/L	2 x Semana	Colorimétrico	APHA, 2012 (5220D)
Nitrogênio Amoniacal (N-NH ₃)	mg/L	1 x Semana	Titulometria	APHA, 2012 (4500-NH ₃ B; C)
Nitrogênio total Kjeldahl (NTK)	mg/L	1 x Semana	Titulometria	APHA, 2012 (4500-Norg B)
Turbidez	NTU	3 x Semana	Nefelométrico	APHA, 2012 (2130 B)
Sólidos Suspensos Totais (SST)	mg/L	2 x Semana	Gravimétrico	APHA, 2012 (2540B; 2540D)
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	mg/L	2 x Semana	Gravimétrico	APHA, 2012 (2540B; 2540E)
Sólidos Totais (ST)	mg/L	2 x Semana	Gravimétrico	APHA, 2012 (2540B; 2540E)
Sólidos Voláteis (SV)	mg/L	2 x Semana	Gravimétrico	APHA, 2012 (2540B; 2540E)
Sólidos Sedimentáveis (SS)	ml/L	3 x Semana	Cone Imhoff	APHA, 2012 (2540 F)
Fósforo total (P)	mg/L	1 x Semana	Colorimétrico	APHA, 2012(4500-P; E)
Amostra sólida				
Sólidos Totais (ST)	mg/L	1 x Semana	Gravimétrico	APHA, 2012 (2540B; 2540E)
Sólidos Voláteis (SV)	mg/L	1 x Semana	Gravimétrico	APHA, 2012 (2540D; 2540E)
Índice Volumétrico de lodo (IVL)	ml lodo/gr SSV	1 x Semana	Sedimentabilidade	APHA, 2012 (2710 D)
Granulometria	Partículas/ml	4 x Etapa		

Fonte: Elaboração própria

4.4.1 Caracterização da biomassa no RAC

Foram avaliadas as principais características do lodo produzido no reator RAC: perfil de sólidos ao longo do reator, índice volumétrico do lodo (IVL), distribuição granulométrica, e análise de imagens do lodo por microscopia eletrônica de varredura (MEV).

Perfil de sólidos

A determinação do perfil de sólidos no reator RAC realizou-se semanalmente, com coleta de amostras nas torneiras inferiores (T1, T3, T5) de cada compartimento, com a finalidade de ter os dados de ST e SV os quais são mostrados em ANEXO 2.

Para avaliar a massa de SV presente no reator adaptou-se a metodologia de Chernicharo (2007), sendo realizada a partir do perfil de sólidos, sabendo que a quantidade de sólidos voláteis representa a quantidade de sólidos biológicos no reator.

Primeiramente para saber a quantidade de sólidos por compartimento utilizou-se a seguinte equação:

$$M_c = (SV_1 * A * H_1) + \left(\frac{SV_1 + SV_2}{2}\right) * A * H_2 \quad (4)$$

Onde:

M_c : Massa de SV presente no Compartimento (kg)

SV_1 : Concentração de SV na torneira inferior (g/L)

SV_2 : Concentração de SV na torneira superior (g/L)

H_1 : Altura da torneira inferior (m)

H_2 : altura da torneira superior (m)

A : área transversal do compartimento (m²)

Sabendo a quantidade de massa de SV por compartimento, pode-se obter a quantidade de massa de SV do reator por meio da seguinte equação (5):

$$M_t = M_{c1} + M_{c2} + M_{c3} - M_{ret} \quad (5)$$

Onde:

M_t : Massa total de SVT no reator (kg)

M_{c1} : Massa de SVT no compartimento 1 (kg)

M_{c2} : Massa de SVT no compartimento 2 (kg)

M_{c3} : Massa de SVT no compartimento 3 (kg)

M_{ret} : Massa de SVT retirada (kg)

Idade do lodo

Calculou-se a idade do lodo definida como a razão entre a massa de lodo presente no reator e as taxas decorrentes das perdas por descarte e por arraste, já que este é considerado um parâmetro importante para garantir o bom desempenho de um sistema biológico anaeróbio (VAN HAANDEL, 2015). Para poder obter a idade de lodo ou tempo de retenção de sólidos utilizou-se a seguinte equação:

$$I = \frac{M_t}{M_d} \quad (6)$$

Onde:

I : Idade de lodo (dias)

M_t : Massa total de lodo dentro no sistema (Kg)

M_d : Perda de sólidos totais num determinado tempo (kg/d)

Distribuição granulométrica

A distribuição granulométrica do lodo foi determinada em triplicata para as 3 diferentes torneiras inferiores através do contador de partículas da marca *Hiac 9703*. As faixas de tamanhos de partículas avaliadas foram <30 μm , 30-50 μm , 50-100 μm , 100-150 μm , 200 μm .

O detalhamento metodológico do procedimento encontra-se apresentado no Anexo 4.

Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

O índice volumétrico do lodo foi determinado para possibilitar a avaliação das modificações na sedimentabilidade do lodo em função dos diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH). Os valores do teste durante as 4 etapas são mostrados em ANEXO 3.

A análise baseou-se na técnica descrita por Von Sperling (1997). O procedimento consistiu de: (a) abertura da torneira de amostragem, com descarte de 250 ml de lodo, para evitar a coleta de lodo retido nas torneiras; (b) coleta de 1 L de lodo em recipientes adequados e colocar em provetas graduadas de 1L; (c) após 30 minutos, medição em mL do lodo sedimentado (Figura 13).

O IVL é dado pela seguinte relação:

$$IVL \left(\frac{ml}{g} \right) = \frac{\text{Volume do lodo sedimentado (ml)}}{SST \text{ do lodo} \left(\frac{g}{ml} \right)} \quad (7)$$

Figura 13- Teste do índice volumétrico do lodo



Fonte: Elaboração própria

No trabalho, optou-se pela determinação de SV em vez de SSV no lodo, pela maior facilidade analítica e tendo em vista que a diferença entre ambos os parâmetros é pouco representativa para o cálculo do IVL. Os resultados do teste foram comparados com a Tabela 5 a qual mostra a interpretação dos resultados segundo Von Sperling (1997).

4.5 ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE

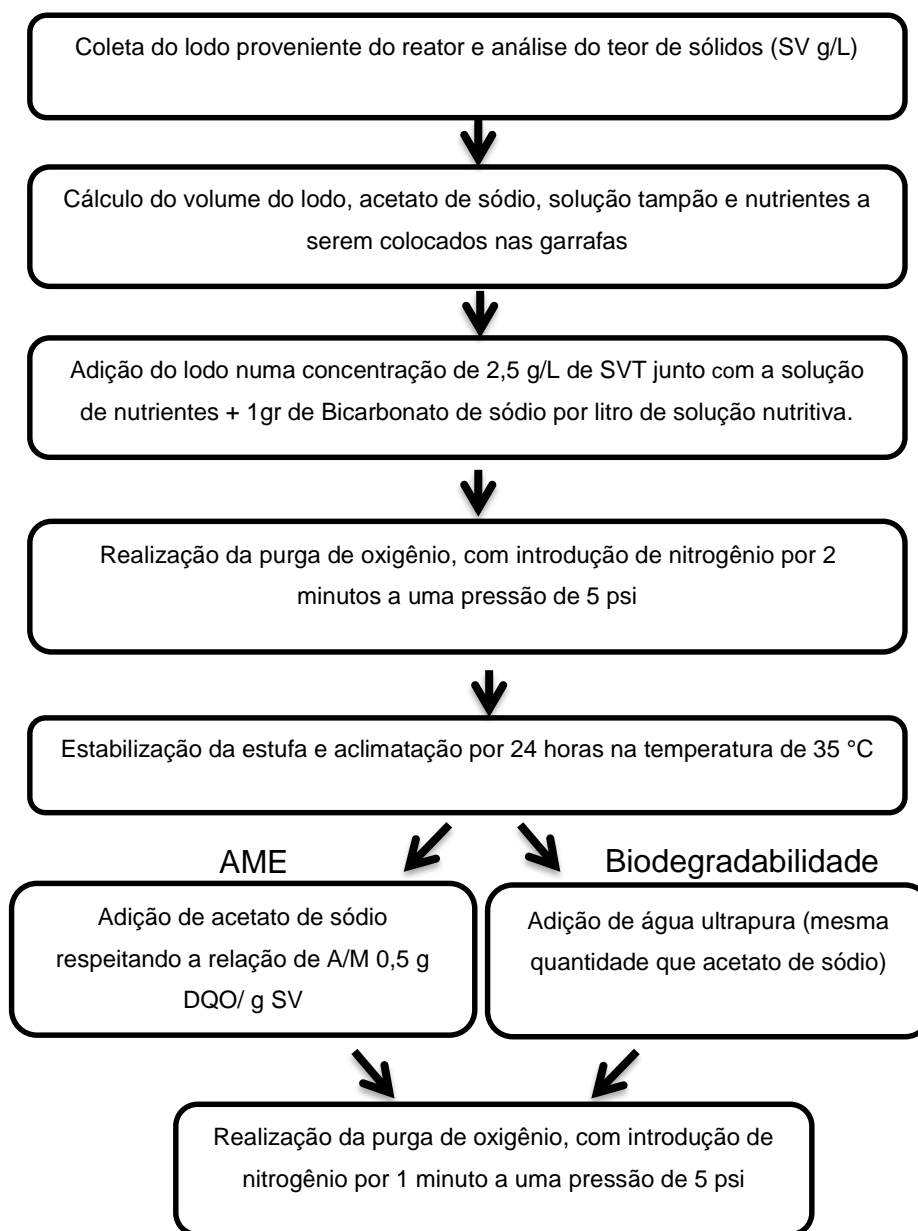
O teste de atividade metanogênica específica foi realizado, em duplicata, para cada uma das etapas estudadas. No teste, foi avaliada a capacidade do lodo de produzir metano a partir de acetato em condições otimizadas, e também avaliar a biodegradabilidade do lodo. A Figura 14 apresenta o fluxograma resumido das etapas para montagem do sistema de avaliação da atividade metanogênica específica e teste de biodegradabilidade.

O ensaio foi realizado de acordo com a metodologia descrita por Ferreira (2017) e Pontes (2003), em batelada e duplicata para o lodo de cada compartimento (T1, T3 e T5) por etapa, com um tempo de avaliação de dois meses. Para tanto, foram utilizadas, garrafas de soro de vidro de 250 ml com agitação manual diária no momento de aferição do volume deslocado. A solução contendo nutrientes + acetato + lodo, ocupava um volume útil de 1740 ml (68%) do volume do frasco, sendo o *headspace*, portanto, de 32%.

A incubação foi realizada em uma estufa climatizada com temperatura controlada a 35 ± 1 °C. O volume de metano produzido foi medido diariamente durante 2 meses, por meio do deslocamento de água de uma garrafa de 250 ml invertida (conectada por mangueiras de silicone ao frasco de reação), causado pela geração de biogás (Figura 15). Os dados da medição diária, ao serem plotados graficamente, dão origem a uma curva a qual apresenta uma assíntota horizontal, cujo valor é utilizado para os cálculos da AME (ESPOSITO *et al.*, 2012).

Para cada TDH estudados, coletou-se lodo proveniente de cada compartimento do RAC (C1, C2 e C3). As análises de teor de sólidos (ST e SV) das amostras de lodos foram realizadas de acordo com APHA (2012).

Figura 14- Fluxograma de avaliação da Atividade Metanogênica Específica (AME) e biodegradabilidade anaeróbia



Fonte: Adaptado de Ferreira (2017)

Figura 15- Incubação dos frascos de reação a 35°C



Fonte: Elaboração própria

Para a determinação da concentração inicial do lodo inoculado, por questões de facilidade analítica, foi realizada a análise do SVT em vez de SSV. O volume de lodo necessário para o atendimento aos critérios mencionados na Figura 15 foi calculado de acordo com a equação a seguir descrita por Chernicharo (2007).

$$V_L = \frac{C_m \cdot V_m}{C_L} \quad (8)$$

Onde:

V_L : Volume de lodo adicionado para o teste (L)

C_L : Concentração de sólidos voláteis do lodo (gSV/L)

V_m : volume total da mistura (L)

C_m : concentração de lodo desejado na mistura (gSV/L)

Para a determinação da produção máxima de metano, foi utilizado como substrato o acetato de sódio, visto que este é o precursor do gás metano produzido em condições anaeróbias. Sabendo que a concentração do acetato de sódio foi de 100 gDQO/L, utilizou-se a seguinte equação da diluição para determinar o volume do substrato adicionado. (CHERNICHARO, 2007):

$$V_1 = \frac{C_2 \cdot V_2}{C_1} \quad (9)$$

Onde:

V₁: volume de substrato adicionado (ml)

C₁: concentração do substrato (mgDQO/ ml)

V₂: volume total da mistura (ml)

C₂: concentração final na solução (mgDQO/ml)

A solução de nutrientes utilizada no teste encontra-se especificada no ANEXO 1. Esta solução foi preparada com água ultrapura e foi adicionado 1 ml da solução de micronutrientes a 1 litro da solução de macronutrientes.

A atividade metanogênica específica do lodo foi determinada a partir da taxa de produção de metano (ml CH₄), por unidade de biomassa SV do lodo por unidade de tempo (AQUINO *et al.*, 2007). O tempo do teste foi considerado concluído após a obtenção da fase exponencial de produção de biogás.

Os dados foram tratados através de regressão linear simples obtendo a quantidade de ml CH₄ através da tangente no período de máxima inclinação da curva.

Para o cálculo da AME executa-se a seguinte equação (8):

$$AME = \frac{\frac{ml\ CH_4}{mg\ DQO\ CH_4}}{g\ SV} \quad (10)$$

Onde:

AME: Atividade metanogênica específica (g DQO_{CH₄}/gSVT.d)

ml CH₄: corresponde ao 72% do biogás produzido, sabendo que a produção cumulativa de biogás é obtida através da inclinação da parte linear da curva de produção cumulativa de biogás diário.

mg DQO_{CH₄}: corresponde a conversão de 1 ml de CH₄ é 2,5 mg de DQO.

g SV: gramas de sólidos voláteis totais.

4.6 BALANÇO DE MASSA EM TERMOS DE DQO

A DQO removida no reator é convertida em metano (DQO_{CH_4}) ou em biomassa ($DQO_{\text{sólidos}}$). Para obter a DQO do lodo retido no reator aplicou-se a seguinte fórmula da equação 9 e considerou-se o coeficiente empírico $1,48 \text{ gDQO.gSV}^{-1}$.

$$DQO_{\text{Lodo ret}} = \frac{(\text{Massa SV2} - \text{Massa SV1}) + \text{Massa Descartada SV}}{t_2 - t_1} * 1,48 \quad (11)$$

$DQO_{\text{Lodo ret}}$: DQO do lodo retido no reator RAC (kg/d)

Massa SV: Massa Sólidos voláteis (kg)

t_2, t_1 : tempo (dias)

$$DQO_{\text{Lodo efl}} = \frac{Q * (DQO_{\text{Efl total}} - DQO_{\text{Efl filtrado}})}{1000} \quad (12)$$

$DQO_{\text{Lodo efl}}$: DQO do lodo no efluente (g/d)

Q: Vazão (L/d)

$DQO_{\text{Efl total}}$: DQO total do efluente (mg/L)

$DQO_{\text{Efl filtrado}}$: DQO filtrada do efluente (mg/L)

A partir da determinação da DQO do lodo e a DQO removida do reator foi possível determinar a DQO do metano a qual foi comparada com um valor teórico estimativo.

De acordo com Chernicharo (2007), é possível estimar a produção de metano em função da carga orgânica aplicada ao reator a partir as equações 13,14,15,16 e 17. Adotou-se um valor padrão para a produção específica de metano ($0,35 \text{ m}^3$ de CH_4 por Kg de DQO removida nas condições normais de temperatura e pressão) (PRADO, 2006).

$$DQO_{CH_4} = Q * (S_1 - S_2) - Y_{obs} * Q * S_1 \quad (13)$$

Onde:

DQO_{CH_4} : Carga de DQO convertida em metano ($\text{KgDQO}_{CH_4}/\text{d}$)

Q: vazão de esgoto afluente (m³/d)

S1: Concentração de DQO afluente (kgDQO/m³)

S2: Concentração de DQO efluente (kgDQO/m³)

Y_{obs}: coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO (0,18 KgDQO_{lodo}/KgDQO_{remov})

Para a conversão de massa de metano em produção volumétrica, aplica-se a seguinte equação:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad (14)$$

Onde:

Q_{CH₄}: Produção volumétrica de metano (m³/d)

K(t): Fator de correção para a temperatura operacional do reator (kgDQO/m³)

$$K(t) = \frac{P * K_{DQO}}{R * (273 + T)} \quad (15)$$

P: pressão atmosférica (1 atm)

K_{DQO}: DQO correspondente a um mol de CH₄ (64gDQO/mol)

R: constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K)

T: temperatura operacional do reator (°C)

A produção total de biogás pode ser estimada, sabendo que a sua composição é cerca de 70 – 80% de metano nos reatores tratando esgoto doméstico e a porcentagem de biogás perdido durante a operação é de 20-50% (adotou-se 35%) segundo Lettinga (1994).

$$Q_{Biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (16)$$

Onde:

Q_{Biogás}: Produção volumétrica de biogás (m³/d)

C_{CH₄}: Porcentagem de metano presente no Biogás (adotou-se 70%)

Para obter DQO_{CH_4} no biogás optou-se por usar a equação baseada em Souza (2010):

$$DQO_{CH_4 \text{ biog}} = Q \cdot CH_{4 \text{ Biogás}} \cdot \frac{64}{26,87} \quad (17)$$

Onde:

$DQO_{CH_4 \text{ Biog}}$: g/d

Q: vazão (L/d)

$CH_4 \text{ Biogás}$: %

Coefficiente estequiométrico: 64/26,87 gDQO/L $_{CH_4}$

4.7 MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA

A partir da microscopia eletrônica de varredura (MEV) se pretende verificar a estrutura da biomassa, sendo considerada uma ferramenta nos estudos de anaerobiose. O teste foi realizado de acordo com a metodologia de Da Silva (2011), com a utilização de um microscópio eletrônico de varredura marca JOEL JSM-6610LV (Figura 16) do Laboratório de Ultraestrutura Celular Carlos Alberto Redins da Universidade Federal de Espírito Santo.

Figura 16- Microscópio Eletrônico de Varredura (JOEL JSM-6610L)



Fonte: Elaboração própria

O procedimento utilizado para a preparação das amostras de lodo retiradas das torneiras T1, T3 e T5 são apresentados a seguir:

- As amostras foram pipetadas (1 ml) em lamínulas porta objetos guardadas em placas petri. (Figura 17).
- Foram imersas em solução fixativa de karnovisk (Glutaraldeido 2,5 % + Paraformaldeido 2 %) modificado com pH neutro de 7,2 por 24 horas.
- Posteriormente foram lavadas 3 vezes com solução tampão de cacodilato durante 10 minutos.

- Na terceira lavagem foram acrescentadas, em ambiente protegido, 2 gotas de solução de tetróxido de ósmio.
- Após 1 hora as amostras foram lavadas por 3 vezes com água destilada.
- Posteriormente foram desidratadas em gradiente de álcool durante 10 minutos (30%, 50%, 70%, 90% e 100%) sendo a de 100 % por 3 vezes de 10 minutos (Figura 18).
- Em seguida, foram colocadas no dessecador por 7 dias para completar a secagem.

Após a secagem, as amostras contidas nas lamínulas foram colocadas em suportes metálicos para ser metalizadas empregando o aparelho marca DENTON VACUUM – DESK V para a realização da cobertura de ouro (Figura 19). Após 25 minutos, na etapa de vacum, foi possível baixar a pressão e finalmente metalizar por 2 minutos. O revestimento em ouro é necessário para retirar a permeabilidade das amostras, facilitando a visualização no microscópio.

Figura 17- Amostra de lodo do RAC em lamínula



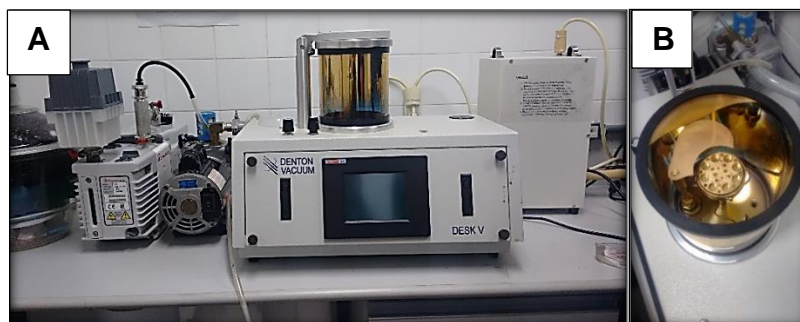
Fonte: Elaboração própria

Figura 18- Gradiente de álcool para desidratação das amostras



Fonte: Elaboração própria

Figura 19- A) Metalizador para cobrir as amostras com ouro, B) Vista interna do metalizador



Fonte: Elaboração própria

4.8 ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS

Utilizou-se estatística descritiva e análises de variância para poder comparar os resultados obtidos durante as quatro etapas da pesquisa. Os resultados obtidos nos diversos parâmetros estão apresentados em forma de gráficos e tabelas nas diversas fases de operação. Os gráficos e as tabelas foram elaborados com auxílio dos programas Microsoft Excel, Biostat 5.0 e GraphPad Prism 6.

