



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA E DESENVOLVIMENTO
SUSTENTÁVEL**

TATIANA IZATO ASSIS

**CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE ESGOTO SANITÁRIO E LODO
ALGÁCEO EM UM REATOR UASB**

VITÓRIA
2017

TATIANA IZATO ASSIS

**CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE ESGOTO SANITÁRIO E LODO
ALGÁCEO EM UM REATOR UASB**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável (Modalidade Profissional) da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, área de concentração em Saneamento Ambiental e Saúde Pública.

Orientador: Prof D. Ing. Ricardo Franci Gonçalves.
Coorientadora: Prof^a. DSc. Raquel Machado Borges.

VITÓRIA
2017

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Setorial Tecnológica,
Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)
Sandra Mara Borges Campos – CRB-6 ES-000593/O

A848c Assis, Tatiana Izato, 1986-
Codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo
em um reator UASB / Tatiana Izato Assis. – 2017.
170 f. : il.

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

1. Reator UASB. 2. Microalga. 3. Lodo residual. 4. Digestão
anaeróbia. 5. Biogás. 6. Energia – Fontes alternativas. 7.
Energia renovável. I. Gonçalves, Ricardo Franci. II. Borges,
Raquel Machado. III. Universidade Federal do Espírito Santo.
Centro Tecnológico. IV. Título.

CDU: 628

TATIANA IZATO ASSIS

**CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE ESGOTO SANITÁRIO E LODO
ALGÁCEO EM UM REATOR UASB**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável (Modalidade Profissional) da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável na área de concentração Sustentabilidade, Ambiente e Sociedade e linha de pesquisa Saneamento Ambiental e Saúde Pública.

Aprovada em 12 de dezembro de 2017.

COMISSÃO EXAMINADORA



D.Ing. Ricardo Franci Gonçalves
Orientador - PPGES / CT / UFES



Profª. Drª. Raquel Machado Borges
Coorientadora - IFES / Campus Vitória



Profª. D.Sc. Rosane Hein de Campos
Examinadora Interna - PPGES / CT / UFES



Prof. Dr. Neyson Martins Mendonça
Examinador Externo - FAESA / UFPA

*À minha mãe, meus irmãos e
principalmente ao meu marido Vinicius.*

AGRADECIMENTOS

Dirijo à Deus minha maior gratidão.

Ao meu marido Vinicius pelo apoio imprescindível.

À minha mãe Nilza e irmãos Monalisa e Thiago pela força.

Aos meus amigos pelo incentivo.

Ao meu orientador Ricardo Franci Gonçalves pela confiança, pelos ensinamentos essenciais e por me conceder a grande oportunidade de trabalhar nesta pesquisa.

À minha querida coorientadora Raquel Machado Borges pelos ensinamentos indispensáveis, apoio e dicas enriquecedoras.

À Larissa, Nattália, Maria e Gabriela pela grande ajuda, amizade e apoio fundamental durante a realização desta pesquisa.

Ao Rodrigo Oss, Ludmila Azeredo e Caio Rebuli pela assistência indispensável.

Aos colegas do Núcleo Água, pelo apoio.

Ao Márcio da empresa Vila Velha Ambiental pela colaboração sempre dando apoio à pesquisa realizada na ETE Araçás.

Aos colegas da CESAN pelo suporte dado à equipe de pesquisa em especial Wagner, Josemir, Marceli, Jhonathan e Oséias.

Aos professores Francisco Candido Cardoso Barreto e Nátaly Jiménez Monroy pela ajuda na análise estatística dos resultados desta pesquisa.

À Companhia Espírito Santense de Saneamento por permitir o desenvolvimento desta pesquisa no Parque Experimental localizado na ETE Araçás.

“O impossível existe até que alguém duvide dele e prove o contrário”.