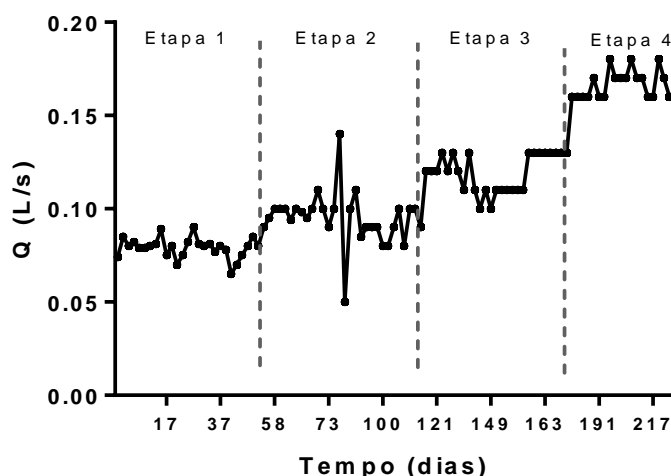
As análises estatísticas consistem de: medidas de posição (média aritmética, máximo e mínimo), medidas de variabilidade (desvio padrão), medidas de comparação (Kruskal-Wallis) e medidas de comparação entre médias pelo teste Student-Newman-Keuls o qual é equivalente ao teste Tukey.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 DESEMPENHO DO TRATAMENTO ANAERÓBIO

A vazão do esgoto sanitário afluyente foi controlada manualmente visando alcançar o TDH pré-estabelecido para cada uma das etapas. Considerando a escala do sistema proposto, é de se esperar variações de vazão ao longo do dia, tal que puderam ser observados ao longo do estudo. A Figura 20 apresenta a série histórica de vazão de trabalho ao longo de todo o período de monitoramento.

Figura 20- Vazão do afluyente ao reator durante as quatro etapas



A vazão média observada para cada uma das 4 etapas foi de 0,08 L/s, 0,1 L/s, 0,12 L/s e 0,17 L/s para os TDH de 13, 10, 8 e 6 horas, respectivamente. Por meio dos resultados, pôde-se identificar também picos e valores esporádicos causados por dias chuvosos ou contratemplos operacionais.

A Tabela 12 apresenta um resumo dos dados de eficiência de tratamento da fase líquida em valores médios, enquanto as Tabelas 13 e 14 apresentam os resultados da análise de variância, indicando se os valores indicam diferenças significativas entre as 4 etapas, as quais são referenciadas com letras minúsculas conforme legenda.

Tabela 12- Valor médio das concentrações dos parâmetros de entrada e saída do RAC

Análise	Etapa /TDH (Horas)											
	Etapa 1 (13 h)			Etapa 2 (10 h)			Etapa 3 (8 h)			Etapa 4 (6 h)		
	Afluyente	Efluente	% de remoção	Afluyente	Efluente	% de remoção	Afluyente	Efluente	% de remoção	Afluyente	Efluente	% de remoção
pH	7,1 ± 0,1	6,8 ± 0,2	-	7,2 ± 0,1	6,9 ± 0,1	-	7,1 ± 0,1	7,00 ± 0,1	-	7,1 ± 0,2	6,9 ± 0,2	-
Temperatura (C°)	25,3 ± 2,0	25,1 ± 2,1	-	23,9 ± 1,6	23,5 ± 1,6	-	23,3 ± 1,3	23,1 ± 1,1	-	25 ± 1,1	24,9 ± 1,4	-
Alcalinidade (mg/L)	222,5 ± 18,8	285,0 ± 42,9	-	210,5 ± 52,6	302,5 ± 19,2	-	222,5 ± 12,5	351,75 ± 20	-	240,3 ± 51,6	340,67 ± 43,6	-
Turbidez (NTU)	110,5 ± 17,8	57,3 ± 9,5	47	109,5 ± 19,8	68,80 ± 19,8	37	112,76 ± 23,33	68,89 ± 15,8	36	108,3 ± 13,3	72,81 ± 9,8	32
DQO (mg/L)	451,6 ± 83,0	198,1 ± 32,0	51	323,9 ± 171,0	161,52 ± 57,0	44	383 ± 182,3	194,15 ± 48,57	41	349,2 ± 72,0	206,21 ± 5,0	39
DQO Filtrada (mg/L)	196,1 ± 28,4	127,6 ± 27,4	35	104,9 ± 38,3	59,13 ± 22,6	43	155,8 ± 52,2	89,37 ± 23,1	38	182,8 ± 40,7	110,9 ± 20,2	37
N-NH ₄ (mg/L)	44,7 ± 5,1	53,0 ± 3,2	-	40,8 ± 10,8	41,2 ± 8,6	-	44,6 ± 16,3	43,6 ± 3,3	-	42,3 ± 5,3	42,1 ± 8,3	-
NTK (mg/L)	54,8 ± 3,8	55,1 ± 3,7	-	44,5 ± 11,1	44,9 ± 9,9	-	48,8 ± 15,1	45,2 ± 4,1	3	53,9 ± 10,9	46,6 ± 8,4	11
P (mg/L)	5,1 ± 1,9	5,1 ± 1,9	1	5,1 ± 2,2	4,8 ± 2,0	5	5,3	4,9 ± 0,6	7	4,8 ± 1,2	4,5 ± 0,9	5

Fonte: Elaboração própria

Cont. Tabela 12- Valor médio das concentrações dos parâmetros de entrada e saída do RAC

Análise	Etapa /TDH (Horas)											
	Etapa 1 (13 h)			Etapa 2 (10 h)			Etapa 3 (8 h)			Etapa 4 (6 h)		
	Afluente	Efluente	% de remoção	Afluente	Efluente	% de remoção	Afluente	Efluente	% de remoção	Afluente	Efluente	% de remoção
ST (g/L)	1,3 ± 0,8	0,91 ± 0,29	30	0,74 ± 0,1	0,64 ± 0,3	13	0,95 ± 0,3	0,76 ± 0,2	20	1,30 ± 0,9	0,71 ± 0,20	45
SV (g/L)	0,3 ± 0,1	0,15 ± 0,05	55	0,20 ± 0,1	0,17 ± 0,01	15	0,29 ± 0,1	0,16 ± 0,04	44	0,28 ± 0,1	0,15 ± 0,07	46
SST (g/L)	0,2 ± 0,06	0,04 ± 0,01	77	0,15 ± 0,1	0,05 ± 0,01	66	0,12 ± 0,04	0,06 ± 0,02	50	0,11 ± 0,1	0,08 ± 0,03	27
SSV (g/L)	0,13 ± 0,04	0,03 ± 0,02	76	0,1 ± 0,1	0,03 ± 0,01	70	0,08 ± 0,03	0,04 ± 0,01	50	0,07 ± 0,1	0,05 ± 0,01	28
SS (ml/L)	-	0,09	-	-	0,15 ± 0,2	-	-	0,14 ± 0,3	-	-	0,5 ± 0,1	-

Fonte: Elaboração própria

Tabela 13- Significância estatística para as análises do afluente em cada etapa

Análise	Etapa /TDH (Horas)							
	n	Etapa 1 (13 h)	n	Etapa 2 (10 h)	n	Etapa 3 (8 h)	n	Etapa 4 (6 h)
pH	27	7,1 ± 0,1 ^a	30	7,2 ± 0,18 ^a	27	7,1 ± 0,1 ^a	19	7,1 ± 0,23 ^a
Temperatura (C°)	27	25,3 ± 2,0 ^a	30	23,9 ± 1,6 ^{b,d}	27	23,3 ± 1,3 ^{c,d}	19	25 ± 1,1 ^a
Alcalinidade (mg/L)	27	222,5 ± 18,8 ^a	30	210,5 ± 52,6 ^a	27	222,5 ± 12,5 ^a	19	240,3 ± 51,6 ^a
Turbidez (NTU)	27	110,5 ± 17,8 ^a	30	109,5 ± 19,8 ^a	27	112,76 ± 23,3 ^a	19	108,3 ± 13,3 ^a
DQO (mg/L)	16	451,6 ± 83 ^a	14	323,9 ± 171 ^{b,d,e}	15	383 ± 182,3 ^{c,d,f}	12	349,24±72 ^{a,e,f}
DQO Filtrada (mg/L)	16	196,1± 28,4 ^a	14	104,9 ± 38,3 ^b	15	155,8±52,2 ^c	12	182,8 ± 40,7 ^a
N-NH ₄ (mg/L)	8	44,7 ± 5,1 ^a	9	40,8 ± 10,8 ^a	9	44,6 ± 16,3 ^a	9	42,3 ± 5,3 ^a
NTK (mg/L)	8	54,8 ± 3,8 ^a	9	44,5 ± 11,1 ^a	9	48,8 ± 15,1 ^a	9	53,9 ± 10,9 ^a
P (mg/L)	8	5,1 ± 1,9 ^a	9	5,1 ± 2,2 ^a	9	5,3 ^{b,d}	9	4,8 ± 1,2 ^{c,d}
ST (g/L)	16	1,31 ± 0,82 ^a	16	0,74 ± 0,16 ^a	16	0,95 ± 0,36 ^a	12	1,30 ± 0,98 ^a
SV (g/L)	16	0,34 ± 0,15 ^a	16	0,20 ± 0,13 ^{b,c}	16	0,29 ± 0,17 ^a	12	0,28 ± 0,19 ^{a,c}
SST (g/L)	16	0,18 ± 0,06 ^a	16	0,15 ± 0,14 ^{b,e}	16	0,12 ± 0,04 ^{c,e}	12	0,11 ± 0,05 ^{d,e}
SSV (g/L)	16	0,13 ± 0,04 ^a	16	0,1 ± 0,1 ^{b,e}	16	0,08 ± 0,03 ^{c,e}	12	0,07 ± 0,05 ^{d,e}

Fonte: Elaboração própria. Letras diferentes apresentam diferença significativa (95%) segundo o teste Studen Newman Keuls.

Tabela 14- Significância estatística para as análises do efluente em cada etapa

Análise	Etapa /TDH (Horas)							
	n	Etapa 1 (13 h)	n	Etapa 2 (10 h)	n	Etapa 3 (8 h)	n	Etapa 4 (6 h)
pH	27	6,8 ± 0,18 ^a	30	6,9 ± 0,1 ^{b,c}	27	7,0 ± 0,07 ^b	19	6,9 ± 0,2 ^{ac}
Temperatura (C°)	27	25,1 ± 2,1 ^a	30	23,5 ± 1,6 ^{b,d}	27	23,1 ± 1,1 ^{c,d}	19	24,9 ± 1,4 ^a
Alcalinidade (mg/L)	27	285 ± 42,9 ^a	30	302,5 ± 19,2 ^{b,e}	27	351,75 ± 20 ^{c,e,f}	19	340,67 ± 43,65 ^{d,f}
Turbidez (NTU)	27	57,3 ± 9,5 ^a	30	68,8 ± 19,8 ^a	27	68,8 ± 15,8 ^a	19	72,8 ± 9,83 ^a
DQO (mg/L)	16	198,1 ± 32 ^a	14	161,5 ± 57 ^{b,c}	15	194,1 ± 48,5 ^{a,c,d}	12	206,2±52 ^{a,d}
DQO Filtrada (mg/L)	16	127,6 ± 27,4 ^a	14	59,1 ± 22,6 ^b	15	89,3± 23,1 ^{c,d}	12	110,9 ± 20,2 ^{a,d}
N-NH ₄ (mg/L)	8	53 ± 3,2 ^a	9	41,2 ± 8,6 ^a	9	43,6 ± 3,3 ^a	9	42,1 ± 8,3 ^a
NTK (mg/L)	8	55,1 ± 3,7 ^a	9	44,9 ± 9,9 ^{b,e}	9	45,2 ± 4,1 ^{c,e}	9	46,6 ± 8,4 ^{d,e}
P (mg/L)	8	5,1 ± 1,9 ^a	9	4,8 ± 2,02 ^a	9	4,9 ± 0,65 ^{b,d}	9	4,5 ± 0,91 ^{c,d}
ST (g/L)	16	0,91 ± 0,29 ^a	16	0,74 ± 0,16 ^a	16	0,76 ± 0,21 ^a	12	0,71 ± 0,20 ^a
SV (g/L)	16	0,15 ± 0,05 ^a	16	0,20 ± 0,13 ^a	16	0,16 ± 0,04 ^a	12	0,15 ± 0,07 ^a
SST (g/L)	16	0,04 ± 0,01 ^a	16	0,15 ± 0,14 ^{ad}	16	0,06 ± 0,02 ^{b,d,e}	12	0,08 ± 0,03 ^{c,e}
SSV (g/L)	16	0,03 ± 0,02 ^a	16	0,1 ± 0,1 ^a	16	0,04 ± 0,01 ^a	12	0,05 ± 0,03 ^a

5.1.1 Remoção da matéria orgânica

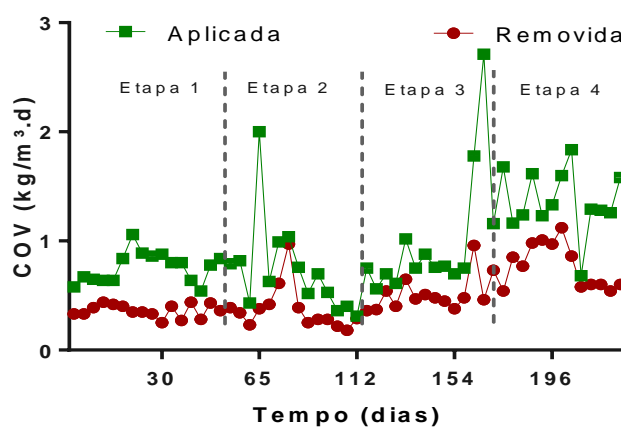
Durante a etapa 1, o RAC foi operado com carga orgânica volumétrica média de 0,76 kgDQO/m³.d, produzindo um efluente com valores médios de 198 mgDQO_{total}/L e 127 mgDQO_{filtrada}/L, alcançando uma eficiência média de 51% de remoção de DQO total e 35% de remoção de DQO filtrada. Durante a etapa 2 a carga orgânica volumétrica média foi de 0,73 kgDQO/m³.d sendo menor que da etapa 1, fato este que pode ter sido causado pela pluviosidade do período, o que ocasiona uma diluição do afluente. O efluente produzido nesta etapa apresentou concentrações medias de 161 mgDQO_{total}/L, 59 mgDQO_{filtrada}/L alcançando eficiências de 44% e 43% respectivamente.

A etapa 3 apresentou um valor médio para a carga orgânica volumétrica de 0,99 kgDQO/m³.d alcançando valores médios de 194 mgDQO_{total}/L e 89 mgDQO_{filtrada}/L para o efluente. A eficiência de remoção de DQO média corresponde a 41% e 38%, respectivamente.

Na etapa 4 o reator operou com uma COV de 1,34 kgDQO/m³.d obtendo um efluente com valores médios de 206 mgDQO_{total}/L, 110 mgDQO_{filtrada}/L, o que significa uma remoção de 39% e 37%, respectivamente.

Uma serie histórica de dados de carga orgânica volumétrica aplicada ao reator pode ser encontrada na Figura 21. A Figura 22 apresenta a série histórica dos dados de DQO_{total} para o afluente e o efluente do reator, bem como um gráfico do tipo box-plot para as etapas de monitoramento.

Figura 21- Série histórica das cargas orgânicas volumétricas aplicadas e removidas no RAC

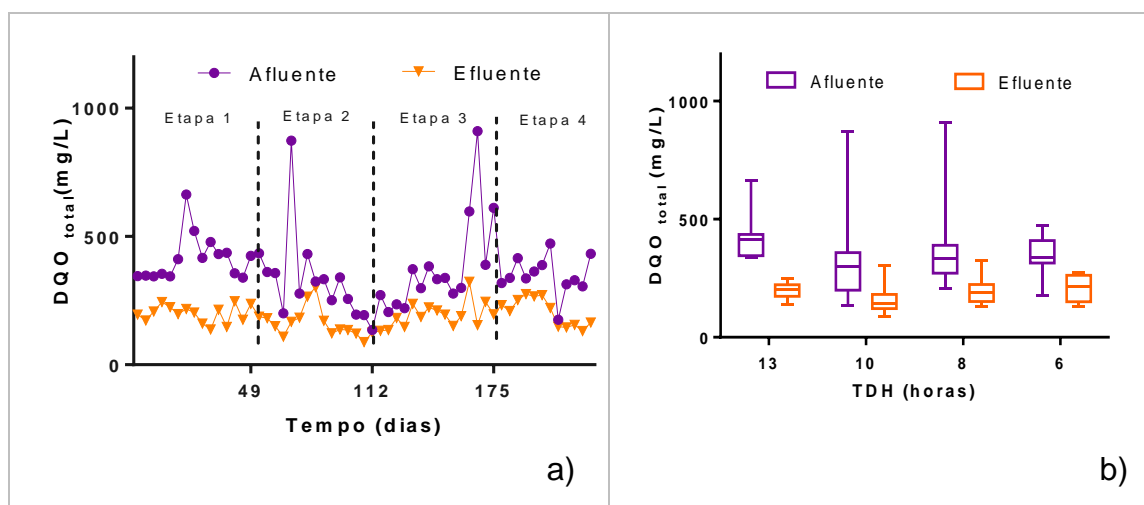


Fonte: Elaboração própria

Avaliando a série histórica da Figura 21 nota-se que durante as duas primeiras etapas a COV aplicada se mantém, exceto por um pico que pode ser justificado por questões operacionais. Ao final da etapa 3 outro pico foi registrado, desta vez alterando consideravelmente o comportamento padrão até então identificado, como pode ser notado ao longo de toda a etapa 4.

A análise estatística mediante o teste de Kruskal-Wallis indicou que houve diferença significativa (valor-p= 0,0004) entre as cargas orgânicas volumétricas aplicadas ao reator nas quatro etapas. Por meio do teste Student-Newman-Keuls, determinou-se que a diferença se dá entre as etapas 1 e 4 (valor-p= 0,0007), etapas 2 e 4 (valor-p= <0,0001) e etapas 3 e 4 (valor-p= 0,0167).

Figura 22- Valores de DQO_{total} nas diferentes etapas. a) Série histórica; b) Gráfico Box-Plot



Fonte: Elaboração própria

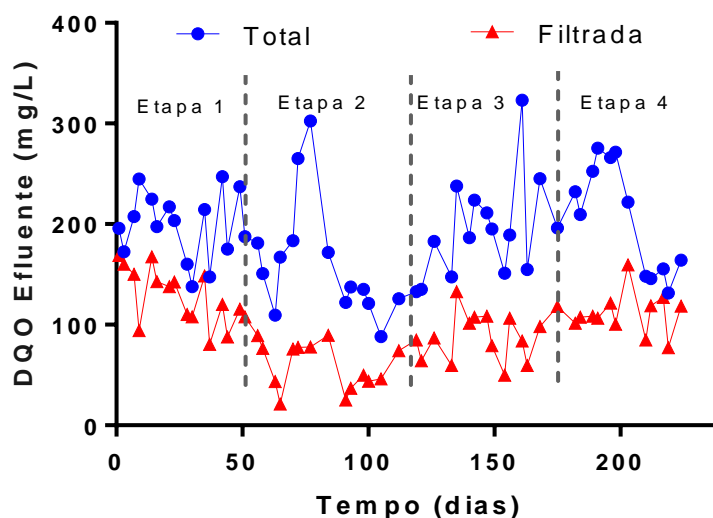
Se mostra que o tempo de contato entre o efluente e a biomassa é uma variável importante do tratamento da fase líquida. Os resultados desta pesquisa reforçam essa hipótese, pois com a redução do TDH ao longo das etapas houve queda dos valores médios de remoção de DQO_{total} .

Segundo Chernicharo (2007), valores superiores a 65% na remoção de matéria orgânica são considerados como eficientes para o tratamento anaeróbio de águas residuárias. Este trabalho não atinge tais valores, sugerindo que os TDHs utilizados estejam abaixo da faixa ótima requerida.

Observa-se que houve um aumento da DQO_{total} do efluente inversamente proporcional ao TDH. Esse comportamento pode ser justificado pelo arraste de lodo que, posteriormente, será discutido no item 5.2.

O gráfico da Figura 23 apresenta a série histórica de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ do efluente. Com o aumento do TDH observa-se um afastamento entre as curvas, reforçando a premissa de arraste de lodo e perdas de biomassa pelo efluente.

Figura 23- Série histórica da DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ do efluente



Fonte: Elaboração própria

O trabalho de Da Silva (2001) apresenta valores de remoção de DQO total, um pouco maiores que 50%, para as câmaras anaeróbias de um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio sob TDH de 8h. No trabalho de Aisse (2000) encontrou-se valores médios de remoção de 58% para um reator anaeróbio

compartimentado o qual tratou esgoto sanitário sob TDH de 17h. Tais valores aproximam-se dos resultados deste trabalho para o TDH de 13h.

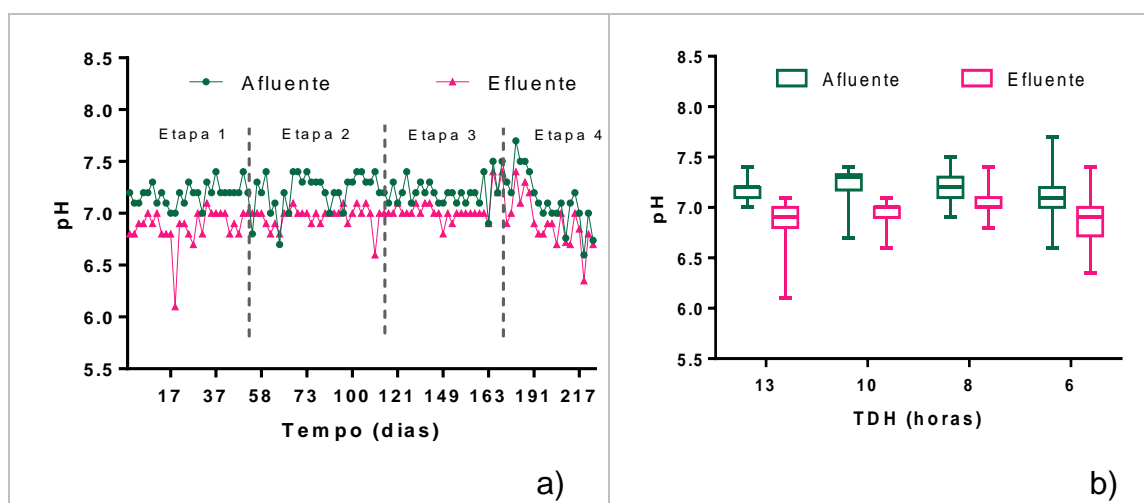
5.1.2 pH, temperatura, alcalinidade e turbidez

Os valores médios de pH medidos para o afluente e para o efluente foram, respectivamente de 7,1 e 6,8 a etapa 1; de 7,2 e 6,9 para a etapa 2; de 7,1 e 7 para a etapa 3 e de 7,2 e 6,9 para a etapa 4. A Figura 24 apresenta a série histórica para os dados de pH ao longo do período de monitoramento do reator.

Os valores para o pH do efluente nas 4 etapas são menores que os valores para o afluente. Isto era de se esperar, uma vez que uma leve queda do pH é característica do processo de digestão anaeróbia devido à etapa de acidogênese. Contudo, os valores de pH encontraram-se dentro de uma faixa estável e favorável ao metabolismo das bactérias metanogênicas, ou seja, entre 6,6 e 7,4 (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Foresti (1997), o monitoramento da alcalinidade é mais eficaz que o monitoramento do pH, já que uma pequena redução do pH implica em consumo de alcalinidade e, portanto, em diminuição significativa de tamponamento.

Figura 24- Valores de pH da fase líquida nas diferentes etapas. a) Série histórica; b) Gráfico Box-Plot



Fonte: Elaboração própria

Os valores médios de alcalinidade foram de 225,5 mgCaCO₃/L, 210 mgCaCO₃/L, 222,5 mgCaCO₃/L e de 240 mgCaCO₃/L para o afluente nas etapas 1, 2, 3 e 4,

respectivamente. Para o efluente, os valores médios de alcalinidade obtidos foram de 285 mgCaCO₃/L, 302,5 mgCaCO₃/L, 351,2 mgCaCO₃/L e 340 mgCaCO₃/L para as etapas 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Nota-se, portanto, um aumento de alcalinidade no efluente quando comparado ao afluente de 21%, 31%, 37% e de 30% nas etapas 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Hipoteticamente, o incremento da alcalinidade foi devido à formação de carbonatos e bicarbonatos no reator.

Bodkhe (2008) encontrou valores médios de alcalinidade do afluente na faixa de 230 a 330 mgCaCO₃/L e do efluente na faixa de 252 a 400 mgCaCO₃/L, tendo observado um incremento de 25 e 33%, respectivamente. Tais dados foram obtidos a partir de um reator anaeróbio compartimento em escala de laboratório. A faixa de variação dos resultados de Bodkhe, assemelham-se com a encontrada no presente estudo. As temperaturas durante o período da pesquisa tiveram como média os valores de 25,3°C para o afluente e 25,1°C para o efluente na etapa 1 (TDH= 13 h). 23,9 °C e 23,5 °C para o afluente e efluente na etapa 2, 23,3°C e 23,1°C para o afluente e efluente na etapa 3 e 25,1°C e 24,9°C para o afluente e efluente na etapa 4.

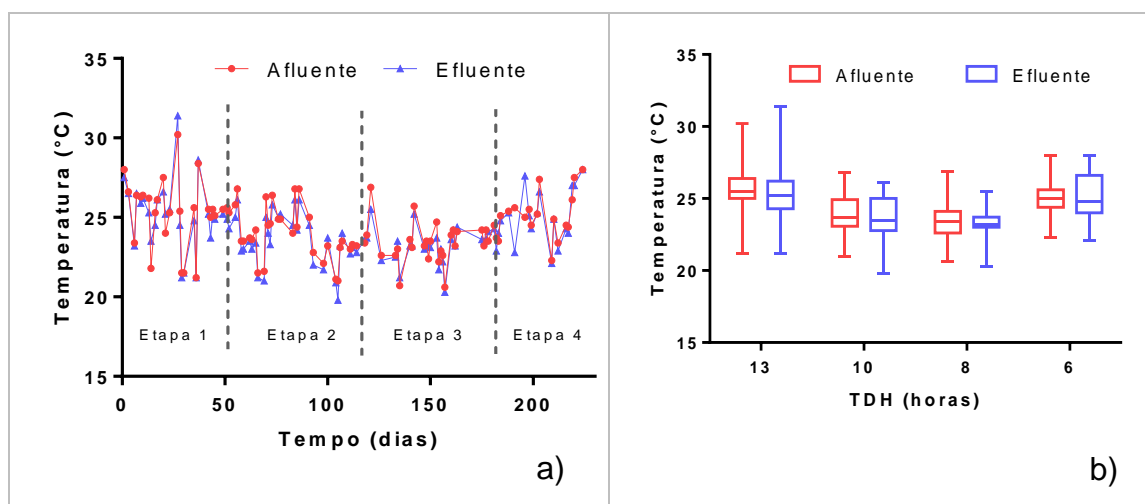
O trabalho conduzido por Manariotis e Grigoropoulos (2002), por sua vez, identificou um incremento de alcalinidade na faixa de 19 a 21%, na operação de um reator UASB piloto de 3,9 L.

Na Figura 25, observa-se a série histórica de temperatura durante as quatro etapas. Apesar de o reator estar localizado em um ambiente de clima tropical, onde não se nota diferenças marcantes de temperatura ao longo do ano, as etapas 2 e 3 apresentaram temperaturas em torno de 2 °C mais baixas que nas etapas 1 e 4. Essa queda decorrente da mudança de estação pode afetar o processo de tratamento da fase líquida porque o processo de digestão anaeróbia é altamente sensível até mesmo a pequenas variações, provocando desequilíbrio entre as populações microbianas e, com isso, a falha do processo (CHERNICHARO, 2007).

As temperaturas médias nos efluentes foram superiores a 20 °C encontrando-se dentro da faixa mesófila entre 20°C a 45 °C.

Segundo Metcalf & Eddy (2003) os valores do efluentes estão ligeiramente abaixo do recomendado para o tratamento mediante processos biológicos anaeróbios, sendo a faixa mais satisfatória entre 25 °C e 35°C. Moterani (2010) trabalhou com reatores RAC instalados em serie obtendo a temperatura média de 21 °C semelhante ao encontrado neste trabalho.

Figura 25- Valores de Temperatura da fase líquida nas diferentes etapas. a) Série histórica; b) Gráfico Box-Plot

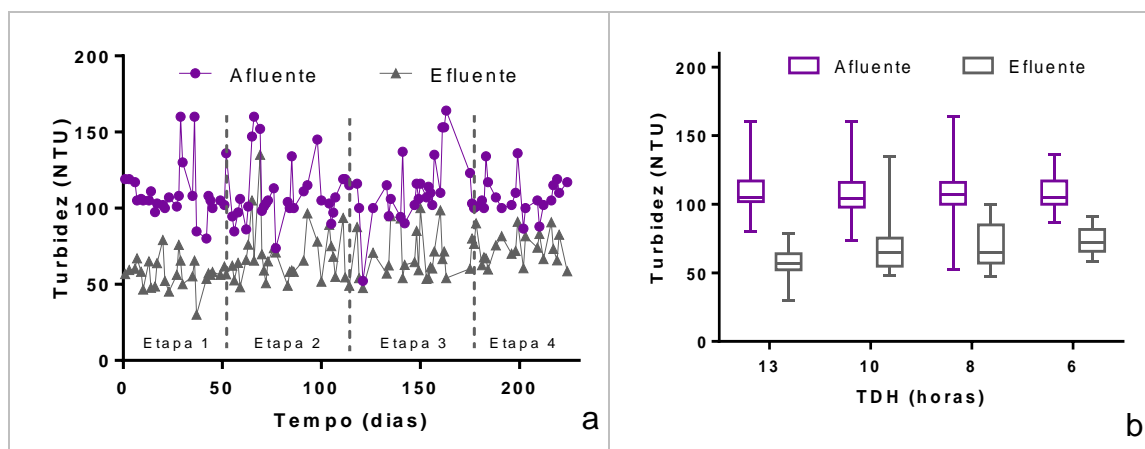


Fonte: Elaboração própria

Os valores de turbidez do afluente e efluente durante as etapas do tratamento são apresentados em um gráfico Boxplot e série histórica conforme ilustra a Figura 26. Pode-se observar que as médias da turbidez do afluente apresentam um valor de 110,5 NTU para a etapa 1, 109,5 NTU para a etapa 2, 112 NTU para a etapa 3 e 108 NTU para a etapa 4. Os dados não apresentaram diferenças significativas (valor-p: 0,8375) segundo o teste kruskal-Wallis.

Os valores de turbidez no efluente para cada TDH foram: 57,3 para TDH de 13 horas, 68,8 para TDH de 10 horas, 68,8 para TDH de 8 horas e 72, 8 para TDH de 6 horas. Existe diferença estatística significativa entre as etapas 1 e 2 (valor-p: 0,0263), entre etapa 1 e 3 (valor-p: 0,0256) e entre as etapas 1 e 4 (valor-p: 0,0058). A Figura 26 apresenta a série histórica de turbidez e a elevação da curva ao longo do tempo aponta arraste de biomassa com o aumento do TDH.

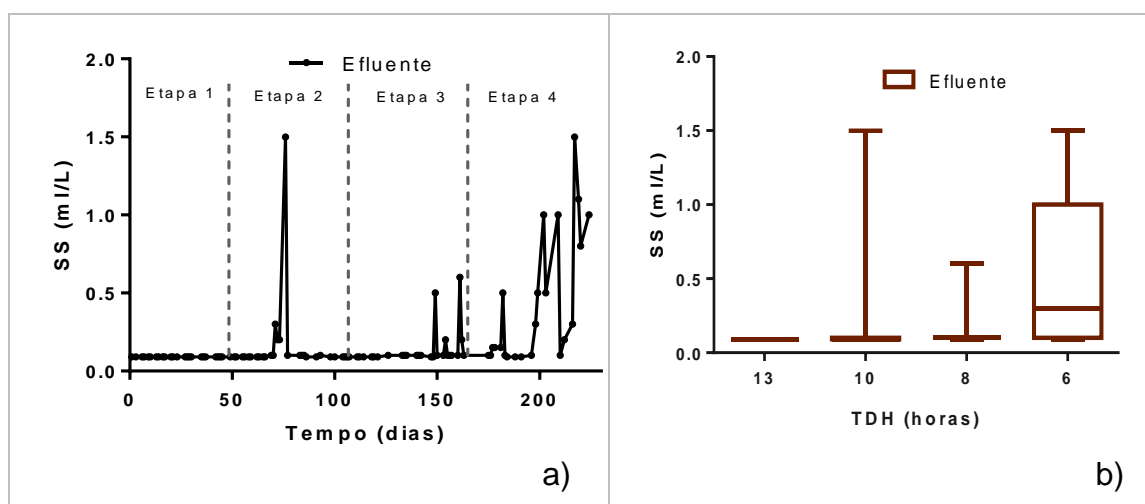
Figura 26- Valores de Turbidez da fase líquida nas diferentes etapas. a) Série histórica; b) Gráfico Box-plot



Fonte: Elaboração própria

As eficiências de remoção de turbidez foram de 47%, 37%, 36% e 32% para as etapas 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As quedas das eficiências podem estar associadas ao progressivo aumento do teor de sólidos sedimentáveis no efluente, os quais apresentaram uma média de 0,09 ml/L, 0,15 ml/L, 0,14 ml/L e 0,5 ml/L para as etapas 1, 2, 3 e 4, respectivamente. A Figura 27 apresenta a série histórica de sólidos sedimentáveis ao longo do período de monitoramento. Um comportamento atípico foi identificado na etapa 4, sugerindo que o TDH adotado favoreceu o arraste de lodo de forma mais acentuada, prejudicando a estabilidade do reator.

Figura 27- Valores de Sólidos Sedimentáveis no efluente nas diferentes etapas a) Serie histórica; b) Gráfico Box-Plot



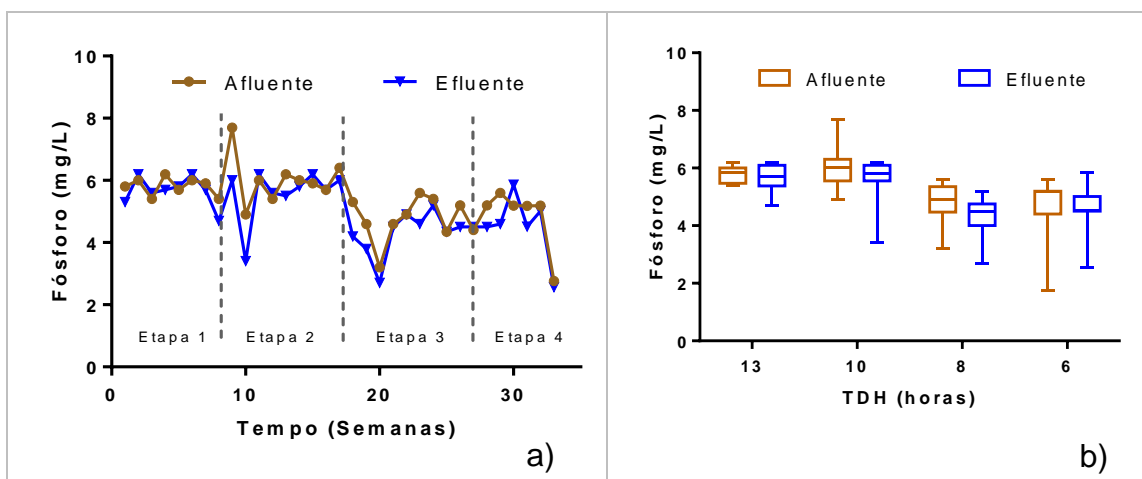
Fonte: Elaboração própria

5.1.3 Remoção de nutrientes: nitrogênio e fósforo

Nas Figuras 28 e 29, são apresentados os gráficos (serie de dados e boxplot) do afluente e do efluente de cada etapa estudada, relacionados aos valores encontrados de fósforo e nitrogênio, respectivamente.

A concentrações médias de fósforo no afluente foram de 5,1 mg/L, 5,1 mg/L, 5,3 mg/L e 4,6 mg/L e no efluente foram de 5,1 mg/L, 4,8 mg/L, 4,9 mg/L e 4,5 mg/L, para as etapas 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Estatisticamente, a remoção de fósforo total não apresentou significância (valor-p:0,4421), o qual já era esperado em razão das características do processo.

Figura 28- Valores de Fósforo total da fase liquida nas diferentes etapas. a) Serie histórica; b) Gráfico Box-Plot

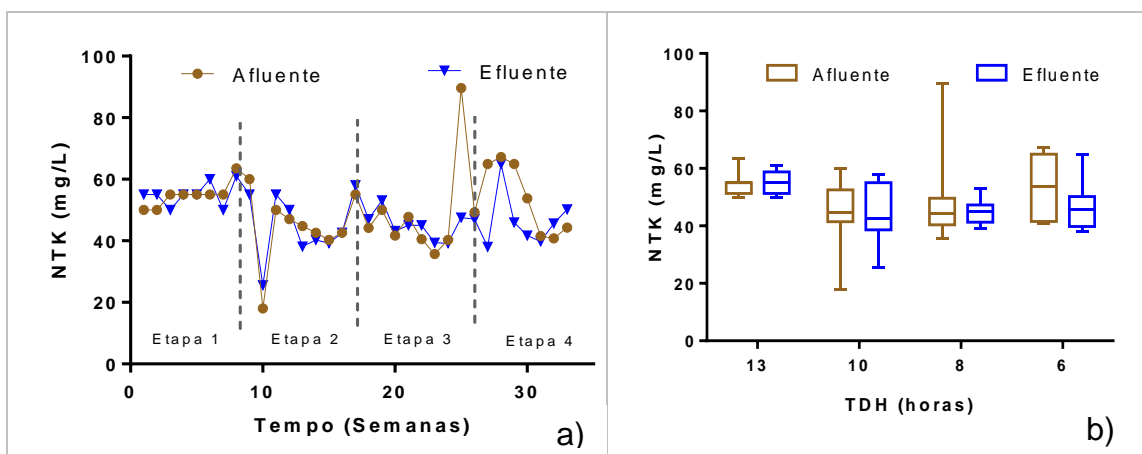


Fonte: Elaboração própria

A concentrações médias de NTK no afluente foram de 54,8 mg/L, 44,5 mg/L, 48,8 mg/L e 53,9 mg/L para as etapas 1, 2, 3 e 4 respectivamente, enquanto os dados para o efluente foram de 55,1 mg/L, 44,9 mg/L, 45,2 mg/L e 46,4 mg/L, para a mesma sequência de etapas.

Observa-se que a remoção de fósforo e NTK foram quase nulas para todas as etapas, o que reforça a necessidade da adoção de um sistema para pós-tratamento do efluente visando à remoção de nutrientes.

Figura 29- Valores de NTK da fase liquida nas diferentes etapas. a) Serie histórica; b) Gráfico Box-Plot



Fonte: Elaboração própria.

O requerimento de fósforo pode ser estimado como 1/5 ou 1/7 do requerimento de nitrogênio. Nestes estudo a relação N:P encontrada foi de 9:1 para o TDH de 13 horas, 9:1 para o TDH de 10 horas, 10:1 para o TDH de 8 horas e 10:1 para o TDH de 6 horas. Foi evidenciado que a concentração de fósforo presente no sistema foi ligeiramente baixo com relação a N:P descrita por Chernicharo (2007).

Bokhe (2009) observou uma relação N:P de 10:1,3 no tratamento de esgoto sanitário com TDH de 1 dia. Os valores de Bokhe são similares aos achados nesta pesquisa.

Nour (1996) e Povinello (1994) avaliaram um reator RAC, apresentando resultados quase nulos para remoção de nutrientes como NTK, nitrogênio amoniacal e fosforo.

5.1.4 Sólidos Totais

Com relação aos sólidos totais, os valores apresentaram maior concentração no afluente do que no efluente, com médias de 1,31 g/L e 0,91 g/L respectivamente na etapa 1 (TDH= 13h) indicando uma remoção de 30%. Na etapa 2 (TDH= 10h), as médias de afluente e efluente foram de 0,74 g/L e 0,64 g/L respectivamente, indicando uma remoção de 13%. Para a etapa 3 (TDH= 8h) a remoção de sólidos foi de 20% apresentando uma média de 0,95 g/L para o afluente e 0,76 g/L para

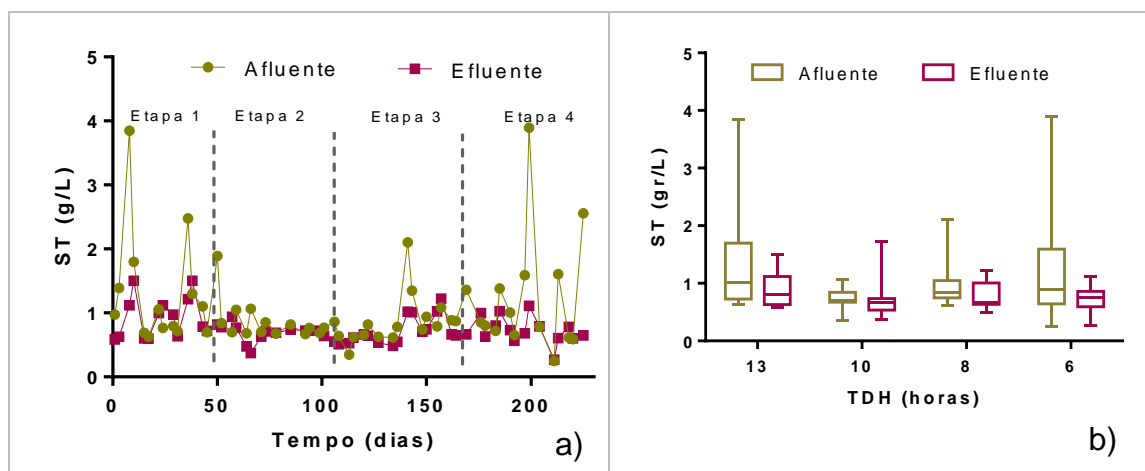
o efluente. Na etapa 4 observou-se uma remoção de 45% sendo os valores médio de afluente e efluente de 1,3 g/L e 0,71 g/L, respectivamente.