Albert Einstein

RESUMO

Essa pesquisa objetivou estudar os efeitos da codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo em um reator UASB, analisando o desempenho do reator antes (Etapa 1) e durante no processo de codigestão anaeróbia (Etapa 2). O reator UASB utilizado possui 3,78 m³ de volume útil de 4,8 metros de altura e foi monitorado por 410 dias. No processo de codigestão foi utilizado lodo algáceo físico-químico sem pré-tratamento. Após o período de partida que durou 138 dias, o reator manteve desempenho satisfatório no tratamento anaeróbio do esgoto sanitário na etapa 1 (164 dias) e etapa 2 (108 dias). O efluente apresentou concentração média de 160 mg/L de DQO e 49 mg/L de SST (etapa 1) e 125 mg/L de DQO e 41 mg/L de SST (etapa 2). O TDH e COV do reator foi de 8,8h e 1,14 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ (etapa 1) e 9,5h e 0,98 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ (etapa 2). A idade do lodo decresceu da etapa 1 (108 dias) para a etapa 2 (98 dias), como consequência do aumento da produção de sólidos de 0,48 kgST.d⁻¹ (etapa 1) para 0,57 kgST.d⁻¹ (etapa 2). Tal fato implica em uma maior frequência de descarte do lodo de excesso do UASB. O aporte contínuo de lodo algáceo na etapa 2 tornou o lodo significativamente menos estabilizado na região de manta, provavelmente devido ao carreamento das microalgas da região de leito para a manta de lodo do UASB. A produção de biogás foi de 10 L/hab.d (Etapa 1) e 6 L/hab.d (Etapa 2). A produção estimada de metano foi 6 L/hab.d (Etapa 1) e 4 L/hab.d (Etapa 2). Como consequência, a potência disponível do biogás efetivamente capturado foi de 0,18 kW (0,0024 kW/hab) e 0,11kW (0,0015 kW/hab) nas etapas 1 e 2, respectivamente. Atribui-se à diminuição da COV aplicada e Temperatura à queda na produção de metano na etapa 2. O resultado do balanço de massa de DQO sugere que o processo de codigestão anaeróbia contribuiu para o aumento da DQO convertida em lodo anaeróbio. Esse aumento relativo da produção de lodo pode estar relacionado com a não digestão das microalgas, as quais são capturadas pelo lodo do reator, mas não são totalmente digeridas por ele. A DQO das microalgas pouco contribuiu para a produção de metano no UASB neste estudo. Por fim, concluiu-se que para aumentar a conversão do material orgânico no reator deve-se operar o UASB à máxima idade do lodo e pré-tratar o lodo algáceo antes do processo de codigestão anaeróbia.

Palavras-chave: UASB, microalgas, lodo algáceo, codigestão anaeróbia, biogás, energia.

ABSTRACT

This research aimed to study the effects of anaerobic co-digestion of domestic wastewater and algae sludge in a UASB reactor, by evaluating its performance before (phase 1) and after algal sludge recycling into the anaerobic reactor (phase 2). The UASB reactor has 3.78 m³ of useful volume and 4.8 meters in height and was monitored by 410 days. The sludge used in the anaerobic co-digestion process is a physical-chemical algae sludge without pre-treatment. After the start up that lasted 138 days, the reactor presented a satisfactory performance for the anaerobic treatment of the sewage in phase 1 (164 days) and phase 2 (108 days). The average COD concentration in the effluent was 160 mg/L and 125 mg/L for phase 1 and phase 2, respectively, while the average TSS was 48 mg/L and 41 mg/L for phase 1 and phase 2, respectively. The HTR and OLR was 8,8h and 1,14 kgCOD.m⁻³.d⁻¹ for phase 1, respectively, and 9,5h and 0,98 kgCOD.m⁻³.d⁻¹ for phase 2, respectively. The reactor sludge age decreased from 108 days (phase 1) to 98 days (phase 2) due to the sludge production increasing from 0.48 kgTS.d⁻¹ (phase 1) to 0.57 kgTS.d⁻¹ (phase 2). This fact implies to increase the frequency of UASB excess sludge discharge. The daily apport of algal sludge at phase 2 reduced significantly the sludge stability in the blanket region. This behavior suggests the microalgae displacement from sludge bed to sludge blanked region. The biogas production per capita was 10 L/hab.d (phase 1) and 6 L/hab.d (phase 2). The estimated methane production was 6 L/hab.d (phase 1) and 4 L/hab.d (phase 2). As a consequence, the power of the effectively captured biogas was 0.18 kW (0.0024 kW/hab) and 0.11kW (0.0015 kW/hab) in the phase 1 and 2, respectively. The decreasing on methane production at phase 2 can be attribute to the decrease of OLR and temperature. The mass balance results in terms of COD suggests that the anaerobic co-digestion process contributed to the increase of COD converted to anaerobic sludge. This relative increase in sludge production may be related to the non-digestion of the microalgae which are captured by the sludge from the reactor but are not fully digested by it. It was concluded that in order to increase the conversion of the organic material of the reactor, the UASB must be operated at the maximum sludge age and it's necessary pre-treat the algal sludge before the anaerobic co-digestion.