Vale ressaltar que mesmo com a diminuição do TDH em cada etapa, a etapa 2 (TDH= 10 horas) teve um valor de remoção baixo o qual não foi registrado nos SST.

Aisse (2000) fez uma comparação entre um UASB e um RAC apresentando valores de remoção de 39% para o UASB e 33% para o RAC. Os valores do estudo de Aisse (2000) foram próximos aos valores encontrados no presente estudo.

Por meio do teste estatístico Kruskal Wallis pode se dizer que as remoções de sólidos totais entre etapas não foram significativas (Valor-p: 0,6148).

Figura 30- Valores de ST da fase líquida nas diferentes etapas. a) Série histórica; b) Gráfico Box-Plot



Fonte: Elaboração própria

Observa-se que as concentrações dos sólidos totais nas 4 etapas seguiram o mesmo padrão que as concentrações de DQO total do afluente e efluente.

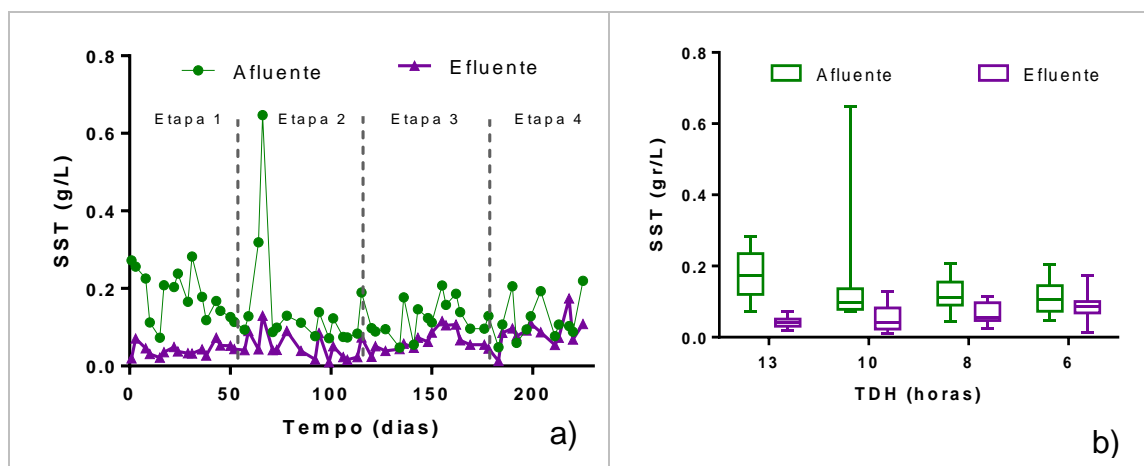
5.1.5 Sólidos Suspensos Totais

A remoção dos SST obtidas nas etapas 1, 2, 3 e 4 foram de 77%, 66%, 50% e 27% respectivamente, dessa forma, a medida que o TDH foi diminuindo, foi possível observar um decréscimo da remoção de SST, bem como da eficiência de remoção de DQO_{total}. Conforme pode ser observado na Figura 31.

Com a diminuição do TDH nas diferentes etapas avaliadas, pode-se observar estatisticamente uma diferença significativa das concentrações removidas entre as etapas 1 e 2 (valor-p:0,0088), 1 e 3 (valor-p:0,0010), 1 e 4 (valor-p: <0,0001) e 2 e 4 (valor-p:0,0417).

A presente pesquisa, apresentou resultados similares com o experimento de Da Silva (2001), este último trabalhou com um RAC de 4 câmaras anaeróbias seguido por uma câmara aeróbia onde obteve uma eficiência de remoção média total de SST de 69%, 47%, 51%, 62% e 58% para os TDH de 10 horas, 16 horas, 12 horas, 8 horas e 7 horas, respectivamente.

Figura 31- Valores de SST da fase líquida nas diferentes etapas. a) Série histórica; b) Gráfico Box-plot

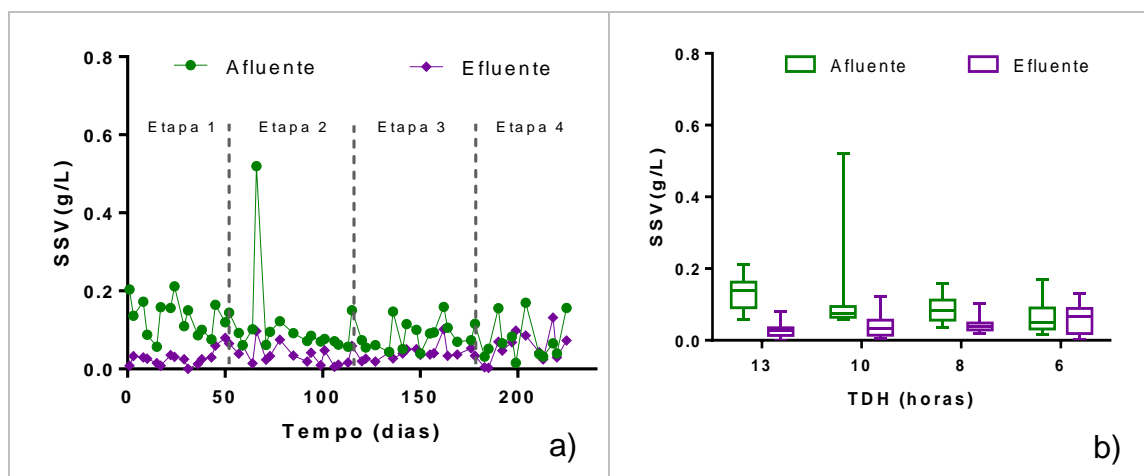


Fonte: Elaboração própria

A relação de sólidos suspensos voláteis (SSV) e o TDH, apresentaram comportamento semelhante aos resultados de remoção de SST, como pode ser observada na Figura 32.

Alcançou-se uma eficiência de remoção de 76%, 70%, 50% e 28% para as etapas 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Bodkhe (2009) mostra eficiências de remoção de SSV de 97% para um TDH de 6 dias e de 83% para um TDH de 4 horas. Tanto no trabalho de Bodkhe como na presente pesquisa, as concentrações de SSV no efluente foram aumentando conforme o TDH ia diminuindo.

Figura 32- Valores de SSV da fase líquida nas diferentes etapas. a) Serie histórica; b) Gráfico Box-Plot



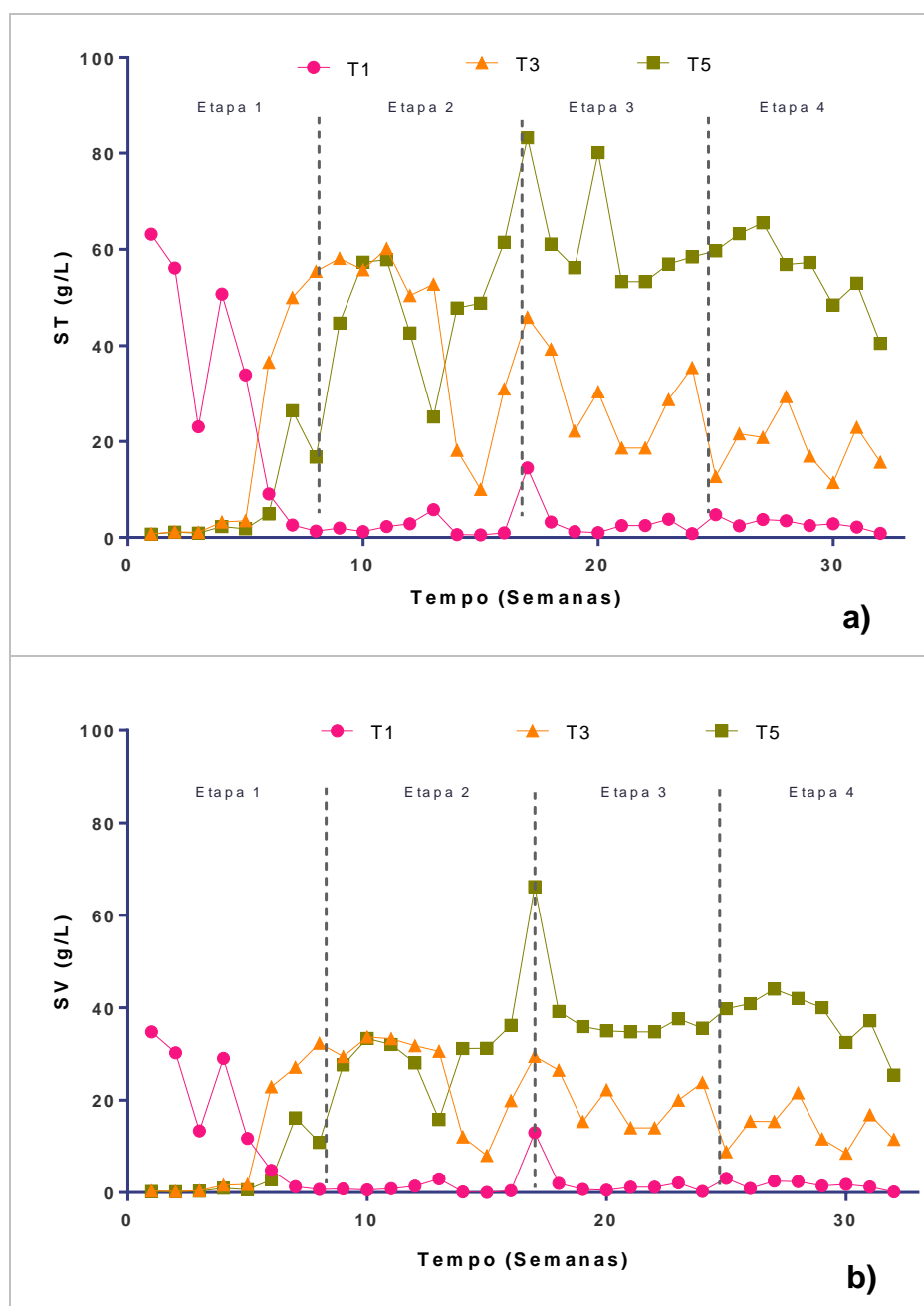
Fonte: Elaboração própria

5.2 PERFIL DE SÓLIDOS E IDADE DO LODO NO RAC

Durante o período de coleta de dados, foram realizadas análises de teor de sólidos das torneiras inferiores (Torneira 1, Torneira 3 e Torneira 5) de cada compartimento com o objetivo de verificar a evolução do lodo inoculado.

A série histórica dos resultados de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) podem ser observados na Figura 33, enquanto os valores médios das concentrações de ST e SV no lodo estão apresentados na Tabela 15.

Figura 33- Série histórica do teor de sólidos totais (a) e sólidos voláteis (b) das amostras das torneiras inferiores do RAC durante as etapas avaliadas



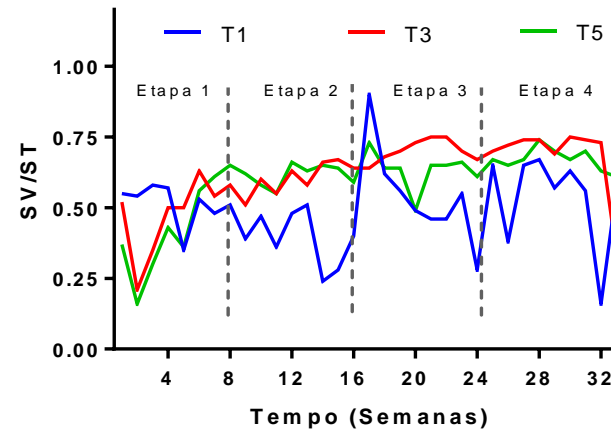
Fonte: Elaboração própria

Tabela 15- Perfil de sólidos para as concentrações medias de ST e SV nas 4 etapas

Análise	Etapa /TDH (Horas)															
	Etapa 1 (12 h)				Etapa 2 (10 h)				Etapa 3 (8 h)				Etapa 4 (6 h)			
	n	T1	T3	T5	n	T1	T3	T5	n	T1	T3	T5	n	T1	T3	T5
ST (g/L)	8	29,99	18,97	6,86	9	3,42	42,02	52,09	8	2,49	25,73	59,89	8	2,67	18,56	55,54
SV (g/L)	8	15,75	10,85	4,02	9	2,24	24,94	32,40	8	1,37	18,12	36,58	8	1,52	13,03	37,29
SV/ST	8	0,53	0,57	0,59	9	0,43	0,61	0,63	8	0,51	0,71	0,63	8	0,52	0,68	0,67

Fonte: Elaboração própria

Figura 34 – Relação SV/ST do lodo no RAC



Fonte: Elaboração própria

Analisando a Figura 34, observa-se que até a semana 5 (TDH 13h) o compartimento 1 (Torneira 1) continha grande concentração de sólidos, visto que a inoculação ocorreu, unicamente, no referido compartimento, enquanto que o compartimento 2 (Torneira 3) e 3 (Torneira 5) não apresentaram lodo.

Na semana 5 (etapa 1), registrou-se as concentrações de ST de 33,8 g/L, 3,5 g/L e 1,7 g/L para os compartimentos 1, 2 e 3, respectivamente. Até o referente período, o sistema funcionou com vazão controlada e conforme esperado. No entanto, entre a semana 5 e semana 6 ocorreu um pico de vazão não registrado devido a alguma falha no sistema, causando a instabilidade do reator e consequente arraste do lodo. Essa transferência do lodo entre os compartimentos foi evidenciada pelos resultados de concentração de ST obtidos na semana 6, os quais foram: 9,0 g/L, 36,5 g/L e 4,9 g/L para o C1, C2 e C3 respectivamente. Em termos de porcentagem, o compartimento 1 teve uma perda de 17% do lodo, o qual passou em maior quantidade para o compartimento 2 e em menor quantidade para o compartimento 3.

Ao se alterar o TDH de 13 horas para 10 horas, na segunda etapa da pesquisa, pôde-se observar que o compartimento 2 (torneira 3) apresentou maior quantidade de ST que os demais compartimentos. Entre a semana 13 e 14 nota-se um novo arraste do lodo para o compartimento 3 (torneira 5), chegando a uma concentração de 63,19 g/L. Diante dos resultados supracitados nota-se que o arraste de lodo ocorreu de forma contínua, reduzindo a qualidade do efluente final do RAC. Os dados detalhados do monitoramento são apresentados no ANEXO 2).

Durante a etapa 3 (TDH 8 horas), o compartimento 3 (torneira 5) apresentou maior quantidade de ST que o compartimento 2 e 1, tendo um pico de 72,1 g/L na semana 20.

Na tentativa de normalizar o sistema e reduzir arraste de sólidos no efluente, realizou-se a transferência do lodo do compartimento 3 para o 1. Entretanto, a referida manobra não surtiu o efeito esperado visto que na semana seguinte os

valores de lodo continuaram sendo maiores no compartimento 3, o que reforça a hipótese de que o arraste de lodo é ocasionado pelo aumento da vazão.

Na etapa 4, o arraste do lodo manteve-se contínuo, o qual foi evidenciado pela diminuição de ST nos três compartimentos. A consequência desse arraste é notada no aumento de SST e sólidos sedimentáveis no efluente.

Segundo Meystre (2007), é importante descartar periodicamente o lodo formado no tratamento, já que o lodo acumulado pode provocar a perda excessiva de sólidos juntamente com o efluente, deteriorando a eficiência de tratamento do reator. No entanto, neste trabalho, parece haver evidências de que o arraste de lodo no efluente foi provocado pelo TDH insuficiente no RAC.

A relação SV/ST, durante as quatro etapas, indicaram um lodo médio estabilizado com o valor médio de 0,49 no compartimento 1; 0,64 para o compartimento 2 e 0,63 para o compartimento 3.

Segundo Sperling (2005), o aumento da relação SV/ST dos compartimentos nas diferentes etapas pode ser traduzido como o aumento da matéria orgânica biodegradável presente no lodo.

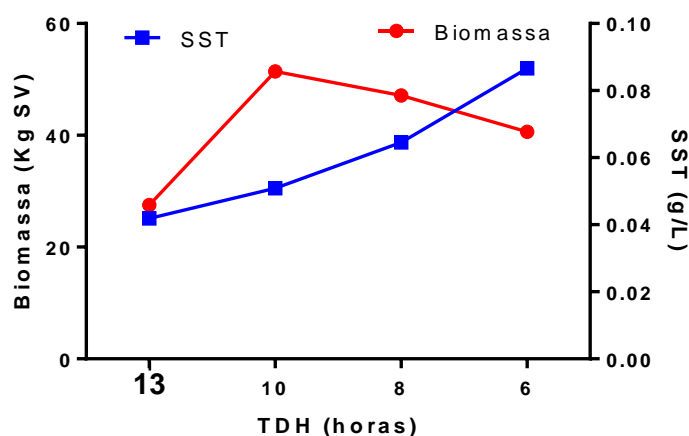
Os valores estatísticos (teste Kruskal Wallis) mostraram que houve diferença significativa (valor-p: 0,0000) da relação SV/ST entre os compartimentos ao longo das quatro etapas. As diferenças significativas foram entre os compartimentos 1 e 2 (valor-p: <0,0001) e os compartimentos 1 e 3 (valor-p: 0,0012).

Os valores médios da massa de SV do lodo no reator nas etapas 1, 2, 3 e 4 foram de 27,5 Kg, 51,4 Kg, 47,1 Kg e 40,6 Kg, respectivamente. A maior quantidade de massa no reator, em termos de SV, foi na semana 17 onde apresentou um valor de 68,2 KgSV no total.

Na etapa 3 e 4 observa-se uma diminuição de massa de SV a qual pode ser explicada pelo aumento de vazão e pela recirculação de lodo de um compartimento para outro, na tentativa de voltar às condições iniciais. A referida recirculação do lodo pode ter influenciado na estabilidade da biomassa.

Observa-se na Figura 35 que a massa de lodo (SV) cresceu substancialmente da etapa 1 (TDH 13h) para a etapa 2 (TDH 10h), demonstrando que, provavelmente, o startup não foi suficiente para a devida estabilização do lodo. Em contrapartida, foi possível observar o aumento dos SST do efluente à medida que o TDH diminuía, confirmando o arraste de lodo do reator para o efluente e a consequente redução do teor de SV na manta.

Figura 35- Relação entre Massa de lodo (SV) e SST do efluente



Fonte: Elaboração própria

Idade do Lodo

Calculou-se a idade de lodo a partir dos valores médios da massa de sólidos totais dentro do reator, biomassa retirada na amostragem para as determinações analíticas e os SST do efluente. A idade de lodo estimada foi de 174 dias na etapa 1 (TDH de 13 horas), 189 dias na etapa 2 (TDH 10 horas), 117 dias na etapa 3 (TDH 8 horas) e 54 dias na etapa 4 (TDH de 6 horas).

Segundo Van Haandel *et al.* (2015), a redução da eficiência dos processos de preparação (hidrólise, acidogênese e acetogênese) é a causa do baixo desempenho de um reator anaeróbio quando se reduz a idade do lodo. Tal afirmação corrobora com os resultados de idade do lodo do RAC da presente pesquisa, onde a etapa 2 apresentou a maior idade e a maior eficiência de remoção de DQO_{filtrada}.

Na literatura não foram encontrados dados da idade do lodo para RACs, porém, comparou-se os resultados da presente pesquisa com estudos de reatores

UASB. No relato apresentado por Van Haandel (1994), a idade do lodo encontrada foi de 30-50 dias para um TDH de 4 - 8 horas, sendo este avaliado em uma região tropical. No trabalho de Assis (2017), encontrou-se uma idade de lodo de 98 dias para um reator UASB, o qual fazia parte da planta piloto deste estudo, durante um TDH de 8,8h. Os resultados mencionados são semelhantes com aqueles encontrados nos TDH de 6 e 8 horas desta pesquisa.

5.3 ÍNDICE VOLUMÉTRICO DO LODO (IVL)

Na estimativa do IVL, foram obtidos valores médios inferiores a 50ml/g para a maioria das torneiras das quatro etapas (Tabela 16). De acordo com os critérios apresentados por von Sperling (1997), o lodo apresentou características de sedimentabilidade classificadas como ótimas para todos os compartimentos, exceto para a Torneira 1 (C1) na etapa 3, que apresentou valor de 60,03 ml/g, correspondente a um lodo com boa sedimentabilidade. Via de regra, quanto maior o valor do IVL, pior será a sedimentabilidade do lodo analisado.

Não foi observada diferença estatisticamente significativa entre as etapas, sendo o valor-p para T1 de 0,6958; para T3 valor-p=0,0668 e para T5 o valor-p de 0,9621.

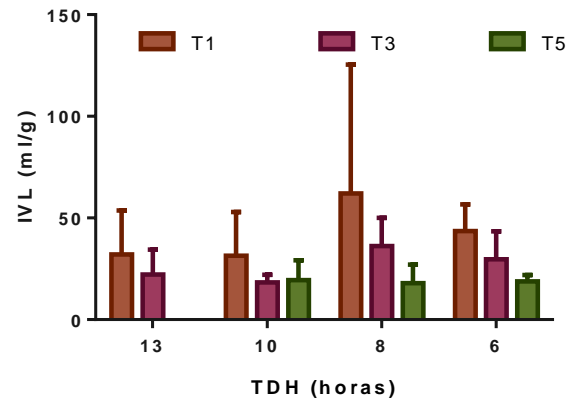
Resultados semelhantes foram encontrados na literatura, como no caso de Neves *et al.* (2015), os quais obtiveram o resultado de 25,5 ml/g para o IVL do lodo em um estudo de um reator anaeróbio compartimentado tratando água residuária de suinocultura.

Tabela 16- Valores médios de IVL no reator RAC

Análise	Etapa /TDH (Horas)											
	Etapa 1 (12 h)			Etapa 2 (10 h)			Etapa 3 (8 h)			Etapa 4 (6 h)		
	Torneira 1	Torneira 3	Torneira 5	Torneira 1	Torneira 3	Torneira 5	Torneira 1	Torneira 3	Torneira 5	Torneira 1	Torneira 3	Torneira 5
IVL (ml lodo/gST)	32,10	22,22	-	31,38	18,33	19,43	62,03	36,14	17,96	45,56	36,83	19,89
Sedimentabilidade	Ótima	Ótima	-	Ótima	Ótima	Ótima	Boa	Ótima	Ótima	Ótima	Ótima	Ótima

Fonte: Elaboração própria

Figura 36- IVL das 3 torneiras inferiores durante as 4 etapas



Fonte: Elaboração própria

5.4 GRANULOMETRIA

Durante as quatro etapas da pesquisa, foram retiradas amostras do lodo para medir a distribuição do tamanho das partículas (<30, 40-50, 100-150 e 200 μm), conforme apresentada na Figura 37 e nas Tabelas 17,18 e 19.

Tabela 17- Resultados das medias para distribuição granulométrica do lodo da Torneira 1

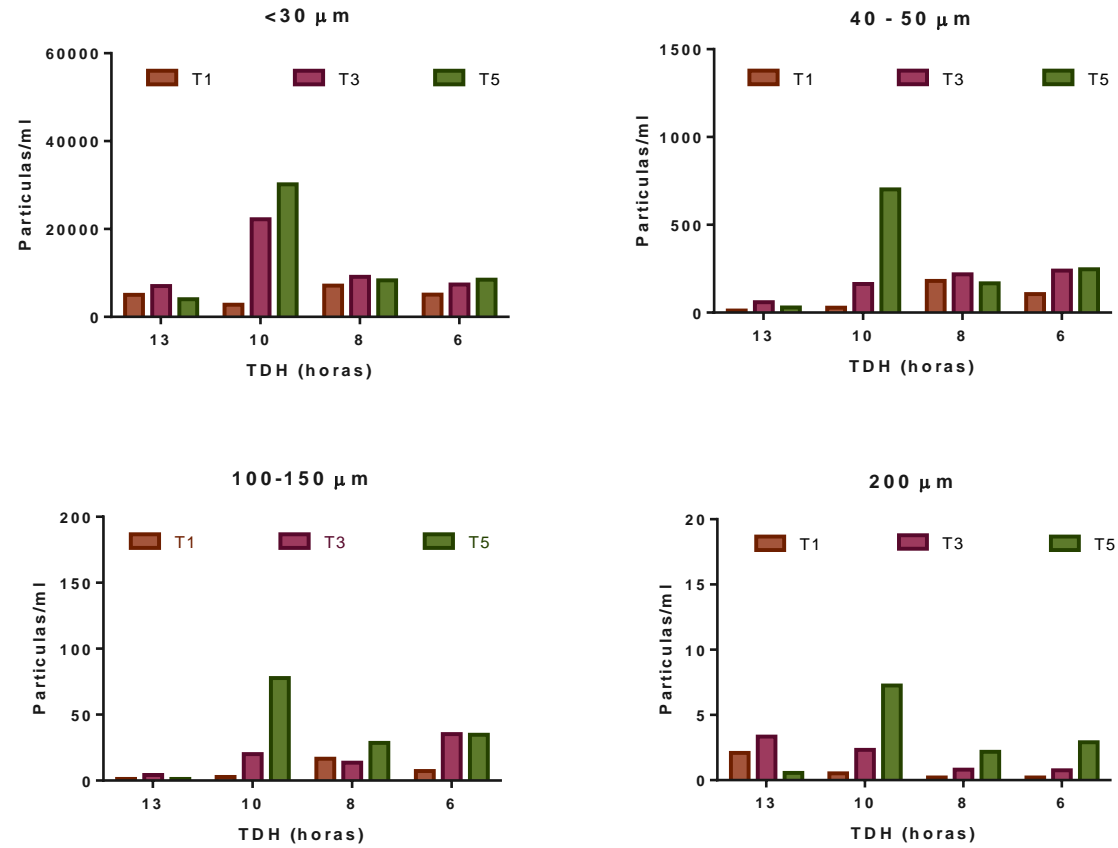
Etapa	Distribuição granulométrica	Partículas/ml
1 (TDH 13h)	<30 μm	5047,95
	40-50 μm	11,85
	100-150 μm	1,2
	200 μm	2,1
2 (TDH 10h)	<30 μm	2795,4
	40-50 μm	27,8
	100-150 μm	2,72
	200 μm	0,52
3 (TDH 8h)	<30 μm	7103,1
	40-50 μm	180,93
	100-150 μm	16,56
	200 μm	0,2
4 (TDH 6h)	<30 μm	5071,0
	40-50 μm	105,6
	100-150 μm	7,2
	200 μm	0,2

Fonte: Elaboração própria

Observa-se que a distribuição granulométrica <30 μm para a torneira 1 apresentou os valores mais baixos na etapa 2 enquanto os valores mais altos foram encontrados na etapa 3. As torneiras 3 e 5 apresentam os valores mais elevados na etapa 2, o fator que poderia ter afetado o tamanho das partículas seria o arraste de lodo do compartimento 1 para o compartimento 2 e 3 que foi explicado na seção 5.3.

Para a Torneira 3, a quantidade de partículas entre 40 -50 μm aumentou gradualmente em cada etapa. Observa-se que a torneira 1 apresentou baixa quantidade de partículas em todas as etapas exceto a etapa 3 e a torneira 5 apresentou a maior quantidade de partículas na etapa 2.

Figura 37- Distribuição granulométrica do lodo nas diferentes torneiras e etapas



Fonte: Elaboração própria

Tabela 18- Resultados das medias para distribuição granulométrica do lodo da Torneira 3

Etapa	Distribuição granulométrica	Partículas/ml
1	<30 µm	7017,25
	40-50 µm	59,25
	100-150 µm	4,25
	200 µm	3,35
2	<30 µm	22230,58
	40-50 µm	163,16
	100-150 µm	20,08
	200 µm	2,3
3	<30 µm	9118,4
	40-50 µm	218,53
	100-150 µm	13,5
	200 µm	0,8
4	<30 µm	7378,35
	40-50 µm	239,6
	100-150 µm	35,25
	200 µm	0,75

Fonte: Elaboração própria

Tabela 19- Resultados das medias para distribuição granulométrica do lodo da Torneira 5

Etapa	Distribuição granulométrica	Partículas/ml
1	<30 µm	4011
	40-50 µm	29,4
	100-150 µm	1,2
	200 µm	0,55
2	<30 µm	30179,05
	40-50 µm	702,45
	100-150 µm	77,73
	200 µm	7,25
3	<30 µm	8338
	40-50 µm	187,33
	100-150 µm	28,66
	200 µm	2,16
4	<30 µm	29,4
	40-50 µm	247,2
	100-150 µm	34,7
	200 µm	2,9

Fonte: Elaboração própria

Observa-se que nos quatro gráficos da Figura 38, a Torneira 5 (T5) apresentou a maior quantidade de partículas em todos os tamanhos para a etapa 2, o que reforça uma relação direta com o aumento da massa no reator (ST).

Com relação as partículas de 200 μm notou-se que a torneira 3 apresentou um decréscimo com forme os TDH iam diminuindo, tal fato pode ser explicado pela maior sedimentabilidade das partículas de maior tamanho. Desta forma, quanto maior a vazão a tendência é que as menores particules sejam carreadas com maior facilidade quando comparadas com as maiores.

5.5 ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECIFICA E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE

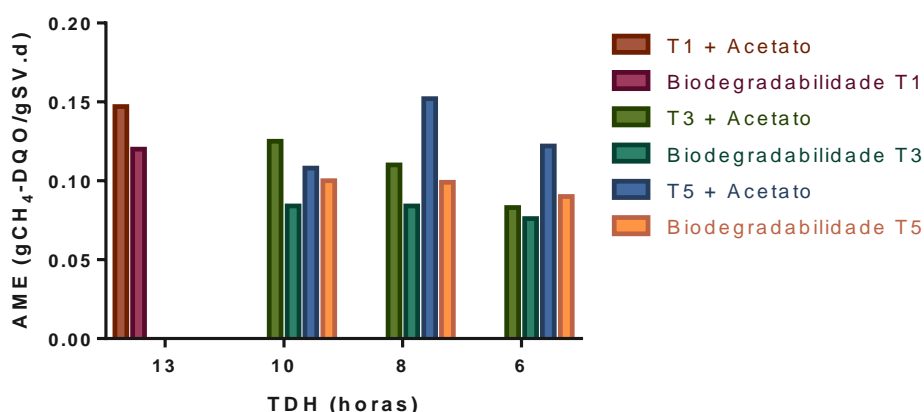
Os gráficos da produção cumulativa de biogás são apresentados no ANEXO 4, enquanto os resultados da AME e teste de biodegradabilidade são mostrados na Tabela 20.

Tabela 20- Resultados da Atividade Metanogênica Específica (AME) e Teste de Biodegradabilidade.

Etapa	Tipo	(gCH ₄ -DQO/gVS.d)	(mlCH ₄ /gVS.d)
1	T1+Acetato	0,147	58,927
	Biodegradabilidade T1	0,12	47,802
2	T3+Acetato	0,125	49,995
	Biodegradabilidade T3	0,084	33,494
	T5+Acetato	0,108	43,064
	Biodegradabilidade T5	0,100	40,129
3	T3+Acetato	0,110	43,871
	Biodegradabilidade T3	0,084	33,699
	T5+Acetato	0,152	60,866
	Biodegradabilidade T5	0,099	39,614
4	T3+Acetato	0,083	33,096
	Biodegradabilidade T3	0,076	30,522
	T5+Acetato	0,122	48,807
	Biodegradabilidade T5	0,090	36,146

Fonte: Elaboração própria

Figura 38- AME e teste de biodegradabilidade por etapas



Fonte: Elaboração própria

Na etapa 1 (TDH 13h), utilizou-se uma concentração de sólidos voláteis de 32,2 gSV/L do lodo da Torneira 1, obtendo uma produção de 24,98 ml de CH_4 para a AME e 20,26 ml de CH_4 para o teste de biodegradabilidade.

Para a etapa 2, utilizou-se o lodo da Torneira 3 e da Torneira 5 devido o arraste do lodo do compartimento 1 para o compartimento 2 e 3. As concentrações de SV foram de 26,52 gSV/L para T3 produzindo 21,25 ml de CH_4 para a AME e 18,30 ml para o teste de biodegradabilidade. A concentração de SV para a torneira 5 foi de 39,17 gSV/L, produzindo 17,06 ml de CH_4 para a AME e 14,24 ml para o teste de biodegradabilidade. Note-se que nesta segunda etapa o compartimento 2 apresentou maiores valores que o compartimento 3.

Na etapa 3, utilizou-se 15,46 gSV/L para a torneira 3 onde foi produzido 18,645 ml de CH_4 para AME e 14,322 ml de CH_4 para o teste de Biodegradabilidade, enquanto a torneira 5 apresentou uma concentração de 40,86 gSV/L, produzindo 25,868 ml de CH_4 para a AME e 16,836 ml de CH_4 , respectivamente.

Para a etapa 4, a concentração de SV foi de 8,55 gSV/L para a torneira 3 e 40,86 gSV/L para torneira 5. Os valores de produção de ml de CH_4 no teste AME foram de 14,066 e 20,743 ml de CH_4 para a torneira 3 e 5 respectivamente, enquanto os valores do teste de Biodegradabilidade foram de 12,972 e 15,362 ml de CH_4 para torneira 3 e 5.

A Torneira 5 (Compartimento 3) na etapa 3 apresentou os maiores valores de produção de metano comparado com as outras 3 etapas, evidenciando que os valores da AME da torneira 3 foram decrescendo enquanto o TDH foi diminuindo. Os resultados sugerem que esta diminuição da AME tem correlação com a concentração de SV presentes no lodo.

Os resultados obtidos neste estudo, indicaram baixos valores para atividade metanogênica específica do lodo quando comparado com o trabalho de Moterani (2013) que estudou um Reator UASB compartimentado encontrando o valor de AME igual a 0,88 gDQO_{CH4}/gSV.d para a etapa de partida e depois de 6 meses de operação o resultado foi de 0,28 gDQO_{CH4}/gSV.d. Cabe ressaltar que o ensaio foi de 48 horas, baseando em Barros (2010) que concorda com que não há necessidade de prolongar o tempo de teste, uma vez que depois de 48h provavelmente o processo de degradação da matéria se torna endógeno, ou seja que ocorre a mineralização do substrato.

Segundo Hussain e Dubey (2015), os valores médios de AME de lodo anaeróbico, utilizando acetato como substrato variaram na faixa de 0,1-1gDQO_{CH4}/gSV.d. Os resultados nesta pesquisa são coerentes com os valores da DQO do afluente tratado, já que o esgoto é diluído e o lodo se mostra estável. Os resultados de AME de lodo anaeróbico de outras pesquisas seguem apresentados na Tabela 21.

Tabela 21- Valores médio de AME de lodo anaeróbico

Valores médio de AME	Referência
0,872 gDQO _{CH4} /gSV.d	FERREIRA, 2017
0,246 gDQO _{CH4} /gSV.d	PUNAL <i>et al.</i> , 2000
0,635-0,887gDQO _{CH4} /gSV.d	JAWED e TARE, 1999
0,01-0,04 gDQO _{CH4} /gSV.d	HAANDEL <i>et al.</i> , 1994
0,975 gDQO _{CH4} /gSV.d	Soto <i>et al.</i> , 1993
0,12 gDQO _{CH4} /gSV.d	ASSIS, 2017

Fonte: Adaptado de Hussain e Dubey (2015)

Segundo Kusçu (2005), a maior vantagem de um RAC é a habilidade de separar a fase acidogênica e a metanogênica, permitindo que diferentes populações

dominem cada compartimento, sendo que as bactérias acidificantes predominam no primeiro compartimento e as metanogênicas nas seções subsequentes. Com os diferentes picos de concentrações de sólidos, sugere-se que o TDH ideal seja de 11 horas, de modo a manter a estabilidade do reator e a estratificação do lodo conforme desejado.

No presente estudo, pode-se observar a estratificação dos microrganismos metanogênicos, notando os diferentes valores de AME em cada compartimento para os TDH avaliados.

5.6 CÁLCULO DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE BIOGÁS

Devido à falta de equipamento para a realização da quantificação do biogás gerado, a produção de biogás foi estimada teoricamente por meio de equações baseadas na remoção de DQO, conforme explicado no item 4.6

O cálculo estimado da produção teórica de metano no reator RAC apresentou os seguintes valores: para a etapa 1 a produção foi de 0,58 m³/d, na etapa 2 foi de 0,66 m³/d, para a etapa 3 o valor foi de 0,88 m³/d e na etapa 4 foi de 1,01 m³/d.

Souza (2010) explica que as perdas de biogás dissolvido no efluente são maiores que 30%. Alguns estudos apresentados na Tabela 22 mostram a porcentagem de perda de CH₄ em reatores anaeróbios, sendo que, nesta pesquisa, optou-se por usar o valor de 35% para as perdas de metano teórico aplicando a equação de Chernicharo (2007).

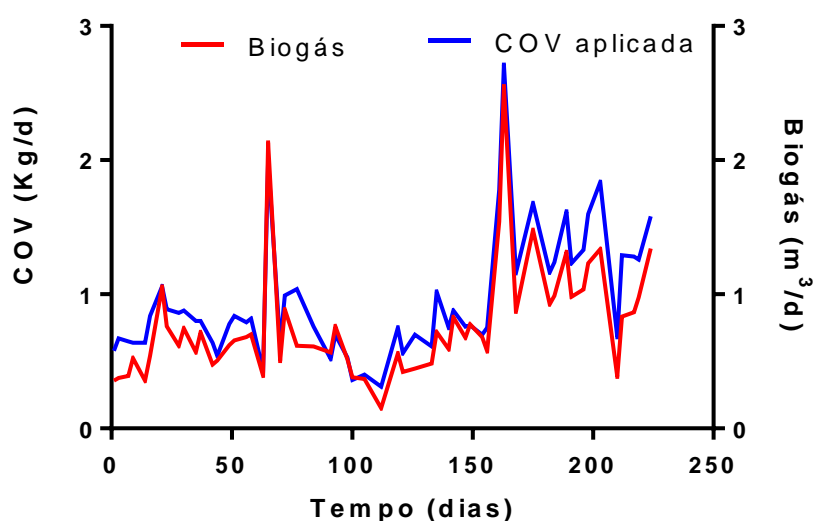
Tabela 22- Perdas de CH₄ em reatores anaeróbios tratando esgoto doméstico

Reator	Escala	Temperatura	% perda de CH ₄	Referência
UASB	Piloto	24-25	36-41	Souza et al. (2011)
UASB	Bancada	25	45	Cookney et al. (2016)
RAC	Piloto	18	40	Hahn e Figueroa (2015)
UASB modificado	Bancada	25	21-31	YangYang (2017)

Fonte: Adaptado de Yangyang (2017)

Pode-se observar que a produção de biogás acompanha a taxa de aplicação da carga orgânica volumétrica aplicada ao reator (Figura 39), enquanto os valores teóricos de produção de biogás encontrados em outras pesquisas são mostrados na Tabela 23. Em comparação, os valores de Midori (2013) são mais próximos com os valores encontrados nesta pesquisa.

Figura 39- Relação entre a produção de biogás e a carga orgânica volumétrica.



Fonte: Elaboração própria

Tabela 23- Valores de produção teórica de biogás encontrados em outros trabalhos

Referência	Produção teórica de Biogás (m ³ /d)
Midori (2013)	0,43
Ferreira (2017)	1,34
Costa (2007)	0,15
Campos (2005)	0,1-0,18
Jianzheng (2016)	0,024
Essa pesquisa (12 h)	0,58
Essa pesquisa (10 h)	0,66
Essa pesquisa (8 h)	0,88
Essa pesquisa (6 h)	1,01

Fonte: Elaboração própria

O teste estatístico de Kruskal Wallis indicou que não houve diferença significativa (valor-p: 0,1251) na estimativa de produção de biogás entre as quatro etapas avaliadas.

5.7 BALANÇO DE MASSA DO LODO EM TERMOS DE DQO

Nas figuras 40, 41, 42 e 43 estão apresentados os diagramas de Sankey correspondentes ao balanço de massa do lodo em termos de kg/d nas etapas 1, 2, 3 e 4 respetivamente.

Observando a Figura 40, correspondente ao TDH de 13 horas, utilizando um complemento de 100% para a DQO_{total} afluyente ao reator, observou-se que 10% da DQO saiu como lodo no efluente, 39% foi convertido em metano considerado uma perda do 50% para todas as etapas e 13 % corresponde à DQO do lodo retido no reator.

Na Figura 41, correspondente ao TDH de 10 horas, observou-se que 43% da DQO_{total} foi convertida em biogás, 12% da DQO_{total} saiu como lodo no efluente e 7% ficou como lodo retido no RAC.