Key words: UASB, microalgae, algae sludge, anaerobic co-digestion, biogas, energy.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia da matéria orgânica (com redução de sulfato)	25
Figura 2 – Desenho esquemático de um reator UASB.....	30
Figura 3 - Microscopia eletrônica de varredura da microalga <i>Scenedesmus sp.</i>	46
Figura 4 – Sistemas de tratamento em escala piloto. (a) Fotobiorreatores tubulares horizontais (b) Fotobiorreatores tubulares verticais (c) Lagoa de alta taxa, (d) Esquema simplificado dos principais componentes dos fotobiorreatores (e) Esquema simplificado dos principais componentes da Lagoa de alta taxa (excluindo bombas, compressores e tanques de dosagem de nutrientes).....	47
Figura 5 – Balanço de Massa de DQO no reator UASB.....	57
Figura 6 - Ilustração das parcelas calculadas no balanço de massa de DQO	58
Figura 7 - Foto aérea da Estação de Tratamento de Esgoto de Araçás – ETE Araçás	60
Figura 8 – Parque Experimental localizado na ETE Araçás	61
Figura 9 - Configuração do Parque Experimental e suas principais unidades de tratamento pilotos	62
Figura 10 – (a) Vista do Reator UASB 1. (b) Desenho esquemático do reator.....	63
Figura 11 – Fluxograma da Etapa 1	65
Figura 12 – Fluxograma de Etapa 2	67
Figura 13 – Lagoas de alta taxa piloto (LAT1 e LAT 2)	68
Figura 14 – Sistema de separação sólido-líquido.....	68
Figura 15 – (a) Reservatório do floculante a base de tanino modificado de nome comercial TANAC® a 25% (v/v). (b) Solução de floculante a 2,3% (v/v) utilizado no sistema de separação sólido-líquido	69
Figura 16 – (a) Bomba peristáltica utilizada para bombear o lodo algáceo para o reator UASB. (b) Mangueira acoplada à bomba utilizada para lançar o lodo algáceo no interior do reator	70
Figura 17 - (a) Ponto de medição de vazão e coleta do efluente do reator UASB . .	71
Figura 18 –(a) Entrada de esgoto bruto no reator UASB . (b) Vertedor regulável utilizado para ajustar a vazão de chegada do esgoto bruto no reator. (c) Ponto de coleta do esgoto bruto.	72

Figura 19 - Detalhe das torneiras utilizadas para coletar amostra de lodo no reator UASB.....	75
Figura 20 - Esquema do reator UASB apresentando os pontos monitorados	77
Figura 21 – Medidor de biogás Ritter (modelo TG5) utilizado para mensuração da produção volumétrica diária de biogás	80
Figura 22 – Lodo algáceo físico-químico sem pré-tratamento sendo coletado.....	81
Figura 23 - Coleta do lodo anaeróbico do reator	81
Figura 24 – Frascos dentro da estufa durante o teste de AME e de Biodegradabilidade	86
Figura 25 -Ilustração das parcelas calculadas no balanço de massa de DQO	88
Figura 26 – Fluxograma do tratamento estatístico aplicado nas variáveis obtidas durante o monitoramento das etapas avaliadas	93
Figura 27- Vazão de esgoto sanitário afluyente ao reator durante as duas etapas....	95
Figura 28 – Produção de lodo algáceo diária durante a etapa 2	97
Figura 29 - Precipitação (mm) acumulada e mensal em Vitória de janeiro a setembro/2017, período de monitoramento das duas etapas.....	99
Figura 30 – Concentração de DQO total no afluyente e efluyente do reator UASB nas duas etapas	100
Figura 31 – Carga orgânica volumétrica aplicada e removida no reator UASB.....	102
Figura 32 – Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) no afluyente e efluyente do reator	104
Figura 33 – Fósforo total no afluyente e efluyente do reator nas duas etapas.....	104
Figura 34 – Concentração de sulfato no afluyente e efluyente do reator nas duas etapas	106
Figura 35 – Variação do pH do esgoto sanitário e efluyente do reator UASB	108
Figura 36 – Box-plot da temperatura do esgoto sanitário e efluyente do reator na etapa 1 e 2	108
Figura 37 – Variação da temperatura do esgoto sanitário e efluyente do reator UASB	109
Figura 38 – Blox-plot da relação SV/ST das amostras das torneiras do reator. Na torneira T1 (a), T2 (b), T3 (c) e T4 (d), sendo n= 19 para T1 a T4 na etapa 1 e n= 13 para T1 a T4 na etapa 2	113
Figura 39 – Teor de sólidos totais nas amostras em lodo das torneiras do reator durante as etapas avaliadas.....	114