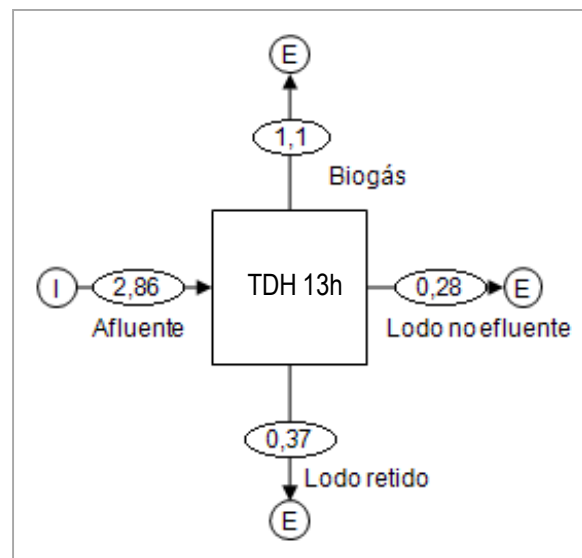
Mostra-se na Figura 42 os valores da DQO correspondentes ao TDH de 8 horas, sendo que o 40% foi convertido em biogás, 15 % saiu como lodo no efluente e 3% como lodo retido no reator.

No caso da Figura 43, 37% foi convertido em biogás, 2% como lodo dentro do reator e 23% da DQO como lodo no efluente, notando nas quatro etapas que a maior parcela referente a DQO convertido foi no processo de metanogênese.

Comparando as 4 figuras de balanço de DQO, observa-se claramente um acréscimo do lodo no efluente e um decréscimo do lodo dentro do reator enquanto o TDH va diminuindo, o que confirma o arraste de lodo antes mencionado pela análise de perfil de sólidos.

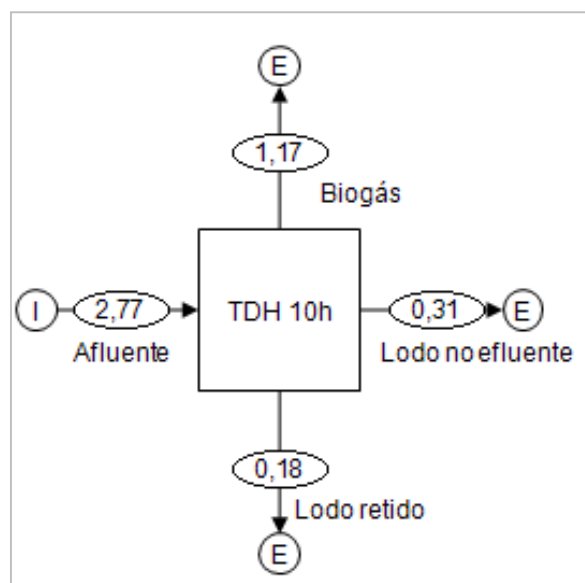
Assis (2017), quem trabalhou com um reator UASB tratando o mesmo esgoto sanitário a um TDH de 8 horas, encontrou que 25% da DQO de entrada foi convertida em biogás, 15% como lodo no efluente e 7% como DQO do lodo retido no reator. Os valores mencionados comparados com os valores da etapa 2 desta pesquisa, a qual operou com o mesmo TDH de 8 horas, mostram que a DQO do lodo no RAC é inferior ao do UASB de Assis (2017).

Figura 40- Diagrama de Sankey do balanço de massa do lodo em termos de DQO (kg/d) na etapa 1



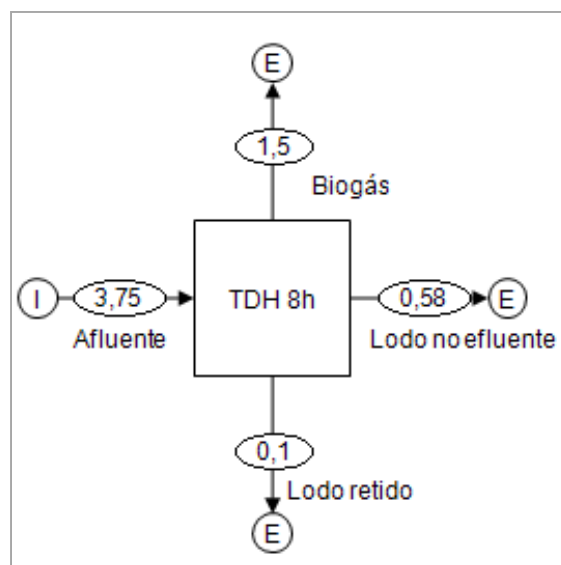
Fonte: Elaboração própria

Figura 41- Diagrama de Sankey do balanço de massa de lodo em termos de DQO (kg/d) na etapa 2



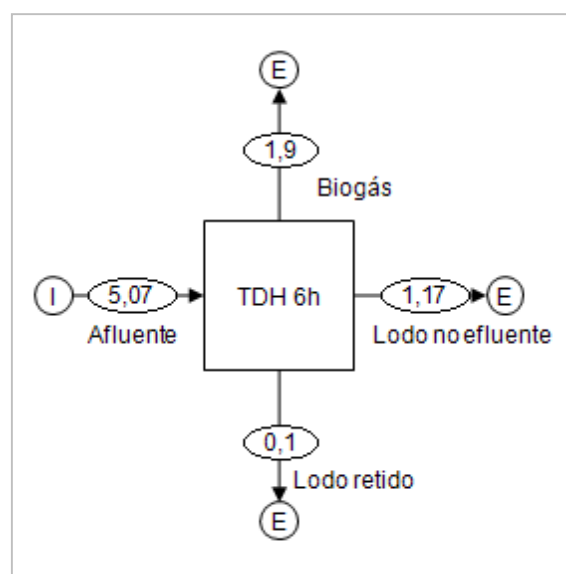
Fonte: Elaboração própria

Figura 42- Diagrama de Sankey do balanço de massa do lodo em termos de DQO (kg/d) na etapa 3



Fonte: Elaboração própria

Figura 43- Diagrama de Sankey do balanço de massa do lodo em termos de DQO (kg/d) na etapa 4



Fonte: Elaboração própria

A alta idade do lodo em um tratamento anaeróbio é desejável, pois aumenta a digestão da matéria solúvel, observando que nesta pesquisa a maior idade do lodo (189 dias) foi presenciada na etapa 2 o que tem uma relação direta com a maior produção de biogás (43%) e a maior remoção de DQO filtrada (43%).

Fazendo uma comparação dos dados obtidos de $DQO_{\text{biogás}}$ no balanço de massa e a estimativa dos dados teóricos de biogás baseados em Chernicharo pode-se observar (Tabela 24) que na primeira etapa existe uma diferença de 2%, na etapa 2 a diferença é de 14%, na etapa 3 é de 2% e na etapa 4 de 11%, sendo os valores muito próximos.

Tabela 24- Comparação de dados DQO Biogás do RAC nas diferentes etapas

Etapa	Balanço de massa (kg.d ⁻¹)	Estimativa teórica (kg.d ⁻¹)
1	1,10	0,97
2	1,17	1,01
3	1,50	1,47
4	1,90	1,70

Fonte: Elaboração própria

5.8 MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA (MEV)

Por meio da microscopia eletrônica de varredura (MEV), observou-se a morfologia dos flocos do lodo presente no RAC tal como são apresentados na Figura 44.

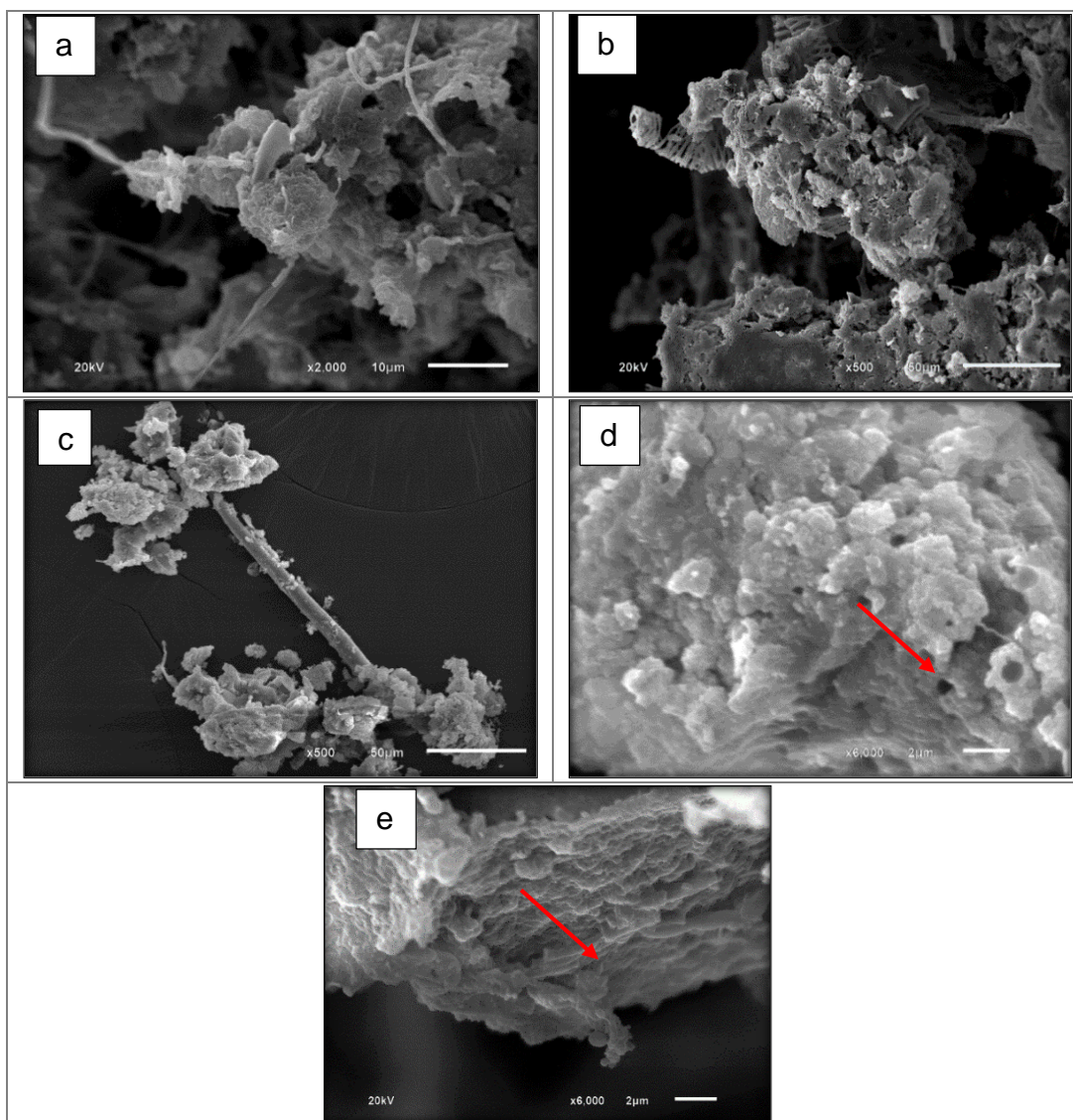
Com o arraste de lodo, as imagens da MEV mostraram na etapa 3 (TDH 8h) no compartimento 3 (C3), a presença de flocos mais densos e estruturados (Figura 44b), por outro lado, evidencia-se na Figura 44d orifícios de saída do biogás produzido pelas arqueas metanogênicas, as quais foram favorecidas estabilidade do pH nesta pesquisa.

As arqueas que utilizam o acetato para a formação do metano são dos generos *Methanosarcina* e *Methanosaeta* (SOUBES, 1994), estas últimas apresentaram uma morfologia em forma de filamentos (Figura 44a) as quais podem ser confundidas com bactérias filamentosas que se encontram presentes em todas as idades do lodo e são as responsáveis pela redução de sedimentabilidade causando o conhecido "bulking".

Segundo Horan (1990) a estrutura de um floco se dá devido aos microrganismos filamentosos, sendo eles os responsáveis de exercer uma função de matriz estrutural formando redes entre si (Figura 44e), onde as outras células podem se aderir por meio da excreção de exopolissacarídeos.

Na Figura 44c que corresponde a uma imagem do Compartimento 2 (Etapa 4), pode-se observar microrganismos que crescem dispersos os quais apresentam maior facilidade de ser carregados para outros compartimentos do reator. Segundo Campos (1990) o gênero *Methanosaeta* parece ser responsável pela ligação das bactérias a outros materiais inertes como pode-se observar na Figura 45c.

Figura 44- MEV do lodo anaeróbico do RAC



6. CONCLUSÕES

O reator anaeróbio compartimentado (RAC) demonstrou significativa instabilidade no processo, causada, possivelmente, pelas elevadas velocidades ascensionais do líquido e pela perda de biomassa dentro do reator, evidenciada pela baixa eficiência em remoção de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ (valores de remoção embaixo de 60%) quando comparada com outras pesquisas.

Observou-se que ao longo das 4 etapas, os parâmetros de pH e temperatura mantiveram-se estáveis, o que permitiu um bom desempenho das arqueas metanogênicas, enquanto a remoção de nutrientes (Fósforo total e NTK) não mostrou eficiência, demonstrando a necessidade de um tratamento posterior para esta finalidade.

No presente experimento, foi evidenciado o arraste de lodo de um compartimento para outro, demonstrado pela diminuição da biomassa dentro do reator e o aumento da concentração de SST e sólidos sedimentáveis no efluente. Enquanto a idade do lodo decresceu da etapa 1 para a etapa 4, sendo que a etapa 2 apresentou a maior idade do lodo assim como também a maior remoção de $DQO_{filtrada}$.

Os resultados obtidos pelo índice volumétrico de lodo demonstraram uma biomassa com ótima sedimentabilidade.

Os resultados obtidos no teste de atividade metanogênica e teste de biodegradabilidade indicaram valores aceitáveis, mas um pouco baixos quando comparados com a literatura. Os resultados sugerem que tenha ocorrido estratificação dos microrganismos o que tem uma relação direta com o arraste de lodo nos compartimentos.

Os estudos conduzidos em microscopia eletrônica de varredura mostraram imagens sugestivas de flocos e microrganismos presentes no lodo do reator e ainda a presença de gases, hipoteticamente, a produção de biogás por parte das arqueas metanogênicas.

Com todos os resultados obtidos pode-se dizer que os sistemas anaeróbios de alta taxa apresentam uma alta sensibilidade nas variáveis operacionais, quando comparadas com outros sistemas de tratamento, justificando o monitoramento constante do processo.

7. RECOMENDAÇÕES

Algumas recomendações para os próximos trabalhos empregando o reator anaeróbio compartimentado são:

- Instalação de um medidor de biogás para a quantificação da produção de biogás no reator.
- Instalação de um sistema de decantação antes da saída do efluente para evitar que um possível arraste de lodo prejudique o resultado final.
- Instalação de um sistema automatizado para o controle da vazão afluente.
- Avaliação do o efeito das concentrações de sulfato em cada TDH.
- Utilização de metodologias mais precisas para os testes de Atividade Metanogênica Específica (AME) e teste de biodegradabilidade devido à inexatidão da metodologia utilizada.
- Estudo mais detalhadamente o processo de digestão anaeróbia, analisando a disponibilidade de substratos dentro do reator assim como também os microorganismos presentes no sistema.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AISSE, M. M. *et al.* Estudo comparativo do reator uasb e do reator anaeróbio compartimentado seqüencial no tratamento de esgoto sanitário. **Congresso interamericano de Engenharia sanitaria e ambiental**. 27, 2000.

ANGELIDAKI, I. *et al.* Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. **Water science and technology**, v. 59, n. 5, p. 927-934, 2009.

APHA, AWWA, WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22. ed. American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, Washington, DC. 2012.

AQUINO, S. *et al.* Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v.12, n. 2, p. 192-201, 2007.

ASSIS, T. I. **Codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo em um reator UASB**. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2017.

BACHMANN A. *et al.* Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor. **Water Research**, v. 19, n. 1, p. 99-106, 1985.

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. **Water Research**, v. 33, n. 7, p. 1559-1578, 2000.

BARROS, A.R.M. *et al.* Acompanhamento da partida de reator UASB através da Atividade Metanogênica Específica – AME. In: **Congresso de pesquisa e inovação da rede norte/nordeste de educação tecnológica**, 5, 2010.

BODKHE S.Y. A modified anaerobic baffled reactor for municipal wastewater treatment. **Journal of Environmental Management**, v. 90, n. 8, p. 2488-2493, 2008.

BWAPWA, J. K. **Analysis of an Anaerobic Baffled Reactor Treating Complex Particulate Wastewater in an ABR-membrane Bioreactor Unit**. Dissertação (Mestrado em Ciências da Engenharia). Programa Pós-Graduação em Engenharia Química. University of KwaZulu-Natal, Durban, 2010.

CASSINI, S. T. *et al.* Digestão de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do biogás: digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do biogás. **ABES**, 2003.

CAMPOS, J. R. *et al.* Tratamento de esgostos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. In: **Tratamento de esgostos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. ABES, 1999.

CAMPOS, J. R. Alternativas para tratamento de esgotos – Pré tratamento de águas para abastecimento. **Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios piraciaba e Capivari**, n. 9, p.112, 1994.

CHEN, C. *et al.* Evaluation of COD effect on anammox process and microbial communities in the anaerobic baffled reactor (ABR). **Bioresource technology**, v. 216, p. 571-578, 2016.

CHERNICHARO, C. A. *et al.* **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reactores anaeróbios**, v. 5, p. 379, 1997.

CHERNICHARO, C. A. L. *et al.* **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias–Reatores Anaeróbios**. Vol. 5 2ª Edição. Editora UFMG-Belo Horizonte, 2007.

CUERVO-LOPEZ, F.M. *et al.* Effect of nitrogen loading rate and carbon source on denitrification and sludge settleability in upflow anaerobic sludge blanket reactors, **Water Science and Technology**, v. 40, n. 8, p. 123-130, 1999.

COSTA, C. C. **Avaliação de sistema anaeróbio (RAC-UASB) no tratamento de água residuária de suinocultura e aplicação via fertirrigação, em feijão-vagem cultivado em ambiente protegido**. Tese (Doutorado Engenharia Agrícola). Programa de Pós-graduação em Engenharia Agrícola. Universidade Federal de Lavras, Minas Gerais, 2007.

COOKNEY, J. *et al.* Recovery of methane from anaerobic process effluent using poly-di-methyl-siloxane membrane contactors. **Water Science and Technology**, v. 65, n. 4, p. 604-610, 2012.

DA SILVA, G. HR; NOUR, E. AA. 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.

DA SILVA, G. H. R. **Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, tratando esgoto sanitário: desempenho e operação**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2001.

DAMA, P. *et al.* Pilot-scale study of an anaerobic baffled reactor for the treatment of domestic wastewater. **Water Science and Technology**, v.46, n. 9, p. 263-270, 2002.

ESPOSITO, G.; FRUNZO, L.; LIOTTA, F.; PANICO, A.; PIROZZI, F. Bio-Methane Potential Tests To Measure The Biogas Production From The Digestion and Co-Digestion of Complex Organic Substrates. **The Open Environmental Engineering Journal**, v.5, 1-8, 2012.

FERNANDES G., ROBERTO A. DE OLIVEIRA. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, v. 26, 243-256, 2006.

FERREIRA G. **Avaliação do Potencial Biológico de Metano a partir da digestão anaeróbia de biomassa algácea submetida à hidrólise térmica e hidrólise alcalina**. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2017.

GARUTI, G. Anaerobic – aerobic combined process for the treatment of sewage with nutrient removal: the anoxic process. **Water Science and Technology**, v. 25, n. 7, p. 383-394, 1992.

GOLDSTEIN, J. I., *et al.* **Scanning electron microscopy and X-ray microanalysis: a textbook for biologist, materials scientists and geologists**. New York: Hardbound, Ed. 2, p. 1-820, 1992.

GONÇALVES, R. F.; LUDIVICE M. Alternativas de minimização da produção e deságüamento de lodo de esgoto. **Impacto ambiental do uso agrícola do lodo de esgoto. Jáguariúna: Embrapa Meio Ambiente**, p. 25-44, 2000.

GOPALA, K. *et al.* Treatment of low-strength complex wastewater using an anaerobic baffled reactor (ABR). **Bioresource Technology**, v. 99, n. 17, p. 8193-8200, 2008

GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C. Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor. **Water Research**, v. 26, n. 3, p. 371-378, 1992.

GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C. Performance of the anaerobic baffled reactor under steady-state and shock loading conditions. **Biotechnology and bioengineering**, v. 37, n. 4, p. 344-355, 1991.

HAHN, M. J.; FIGUEROA, L. A. Pilot scale application of anaerobic baffled reactor for biologically enhanced primary treatment of raw municipal wastewater. **Water research**, v. 87, p. 494-502, 2015.

HUSSAIN, A.; DUBEY, S. K. Specific methanogenic activity test for anaerobic degradation of influents. **Applied water science**, v. 7, n. 2, p. 535-542, 2017.

HUTNAN, M. *et al.* Methanogenic and non methanogenic activity of granulated sludge in anaerobic baffled reactor. **CHEMICAL PAPERS-SLOVAK ACADEMY OF SCIENCES**, v. 53, n. 6, p. 374-378, 2000.

INCE, O.; ANDERSON, G. K.; KASAPGIL, B. Control of organic loading rate using the specific methanogenic activity test during start-up of an anaerobic digestion system. **Water research**, v. 29, n. 1, p. 349-355, 1995.

KATO, M. T. *et al.* Configurações de reatores anaeróbios. In: **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES. p. 53-99, 1999.

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

LAGUNA, A, OUATTARA, A, GONZALEZ, R. O, BARON, O, FAMA, G., EL MAMOUNI, R., GUIOT, S., MONROY, O, MACARIE, H. A simple and low cost technique for determining the granulometry of upflow anaerobic sludge blanket reactor sludge, **Water Science and Technology**, v. 40, n. 8, p. 1-8, 1999.

LANGENHOFF, A., STUCKEY, D. Treatment of diluted wastewater using an anaerobic baffled reactor: effect of low temperature. **Water Research**, v.34, n. 15, p. 3867-3875, 2000.

LETTINGA, G., HULSHOFF, P., L. W and Zeeman, G. Biological Wastewater treatment part I: Anaerobic Wastewater Treatment. **Lecture Notes. Wageningen Agricultural University**, 1996.

LI, J. *et al.* Modeling the performance of an anaerobic baffled reactor with the variation of hydraulic retention time. **Bioresource technology**, v. 214, p. 477-486, 2016.

LIU, Y. *et al.* Enhanced granulation and methane recovery at low load by downflow sludge circulation in anaerobic treatment of domestic wastewater. **Bioresource technology**, v. 249, p. 851-857, 2017.

LOZANA, C. J. S.; MENDOZA. M. V.; ARANGO, M. C.; MONROY E. F. C.; Microbiological characterization and specific methanogenic activity of anaerobic sludges used in urban solid waste treatment. In: **Waste Management** v 29; p 704-711; 2009.

MATANGUE, M. T. A. **Comportamento hidrodinâmico e cinético dos reatores anaeróbios compartimentado (RAC) e manta de lodo (UASB) operados em série**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) –

Programa de Pós-graduação em Engenharia Agrícola da Universidade Federal de Lavras, Minas Gerais, Lavras, 2011

MANARIOTIS, I. D.; GRIGOROPOULOS, S. G. Low-strength wastewater treatment using an anaerobic baffled reactor. **Water Environment Research**, v. 74, n. 2, p. 170-176, 2002.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering treatment disposal reuse**. 4.ed. New York: Mc Graw – Hill Book, 2003. 1815p.

MEYSTRE, J. de A. **Partida de um reator UASB, em escala piloto, para tratamento de efluente doméstico: estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira**. Dissertação (Mestrado em Ciências da Engenharia da Energia) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia da Universidade Federal de Itajubá, Minas Gerais, 2007

MONTEGGIA, L. Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro 'Atividade Metanogênica Específica'. In: **19º congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental**, ABES, Foz do Iguaçu, 1997.

MOTERANI, F. **Monitoramento biológico e físico-químico de reatores anaeróbios (RAC-UASB) no tratamento de efluentes líquidos da suinocultura**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola da Universidade de Lavras, Minas Gerais, 2010.

NACHAIYASIT, S., STUCKEY D. C. The effect of shock loads on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). 1. Step changes in feed concentration at constant retention time. **Water Research**, v. 31, n. 11, p. 2737-2746, 1997.

NETO, M. S. A. **Tratamento e águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB**. Dissertação (mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Jaboticabal, São Paulo, 2007

NEVES, L. **Caracterização de biomassa anaeróbica granular: análise qualitativa e quantitativa de imagem, hibridização com sondas genéticas (FISH) e técnicas histológicas.** Dissertação (mestrado em Tecnologia do ambiente) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia biológica da Universidade do Minho, Braga, 2002.

NEVES, C. *et al.* Partida de reator anaeróbio compartimentado em série com um reator anaeróbio de manta de lodo, utilizando parâmetros de sedimentabilidade para formação da biomassa. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 20, n. 4, p. 623-634, 2015.

OROZCO, A. Pilot and full scale anaerobic treatment of low strength wastewater at sub-optimal temperature (15 °C) with a hybrid plug flow reactor. In: **proceedings of 8th International conference on anaerobic digestion**, v. 2, p. 183-191, 1997.

PEREIRA, E. L. *et al.* Eficiência de um sistema de reatores anaeróbios no tratamento de efluentes líquidos de suinocultura. **Acta Scientiarum Technology**, v. 33, n. 3, p. 287-293, 2010.

PONTES, P. P. **Reatores UASB aplicados ao tratamento combinado de esgotos sanitários e lodo excedente de filtro biológico percolador.** Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Faculdade de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003.

OLIVEIRA, R. A. *et al.* Reator anaeróbio compartimentado para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 19, n. 4, p. 383-391, 2014.

ROCHA, M. A. G. D. **Estudos da atividade metanogênica de lodos e da biodegradabilidade anaeróbia de efluentes de indústrias de bebidas.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos da Universidade de Pernambuco, Recife, Pernambuco, 2003.

ROCHA, M. A. G. *et al*; Avaliação e comparação entre atividade metanogênica específica de esgotos domésticos e industrial. In: **ANAIS 21º congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental**, 2001.

SATO, C. M. **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto doméstico**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, São Paulo, Ilha Solteira, 2013.

SILVA, J. F. **Monitoramento de um sistema piloto no tratamento de água residual do café produzido por via úmida**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola da Universidade Federal de Lavras, Minas Gerais, Lavras, 2007.

SOUZA, C. L. **Estudos das Rotas de Formação de Gases Metano e Sulfeto de Hidrogênio Resultantes do Tratamento de Esgoto Doméstico em Reatores UASB**. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A. L.; AQUINO, S. F. Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. **Water science and technology**, v. 64, n. 11, p. 2259-2264, 2011.

SCHNEIDERS, D. *et al*. Atividade metanogênica específica (AME) de lodos industriais provenientes do tratamento biológico aeróbio e anaeróbio/Specific methanogenic activity (SMA) of industrial sludge from the aerobic and anaerobic biological treatment. **Revista Ambiente & Água**, v. 8, n. 2, p. 135, 2013.

VAN HAANDEL, A. *et al*. Influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator uasb no tratamento de águas residuárias municipais. **Revista DAE**, Edição, n. 200, p. 64-75, 2015.

VON SPERLING M. **Lodos Ativados**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007

WANG, J. *et al.* Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor. **Bioresource technology**, v. 93, n. 2, p. 205-208. 2004

WITTHAUER, D., STUCKEY, D. Laboratory studies on anaerobic processes to treat dilute organic waster in developing countries. **EAWAG**, Switerland, 1982.

WU, H.; WANG, S.; KONG, H.; LIU, T.; XIA, M. Performance of combined process of anoxic baffled reactor-biological contact oxidation treating printing and dyeing wastewater. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 98, p. 1501-1504, 2007

YANG, H.; MOENGANGONGO, T. Operational stability of a horizontal baffled anaerobic for diluted swine wastewater in the tropics. **Transactions of the ASABE**, v. 30, n. 4, p. 1105-10, 1987.

9. ANEXOS

ANEXO 1

Solução de nutrientes para o teste AME

Solução	Reagente	Concentração	Função
1	KH_2PO_4	1500 mg/L	Tampão
	K_2HPO_4	1500 mg/L	
	NH_4Cl	500 mg/L	Macronutrientes
	$\text{Na}_2\text{S} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	50 mg/L	
2	$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2000 mg/L	Micronutrientes
	ZnCl_2	50 mg/L	
	$\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	24,77 mg/L	
	$\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	611 mg/L	
	$(\text{NH}_4)_6 \cdot \text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	50 mg/L	
	AlCl_3	90,84 mg/L	
	$\text{CoCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2000 mg/L	
HCl (P.A.)	1 ml		

Fonte: Adaptado de Monteggia (1991)

ANEXO 2

Serie de Sólidos do RAC

Sólidos Totales (ST)

Etapa	Semana	Data	ST (gr/L)					
			Compartimento 1		Compartimento 2		Compartimento 3	
			Torneira 1	Torneira 2	Torneira 3	Torneira 4	Torneira 5	Torneira 6
1	1	24/03/2017	63.19	1.36	0.74	0.71	0.69	0.71
	2	27/03/2017	56.12	1.94	1.17	1.48	1.11	1.02
	3	03/04/2017	23.03	1.29	1.10	1.25	0.94	0.84
	4	11/04/2017	50.72	3.87	3.25	2.48	2.30	1.22
	5	17/04/2017	33.86	1.95	3.52	1.85	1.79	1.13
	6	25/04/2017	9.06	2.08	36.53	1.88	4.90	1.39
	7	02/05/2017	2.59	4.28	49.99	1.86	26.42	1.12
	8	08/05/2017	1.36	0.99	55.43	0.78	16.72	0.89
	Media		29.99	2.22	18.97	1.54	6.86	1.04
	Desvio Padrão		23.15	1.13	22.51	0.57	8.92	0.21
2	9	15/05/2017	1.95	1.56	58.14	1.57	44.68	1.37
	10	22/05/2017	1.21	1.60	55.75	1.66	57.32	0.71
	11	29/05/2017	2.30	2.38	60.15	1.83	57.84	2.32
	12	05/06/2017	2.89	1.39	50.38	1.67	42.59	1.67
	13	12/06/2017	5.83	2.29	52.75	0.76	25.11	0.74
	14	19/06/2017	0.58	0.57	18.19	0.65	47.80	0.79
	15	26/06/2017	0.57	0.53	6.02	0.59	48.81	0.71
	16	03/07/2017	0.98	0.72	30.96	1.31	61.47	0.61
	17	10/07/2017	14.51	0.51	45.88	0.80	63.19	0.58
	Media		3.42	1.28	42.02	1.20	49.87	1.05
Desvio Padrão		4.21	0.70	18.14	0.47	11.20	0.57	
3	18	17/07/2017	3.25	0.75	39.26	0.85	61.14	0.89
	19	25/07/2017	1.25	0.61	22.15	1.17	56.19	1.06
	20	01/08/2017	1.05	0.58	30.38	1.03	72.10	1.30
	21	08/08/2017	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42
	22	14/08/2017	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42
	23	21/08/2017	3.79	0.98	28.75	1.07	56.97	1.17
	24	28/08/2017	0.81	0.80	35.41	0.74	58.42	0.91
	25	12/09/2017	4.75	0.89	12.69	0.86	59.71	1.26
	Media		2.49	0.83	25.73	0.97	58.89	1.18
	Desvio Padrão		1.31	0.16	8.60	0.13	5.64	0.20
4	26	18/09/2017	2.42	1.63	21.58	1.07	63.28	1.45
	27	25/09/2017	3.78	0.83	20.87	0.85	65.56	1.08
	28	02/10/2017	3.52	0.99	29.34	0.89	56.87	1.03
	29	09/10/2017	2.49	1.03	16.95	1.14	57.26	1.41
	30	16/10/2017	2.85	0.43	11.42	0.54	48.45	0.51
	31	23/10/2017	2.16	0.69	22.93	0.78	52.95	1.19
	32	30/10/2017	0.87	0.52	15.71	0.49	40.46	0.92
	33	06/11/2017	3.26	1.33	9.66	1.52	59.52	1.41
	Media		2.67	0.93	18.56	0.91	55.54	1.13
Desvio Padrão		0.86	0.38	6.03	0.31	7.63	0.29	

Sólidos voláteis (SV)

Etapa	Semana	Data	SV (gr/L)					
			Compartimento 1		Compartimento 2		Compartimento 3	
			Torneira 1	Torneira 2	Torneira 3	Torneira 4	Torneira 5	Torneira 6
1	1	24/03/2017	34.80	0.89	0.38	0.27	0.26	0.33
	2	27/03/2017	30.27	0.71	0.25	0.41	0.18	0.15
	3	03/04/2017	13.39	0.49	0.39	0.50	0.28	0.19
	4	11/04/2017	29.04	1.96	1.63	1.08	0.98	0.30
	5	17/04/2017	11.72	0.70	1.77	0.42	0.64	0.16
	6	25/04/2017	4.81	0.80	22.92	0.67	2.75	0.31
	7	02/05/2017	1.26	3.21	27.14	0.82	16.23	0.30
	8	08/05/2017	0.70	0.41	32.30	0.34	10.88	0.45
		Media	15.75	1.15	10.85	0.56	4.02	0.27
	Desvio Padrão	12.89	0.90	13.09	0.26	5.71	0.09	
2	9	15/05/2017	0.77	0.54	29.45	0.47	27.62	0.36
	10	22/05/2017	0.57	0.98	33.70	1.04	33.35	0.36
	11	29/05/2017	0.82	1.34	33.33	0.94	32.03	1.21
	12	05/06/2017	1.39	0.55	31.78	0.96	28.09	1.00
	13	12/06/2017	2.97	1.26	30.56	0.16	15.81	0.16
	14	19/06/2017	0.14	0.16	12.07	0.24	31.16	0.29
	15	26/06/2017	0.05	0.02	4.01	0.10	31.22	0.05
	16	03/07/2017	0.39	0.23	19.90	0.68	36.17	0.18
	17	10/07/2017	13.01	0.09	29.48	0.26	46.18	0.08
	Media	2.24	0.57	24.92	0.54	31.29	0.41	
	Desvio Padrão	3.90	0.48	9.97	0.35	7.55	0.39	
3	18	17/07/2017	2.01	0.19	26.52	0.30	39.17	0.30
	19	25/07/2017	0.69	0.26	15.41	0.41	35.90	0.52
	20	01/08/2017	0.51	0.09	22.25	0.48	35.02	0.60
	21	08/08/2017	1.15	0.08	14.01	0.17	34.80	0.36
	22	14/08/2017	1.15	0.08	14.01	0.17	34.80	0.36
	23	21/08/2017	2.09	0.18	20.03	0.21	37.61	0.25
	24	28/08/2017	0.23	0.19	23.85	0.17	35.57	0.25
	25	12/09/2017	3.09	0.19	8.87	0.13	39.77	0.42
		Media	1.37	0.16	18.12	0.26	36.58	0.38
	Desvio Padrão	0.90	0.06	5.60	0.12	1.88	0.12	
4	26	18/09/2017	0.91	0.47	15.46	0.29	40.86	0.59
	27	25/09/2017	2.47	0.20	15.41	0.30	44.01	0.40
	28	02/10/2017	2.36	0.37	21.57	0.23	42.01	0.41
	29	09/10/2017	1.43	0.24	11.64	0.23	40.00	0.33
	30	16/10/2017	1.78	0.14	8.55	0.23	32.49	0.18
	31	23/10/2017	1.20	0.15	16.87	0.15	37.19	0.37
	32	30/10/2017	0.14	0.11	11.50	0.12	25.47	0.49
	33	06/11/2017	1.84	0.31	3.24	0.33	36.26	0.38
		Media	1.52	0.25	13.03	0.24	37.29	0.39
	Desvio Padrão	0.72	0.12	5.24	0.07	5.61	0.11	

SV/ST

Etapa	Semana	Data	SV/ST (gr/L)					
			Compartimento 1		Compartimento 2		Compartimento 3	
			Torneira 1	Torneira 2	Torneira 3	Torneira 4	Torneira 5	Torneira 6
1	1	24/03/2017	0.55	0.65	0.52	0.38	0.37	0.46
	2	27/03/2017	0.54	0.36	0.21	0.28	0.16	0.15
	3	03/04/2017	0.58	0.38	0.35	0.40	0.30	0.23
	4	11/04/2017	0.57	0.51	0.50	0.44	0.43	0.24
	5	17/04/2017	0.35	0.36	0.50	0.23	0.36	0.14
	6	25/04/2017	0.53	0.38	0.63	0.36	0.56	0.22
	7	02/05/2017	0.48	0.75	0.54	0.44	0.61	0.26
	8	08/05/2017	0.51	0.42	0.58	0.44	0.65	0.50
		Media	0.53	0.52	0.57	0.37	0.59	0.26
	Desvio Padrão	0.56	0.80	0.58	0.45	0.64	0.45	
2	9	15/05/2017	0.39	0.34	0.51	0.30	0.62	0.26
	10	22/05/2017	0.47	0.61	0.60	0.63	0.58	0.50
	11	29/05/2017	0.36	0.56	0.55	0.51	0.55	0.52
	12	05/06/2017	0.48	0.40	0.63	0.57	0.66	0.60
	13	12/06/2017	0.51	0.55	0.58	0.22	0.63	0.22
	14	19/06/2017	0.24	0.28	0.66	0.37	0.65	0.37
	15	26/06/2017	0.08	0.05	0.67	0.17	0.64	0.07
	16	03/07/2017	0.40	0.31	0.64	0.52	0.59	0.30
	17	10/07/2017	0.90	0.17	0.64	0.33	0.73	0.14
	Media	0.43	0.36	0.61	0.40	0.63	0.33	
	Desvio Padrão	0.21	0.18	0.05	0.15	0.05	0.17	
3	18	17/07/2017	0.62	0.26	0.68	0.35	0.64	0.34
	19	25/07/2017	0.56	0.42	0.70	0.35	0.64	0.49
	20	01/08/2017	0.49	0.16	0.73	0.46	0.49	0.46
	21	08/08/2017	0.46	0.08	0.75	0.17	0.65	0.26
	22	14/08/2017	0.46	0.08	0.75	0.17	0.65	0.26
	23	21/08/2017	0.55	0.18	0.70	0.20	0.66	0.21
	24	28/08/2017	0.28	0.24	0.67	0.24	0.61	0.28
	25	12/09/2017	0.65	0.22	0.70	0.15	0.67	0.33
		Media	0.51	0.20	0.71	0.26	0.63	0.33
	Desvio Padrão	0.11	0.10	0.03	0.11	0.06	0.09	
4	26	18/09/2017	0.38	0.29	0.72	0.27	0.65	0.41
	27	25/09/2017	0.65	0.24	0.74	0.35	0.67	0.37
	28	02/10/2017	0.67	0.37	0.74	0.26	0.74	0.40
	29	09/10/2017	0.57	0.24	0.69	0.20	0.70	0.23
	30	16/10/2017	0.63	0.33	0.75	0.43	0.67	0.34
	31	23/10/2017	0.56	0.22	0.74	0.19	0.70	0.31
	32	30/10/2017	0.16	0.21	0.73	0.24	0.63	0.54
	33	06/11/2017	0.56	0.23	0.34	0.22	0.61	0.27
		Media	0.52	0.27	0.68	0.27	0.67	0.36
	Desvio Padrão	0.16	0.05	0.13	0.08	0.04	0.09	