Figura 40 - Teor de sólidos voláteis nas amostras em lodo das torneiras do reator durante as etapas avaliadas.....	114
Figura 41 – Imagens de microscopia óptica para observação de microalgas no lodo algáceo, lodo de manta, lodo de leite e efluente do UASB.....	118
Figura 42 – Imagens de microscopia eletrônica para observação de microalgas no lodo algáceo, lodo de leite antes e durante a codigestão e lodo de manta antes e durante a codigestão	119
Figura 43 – Produção volumétrica de biogás em $m^3.d^{-1}$ nas etapas avaliadas.....	121
Figura 44 – Vazão de biogás e carga orgânica volumétrica (COV) durante as etapas monitoradas.....	124
Figura 45 - Vazão de biogás e temperatura durante as etapas monitoradas	125
Figura 46 - Diagramas de dispersão da produção de biogás e COV aplicada (a) e produção de biogás e Temperatura (b)	126
Figura 47 – Produção de biogás real e estimada pelo modelo de regressão linear múltipla	127
Figura 48 - Superfície de resposta para o modelo de regressão linear múltipla.....	128
Figura 49 – Produção máxima de biogás no lodo anaeróbico do reator UASB (controle positivo) na etapa 1.	131
Figura 50 - Produção máxima de biogás no lodo anaeróbico do reator UASB (controle positivo) na etapa 2.	131
Figura 51 – Teste de biodegradabilidade (controle negativo) do lodo anaeróbico do reator UASB na etapa 1	133
Figura 52 - Teste de biodegradabilidade (controle negativo) do lodo anaeróbico do reator UASB na etapa 2	133
Figura 53 – Box-plot dos parâmetros utilizados no balanço de massa de DQO na etapa 1 (a), sendo $n = 18$ para TDH de 8,8 e etapa 2 (b), sendo $n = 19$ para TDH de 9,5h	136
Figura 54 – Balanço de massa da DQO convertida no tratamento anaeróbico na Etapa 1 (a) e na Etapa 2 (b)	137
Figura 55- Diagrama de Sankey do balanço de massa de DQO global do reator UASB na Etapa 1 (a) e na Etapa 2 (b)	139
Figura 56 – Análise de resíduos do modelo de regressão linear múltipla	169

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Taxas de aplicação superficial e tempos de detenção hidráulica no compartimento de decantação do reator UASB	32
Tabela 2 – Velocidades nas aberturas (passagens) para o decantador do reator UASB	32
Tabela 3 - Aplicação do reator UASB no tratamento de esgotos doméstico	34
Tabela 4 - Coeficientes de crescimento de biomassa (Y) para lodo de reatores do tipo UASB obtido por outros autores compilados por Veronez (2001)	37
Tabela 5 - Composição típica do biogás bruto	40
Tabela 6 - Concentração de metano no biogás para diferentes pesquisas	40
Tabela 7 – Produção de metano em relação a DQO removida no sistema e a porcentagem de perda de CH ₄ referente a produção teórica	43
Tabela 8 - Composição geral de diferentes grupos e algas (% de matéria seca).....	45
Tabela 9 – Produção de metano por espécie de microalga	50
Tabela 10 – Comparação dos rendimentos de metano obtidos na conversão anaeróbia de diversas microalgas utilizando ou não um substrato	51
Tabela 11 – Digestão anaeróbia de biomassa algácea em termos de degradação de SSV	53
Tabela 12 – Relação C/N ideal na digestão anaeróbia encontrada em alguns estudos	53
Tabela 13 – Principais características do reator UASB	64
Tabela 14 – Dados de operação do sistema de separação sólido-líquido	69
Tabela 15 – Valores médios das condições operacionais do reator UASB durante o período de partida	71
Tabela 16 – Parâmetros operacionais controlados durante a pesquisa	73
Tabela 17 – Valores médios dos parâmetros operacionais do UASB durante as etapas avaliadas, sendo n = 39 e n = 27 nas etapas 1 e 2, respectivamente	74
Tabela 18 - Programa de Monitoramento do Reator UASB	78
Tabela 19 - Parâmetros de análise e métodos analíticos utilizados	79
Tabela 20 - Pontos e parâmetros medidos e calculados para realizar o balanço de massa da DQO na Etapa 1.....	89
Tabela 21 - Pontos e parâmetros medidos e calculados para realizar o balanço de massa da DQO na Etapa 2.....	90