Fonte: Elaboração própria

Etapa	ST (kg/m ³)						Alturas (m)		Área (m ²)	Massa ST (kg)						Somatória total (kg)	Média total																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	C1		C3		C3		Torneira inferior	Torneira superior		C1		C2		C3																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
	T1	T2	T3	T4	T5	T6				T1	T2	T3	T4	T5	T6																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
1	63.19	1.36	0.74	0.71	0.69	0.71	0.80	0.80	0.785	39.69	0.86	0.46	0.45	0.44	0.45	42.33	38.06																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	56.12	1.94	1.17	1.48	1.11	1.02	0.80	0.80	0.785	35.24	1.22	0.73	0.93	0.69	0.64	39.46																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
	23.03	1.29	1.10	1.25	0.94	0.84	0.80	0.80	0.785	14.46	0.81	0.69	0.78	0.59	0.53	17.87																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
	50.72	3.87	3.25	2.48	2.30	1.22	0.80	0.80	0.785	31.85	2.43	2.04	1.56	1.44	0.76	40.09																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
	33.86	1.95	3.52	1.85	1.79	1.13	0.80	0.80	0.785	21.26	1.22	2.21	1.16	1.12	0.71	27.69																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
	9.06	2.08	36.53	1.88	4.90	1.39	0.80	0.80	0.785	5.69	1.31	22.94	1.18	3.08	0.87	35.06																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
	2.59	4.28	49.99	1.86	26.42	1.12	0.80	0.80	0.785	1.63	2.69	31.39	1.17	16.59	0.71	54.18																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
1.36	0.99	55.43	0.78	16.72	0.89	0.80	0.80	0.785	0.85	0.62	34.81	0.49	10.50	0.56	47.83	2	1.95	1.56	58.14	1.57	44.68	1.37	0.80	0.80	0.785	1.22	0.98	36.51	0.99	28.06	0.86	68.63	62.08	1.21	1.60	55.75	1.66	57.32	0.71	0.80	0.80	0.785	0.76	1.00	35.01	1.04	36.00	0.45	74.26	2.30	2.38	60.15	1.83	57.84	2.32	0.80	0.80	0.785	1.44	1.49	37.77	1.15	36.32	1.46	79.64	2.89	1.39	50.38	1.67	42.59	1.67	0.80	0.80	0.785	1.81	0.87	31.64	1.05	26.75	1.05	63.17	5.83	2.29	52.75	0.76	25.11	0.74	0.80	0.80	0.785	3.66	1.44	33.12	0.48	15.77	0.46	54.93	0.58	0.57	18.19	0.65	47.80	0.79	0.80	0.80	0.785	0.37	0.36	11.42	0.41	30.02	0.49	43.07	0.57	0.53	6.02	0.59	48.81	0.71	0.80	0.80	0.785	0.36	0.33	3.78	0.37	30.65	0.45	35.94	0.98	0.72	30.96	1.31	61.47	0.61	0.80	0.80	0.785	0.61	0.45	19.44	0.82	38.61	0.38	60.32	14.51	0.51	45.88	0.80	63.19	0.58	0.80	0.80	0.785	9.11	0.32	28.81	0.50	39.68	0.36	78.79	3	3.25	0.75	39.26	0.85	61.14	0.89	0.80	0.80	0.785	2.04	0.47	24.66	0.54	38.40	0.56	66.66	56.67	1.25	0.61	22.15	1.17	56.19	1.06	0.80	0.80	0.785	0.78	0.38	13.91	0.73	35.29	0.66	51.76	1.05	0.58	30.38	1.03	72.10	1.30	0.80	0.80	0.785	0.66	0.36	19.08	0.65	45.28	0.82	66.84	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42	0.80	0.80	0.785	1.57	0.63	11.69	0.64	33.46	0.89	48.90	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42	0.80	0.80	0.785	1.57	0.63	11.69	0.64	33.46	0.89	48.90	3.79	0.98	28.75	1.07	56.97	1.17	0.80	0.80	0.785	2.38	0.62	18.05	0.67	35.78	0.73	58.23	0.81	0.80	35.41	0.74	58.42	0.91	0.80	0.80	0.785	0.51	0.50	22.24	0.46	36.69	0.57	60.97	4.75	0.89	12.69	0.86	59.71	1.26	0.80	0.80	0.785	2.98	0.56	7.97	0.54	37.50	0.79	50.34	2.42	1.63	21.58	1.07	63.28	1.45	0.80	0.80	0.785	1.52	1.03	13.55	0.67	39.74	0.91	57.41	4	3.78	0.83	20.87	0.85	65.56	1.08	0.80	0.80	0.785	2.37	0.52	13.10	0.54	41.17	0.68	58.39	49.03	3.52	0.99	29.34	0.89	56.87	1.03	0.80	0.80	0.785	2.21	0.62	18.42	0.56	35.72	0.65	58.18	2.49	1.03	16.95	1.14	57.26	1.41	0.80	0.80	0.785	1.57	0.64	10.64	0.72	35.96	0.89	50.42	2.85	0.43	11.42	0.54	48.45	0.51	0.80	0.80	0.785	1.79	0.27	7.17	0.34	30.43	0.32	40.32	2.16	0.69	22.93	0.78	52.95	1.19	0.80	0.80	0.785	1.36	0.44	14.40	0.49	33.25	0.75	50.69	0.87	0.52	15.71	0.49	40.46	0.92	0.80	0.80	0.785	0.54	0.33	9.87	0.31	25.41	0.58	37.03	3.26	1.33	9.66	1.52	59.52	1.41	0.80	0.80	0.785	2.05	0.84	6.07	0.95	37.38	0.88	48.17
2	1.95	1.56	58.14	1.57	44.68	1.37	0.80	0.80	0.785	1.22	0.98	36.51	0.99	28.06	0.86		68.63	62.08																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																			
	1.21	1.60	55.75	1.66	57.32	0.71	0.80	0.80	0.785	0.76	1.00	35.01	1.04	36.00	0.45		74.26																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.30	2.38	60.15	1.83	57.84	2.32	0.80	0.80	0.785	1.44	1.49	37.77	1.15	36.32	1.46		79.64																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.89	1.39	50.38	1.67	42.59	1.67	0.80	0.80	0.785	1.81	0.87	31.64	1.05	26.75	1.05		63.17																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	5.83	2.29	52.75	0.76	25.11	0.74	0.80	0.80	0.785	3.66	1.44	33.12	0.48	15.77	0.46		54.93																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	0.58	0.57	18.19	0.65	47.80	0.79	0.80	0.80	0.785	0.37	0.36	11.42	0.41	30.02	0.49		43.07																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	0.57	0.53	6.02	0.59	48.81	0.71	0.80	0.80	0.785	0.36	0.33	3.78	0.37	30.65	0.45	35.94																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
0.98	0.72	30.96	1.31	61.47	0.61	0.80	0.80	0.785	0.61	0.45	19.44	0.82	38.61	0.38	60.32																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
14.51	0.51	45.88	0.80	63.19	0.58	0.80	0.80	0.785	9.11	0.32	28.81	0.50	39.68	0.36	78.79	3	3.25	0.75	39.26	0.85	61.14	0.89	0.80	0.80	0.785	2.04	0.47	24.66	0.54	38.40	0.56	66.66	56.67	1.25	0.61	22.15	1.17	56.19	1.06	0.80	0.80	0.785	0.78	0.38	13.91	0.73	35.29	0.66	51.76	1.05	0.58	30.38	1.03	72.10	1.30	0.80	0.80	0.785	0.66	0.36	19.08	0.65	45.28	0.82	66.84	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42	0.80	0.80	0.785	1.57	0.63	11.69	0.64	33.46	0.89	48.90	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42	0.80	0.80	0.785	1.57	0.63	11.69	0.64	33.46	0.89	48.90	3.79	0.98	28.75	1.07	56.97	1.17	0.80	0.80	0.785	2.38	0.62	18.05	0.67	35.78	0.73	58.23	0.81	0.80	35.41	0.74	58.42	0.91	0.80	0.80	0.785	0.51	0.50	22.24	0.46	36.69	0.57	60.97	4.75	0.89	12.69	0.86	59.71	1.26	0.80	0.80	0.785	2.98	0.56	7.97	0.54	37.50	0.79	50.34	2.42	1.63	21.58	1.07	63.28	1.45	0.80	0.80	0.785	1.52	1.03	13.55	0.67	39.74	0.91	57.41	4	3.78	0.83	20.87	0.85	65.56	1.08	0.80	0.80	0.785	2.37	0.52	13.10	0.54	41.17	0.68	58.39	49.03	3.52	0.99	29.34	0.89	56.87	1.03	0.80	0.80	0.785	2.21	0.62	18.42	0.56	35.72	0.65	58.18	2.49	1.03	16.95	1.14	57.26	1.41	0.80	0.80	0.785	1.57	0.64	10.64	0.72	35.96	0.89	50.42	2.85	0.43	11.42	0.54	48.45	0.51	0.80	0.80	0.785	1.79	0.27	7.17	0.34	30.43	0.32	40.32	2.16	0.69	22.93	0.78	52.95	1.19	0.80	0.80	0.785	1.36	0.44	14.40	0.49	33.25	0.75	50.69	0.87	0.52	15.71	0.49	40.46	0.92	0.80	0.80	0.785	0.54	0.33	9.87	0.31	25.41	0.58	37.03	3.26	1.33	9.66	1.52	59.52	1.41	0.80	0.80	0.785	2.05	0.84	6.07	0.95	37.38	0.88	48.17																																																																																																																																																		
3	3.25	0.75	39.26	0.85	61.14	0.89	0.80	0.80	0.785	2.04	0.47	24.66	0.54	38.40	0.56		66.66	56.67																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																			
	1.25	0.61	22.15	1.17	56.19	1.06	0.80	0.80	0.785	0.78	0.38	13.91	0.73	35.29	0.66		51.76																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	1.05	0.58	30.38	1.03	72.10	1.30	0.80	0.80	0.785	0.66	0.36	19.08	0.65	45.28	0.82		66.84																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42	0.80	0.80	0.785	1.57	0.63	11.69	0.64	33.46	0.89		48.90																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.51	1.01	18.62	1.03	53.28	1.42	0.80	0.80	0.785	1.57	0.63	11.69	0.64	33.46	0.89		48.90																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	3.79	0.98	28.75	1.07	56.97	1.17	0.80	0.80	0.785	2.38	0.62	18.05	0.67	35.78	0.73		58.23																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	0.81	0.80	35.41	0.74	58.42	0.91	0.80	0.80	0.785	0.51	0.50	22.24	0.46	36.69	0.57	60.97																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					
4.75	0.89	12.69	0.86	59.71	1.26	0.80	0.80	0.785	2.98	0.56	7.97	0.54	37.50	0.79	50.34																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
2.42	1.63	21.58	1.07	63.28	1.45	0.80	0.80	0.785	1.52	1.03	13.55	0.67	39.74	0.91	57.41	4	3.78	0.83	20.87	0.85	65.56	1.08	0.80	0.80	0.785	2.37	0.52	13.10	0.54	41.17	0.68	58.39	49.03	3.52	0.99	29.34	0.89	56.87	1.03	0.80	0.80	0.785	2.21	0.62	18.42	0.56	35.72	0.65	58.18	2.49	1.03	16.95	1.14	57.26	1.41	0.80	0.80	0.785	1.57	0.64	10.64	0.72	35.96	0.89	50.42	2.85	0.43	11.42	0.54	48.45	0.51	0.80	0.80	0.785	1.79	0.27	7.17	0.34	30.43	0.32	40.32	2.16	0.69	22.93	0.78	52.95	1.19	0.80	0.80	0.785	1.36	0.44	14.40	0.49	33.25	0.75	50.69	0.87	0.52	15.71	0.49	40.46	0.92	0.80	0.80	0.785	0.54	0.33	9.87	0.31	25.41	0.58	37.03	3.26	1.33	9.66	1.52	59.52	1.41	0.80	0.80	0.785	2.05	0.84	6.07	0.95	37.38	0.88	48.17																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
4	3.78	0.83	20.87	0.85	65.56	1.08	0.80	0.80	0.785	2.37	0.52	13.10	0.54	41.17	0.68		58.39	49.03																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																			
	3.52	0.99	29.34	0.89	56.87	1.03	0.80	0.80	0.785	2.21	0.62	18.42	0.56	35.72	0.65		58.18																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.49	1.03	16.95	1.14	57.26	1.41	0.80	0.80	0.785	1.57	0.64	10.64	0.72	35.96	0.89		50.42																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.85	0.43	11.42	0.54	48.45	0.51	0.80	0.80	0.785	1.79	0.27	7.17	0.34	30.43	0.32		40.32																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	2.16	0.69	22.93	0.78	52.95	1.19	0.80	0.80	0.785	1.36	0.44	14.40	0.49	33.25	0.75		50.69																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	0.87	0.52	15.71	0.49	40.46	0.92	0.80	0.80	0.785	0.54	0.33	9.87	0.31	25.41	0.58		37.03																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
	3.26	1.33	9.66	1.52	59.52	1.41	0.80	0.80	0.785	2.05	0.84	6.07	0.95	37.38	0.88	48.17																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					

Massa retirada em termos de ST e SV

Massa retirada ST											
Mês	C1		C2		C3		C1	C2	C3	Somatória (g)	Somatória (kg)
	ST (g/L)	Volume retirado(L)	ST (g/L)	Volume retirado(L)	ST (g/L)	Volume retirado(L)	Massa (g)	Massa (g)	Massa (g)		
Mês 1	48.27	6.00	1.56	6.00	1.26	4.00	289.62	9.36	5.04	304.02	0.30
Mês 2	11.72	7.00	36.37	7.00	12.46	4.00	82.04	254.59	49.84	386.47	0.39
Mês 3	2.09	7.00	56.11	7.00	50.61	7.00	14.63	392.77	354.27	761.67	0.76
Mês 4	4.49	8.00	30.76	8.00	49.28	8.00	35.92	246.08	394.24	676.24	0.68
Mês 5	2.01	6.00	27.60	6.00	60.68	6.00	12.06	165.60	364.08	541.74	0.54
Mês 6	2.86	7.00	23.41	7.00	58.33	7.00	20.02	163.87	408.31	592.20	0.59
Mês 7	3.16	8.00	1.64	8.00	57.04	8.00	25.28	13.12	456.32	494.72	0.49
Mês 8	2.10	8.00	16.10	8.00	50.98	8.00	16.80	128.80	407.84	553.44	0.55

Massa retirada SV											
Mês	C1		C2		C3		C1	C2	C3	Somatoria (g)	Somatoria (kg)
	SV (g/L)	Volume retirado(L)	SV (g/L)	Volume retirado(L)	SV (g/L)	Volume retirado(L)	Massa (g)	Massa (g)	Massa (g)		
Mês 1	26.87	6.00	0.66	6.00	0.42	4.00	161.22	3.96	1.68	166.86	0.17
Mês 2	4.62	7.00	21.03	7.00	7.62	4.00	32.34	147.21	30.48	210.03	0.21
Mês 3	0.89	7.00	29.56	7.00	30.27	7.00	6.23	206.92	211.89	425.04	0.43
Mês 4	3.31	8.00	19.20	8.00	30.11	8.00	26.48	153.60	240.88	420.96	0.42
Mês 5	1.09	6.00	19.55	6.00	36.22	6.00	6.54	117.30	217.32	341.16	0.34
Mês 6	1.50	7.00	16.44	7.00	37.72	7.00	10.50	115.08	264.04	389.62	0.39
Mês 7	2.01	8.00	14.30	8.00	39.63	8.00	16.08	114.40	317.04	447.52	0.45
Mês 8	1.06	8.00	10.54	8.00	32.97	8.00	8.48	84.32	263.76	356.56	0.36

ANEXO 3

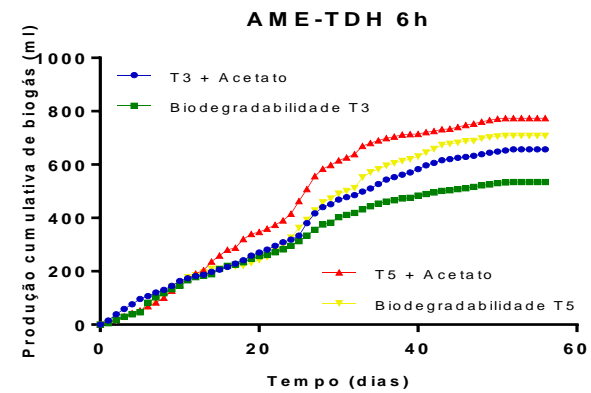
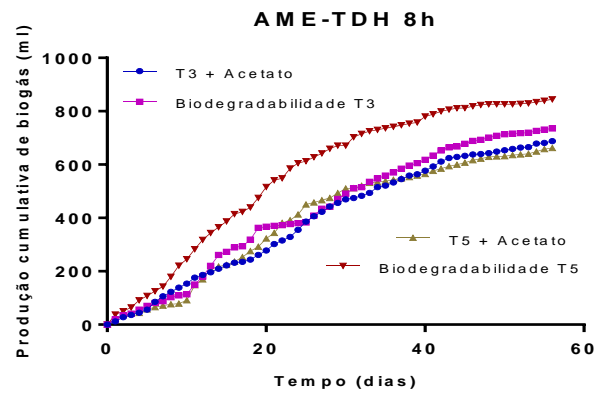
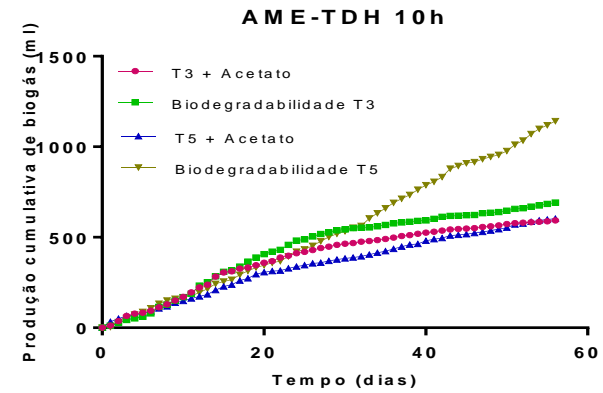
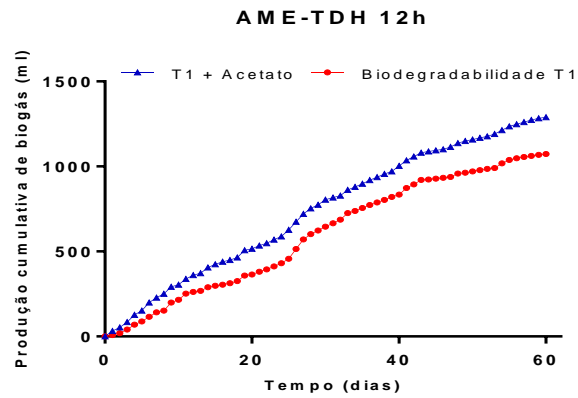
Valores IVL

Data	Torneira	Volume de Lodo sedimentado (ml/L)	Concentração de ST (gr/L)	IVL (ml/g)
27/03/2017	T1	990	56.12	17.64
27/03/2017	T3	30	1.94	15.46
03/04/2017	T1	910	23.03	39.51
03/04/2017	T3	50	1.29	38.76
11/04/2017	T1	915	50.72	18.04
11/04/2017	T3	60	3.87	15.50
25/04/2017	T1	240	9.06	26.49
25/04/2017	T3	860	36.53	23.54
08/05/2017	T1	80	1.36	58.82
08/05/2017	T3	990	55.43	17.86
15/05/2017	T1	50	1.95	25.64
15/05/2017	T3	995	58.14	17.11
15/05/2017	T5	985	44.68	22.05
22/05/2017	T1	60	1.21	49.59
22/05/2017	T3	987	55.75	17.70
22/05/2017	T5	910	57.32	15.88
29/05/2017	T1	75	2.3	32.61
29/05/2017	T3	980	60.15	16.29
29/05/2017	T5	890	57.84	15.39
12/05/2017	T1	50	5.83	8.58
12/05/2017	T3	970	52.75	18.39
12/05/2017	T5	980	25.11	39.03
05/06/2017	T1	80	2.89	27.68
05/06/2017	T3	720	50.38	14.29
05/06/2017	T5	995	42.59	23.36
03/07/2017	T1	70	0.98	71.43
03/07/2017	T3	840	30.96	27.13
03/07/2017	T5	940	61.47	15.29
10/07/2017	T1	60	14.51	4.14
10/07/2017	T3	800	45.88	17.44
10/07/2017	T5	930	183.53	5.07
01/08/2017	T1	50	1.05	47.62
01/08/2017	T3	650	30.38	21.40
01/08/2017	T5	900	120.1	7.49
08/08/2017	T1	40	2.51	15.94

Data	Torneira	Volume de Lodo sedimentado (ml/L)	Concentração de ST (gr/L)	IVL (ml/g)
08/08/2017	T3	890	18.62	47.80
08/08/2017	T5	990	53.28	18.58
14/08/2017	T1	150	1.51	99.34
14/08/2017	T3	600	12.77	46.99
14/08/2017	T5	990	52.13	18.99
28/08/2017	T1	30	0.23	130.43
28/08/2017	T3	750	23.85	31.45
28/08/2017	T5	1000	35.57	28.11
12/09/2017	T1	80	4.75	16.84
12/09/2017	T3	420	12.69	33.10
12/09/2017	T5	990	59.71	16.58
18/09/2017	T1	80	2.42	33.06
18/09/2017	T3	360	21.58	16.68
18/09/2017	T5	995	63.28	15.72
25/09/2017	T1	95	3.78	25.13
25/09/2017	T3	370	20.87	17.73
25/09/2017	T5	980	65.56	14.95
02/10/2017	T1	110	3.52	31.25
02/10/2017	T3	400	29.34	13.63
02/10/2017	T5	990	56.87	17.41
09/10/2017	T1	150	2.49	60.24
09/10/2017	T3	450	16.95	26.55
09/10/2017	T5	1000	57.26	17.46
16/10/2017	T1	120	2.85	42.11
16/10/2017	T3	520	11.42	45.53
16/10/2017	T5	1000	48.45	20.64
23/10/2017	T1	120	2.16	55.56
23/10/2017	T3	570	11.42	49.91
23/10/2017	T5	1000	48.45	20.64
30/10/2017	T1	50	0.87	57.47
30/10/2017	T3	600	15.71	38.19
30/10/2017	T5	1000	40.46	24.72
06/11/2017	T1	80	3.26	24.54
06/11/2017	T3	420	9.66	43.48
06/11/2017	T5	1000	59.52	16.80

Fonte: Elaboração própria

ANEXO 4

Produção cumulativa de biogás (ml) nas 4 etapas - AME

ANEXO 5

Detalhamento metodológico da distribuição granulométrica

O procedimento para a determinação da distribuição granulométrica do lodo é apresentado conforme itens abaixo:

- Abertura da torneira de amostragem, descartar 250 ml de lodo para evitar a coleta de lodo retido nas torneiras.
- Coleta de aproximadamente 250 ml de lodo.
- Realizar diluições 1:10 para cada amostra até observar a amostra com poucas partículas e assim evitar o entupimento do aparelho *Hiac 9703*.
- As amostras foram avaliadas por triplicata e os resultados são mostrados no software do contador de partículas.
- A solução branco foi água ultrapura utilizada nas diluições.