Tabela 22 – Características do esgoto sanitário afluente ao reator.....	95
Tabela 23 – Características do lodo algáceo utilizado como substrato no processo de codigestão anaeróbia no reator UASB	96
Tabela 24 – Características da fase aquosa na entrada e na saída do reator UASB.....	98
Tabela 25 – Comparação de resultados de remoção de DQO em UASBs tratando esgoto sanitário	101
Tabela 26 - Comparação entre os resultados de SST no efluente do monitoramento obtido nesta pesquisa e os resultados obtidos em outras pesquisas utilizando UASB no tratamento de esgoto sanitário	103
Tabela 27 – Comparação da produção específica de lodo em reatores UASB desta pesquisa com outros estudos.....	111
Tabela 28 – Teor de sólidos nas amostras de lodo.....	112
Tabela 29 – Valores médios da relação C/N para as amostras de lodos nas duas etapas.....	115
Tabela 30 – Relação C/N ideal na digestão anaeróbia encontrada em alguns estudos	116
Tabela 31 – Estatística descritiva da produção de biogás em $m^3.d^{-1}$	121
Tabela 32 – Comparação da produção de metano em relação à DQO removida no sistema nesse estudo e em outras pesquisas em reatores UASB tratando esgoto sanitário em clima tropical com TDH na faixa de 6-9h	122
Tabela 33 – Codigestão anaeróbia de microalgas sem pré-tratamento com diferentes substratos orgânicos em digestores anaeróbios (escala de bancada)	123
Tabela 34 – Tabela da Análise de Variância (ANOVA) do modelo de regressão linear múltipla.....	128
Tabela 35 - Produção de metano pelo teste de AME do lodo do reator UASB durante as duas etapas avaliadas utilizando acetato como substrato	132
Tabela 36 – Produção de metano pelo teste de biodegradabilidade do lodo do reator UASB durante as duas etapas avaliadas	133
Tabela 37 – Relações unitárias de energia do reator UASB	134
Tabela 38 - Solução tampão e de nutrientes.....	165
Tabela 39 - Medida descritiva da qualidade do ajuste do modelo de regressão	168
Tabela 40 - Teste de hipótese (t Student) para os coeficientes da regressão.....	168

LISTA DE SÍMBOLOS

C	Carbono
CH ₄	Metano
CO ₂	Gás carbônico
C/N	Relação entre carbono e nitrogênio
DQO	Demanda química de oxigênio
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
MO	Matéria orgânica
COT	Carbono Orgânico Total
K	Potássio
S	Enxofre
N	Nitrogênio
P	Fósforo
S ²⁻	Sulfeto
SO ₄ ²⁻	Sulfato
DQO/SO ₄ ²⁻	Relação entre DQO e sulfato
H ₂ S	Sulfeto de Hidrogênio
SSD	Sólidos Sedimentáveis
SF	Sólidos Fixos
ST	Sólidos Totais
SV	Sólidos Voláteis
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
SST	Sólidos Suspensos Totais
SV/ST	Relação entre Sólidos Voláteis e Sólidos Totais
COV	Carga Orgânica Volumétrica
NH ₃	Amônia
NH ₄ ⁺	Íon Amônio
OD	Oxigênio dissolvido
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
AGV	Ácidos graxos voláteis de cadeia curta
pH	Potencial hidrogeniônico

Água ultra-pura	Produzida por osmose reversa, deionização e ultra-filtração
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão
BRS	Bactérias Redutoras de Sulfato
AME	Atividade Metanogênica Específica
P/V	Relação entre peso e volume
UNT	Unidade
NTU	Unidades Nefelométricas de Turbidez
UASB	Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e fluxo Ascendente – Upflow Anaerobic Sludge Blanket
RAC	Reator Anaeróbio Compartimentado
FBR	Fotobiorreator
LAT	Lagoa de Alta Taxa
PRFV	Plástico reforçado com fibra de vidro
PVC	Policloreto de Polivinila
TRS	Tempo de Retenção de Sólidos
CB	Carga Biológica
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
CHV	Carga Hidráulica Volumétrica
IVL	Índice Volumétrico do Lodo
CD	Caixa de Distribuição
Hab	Habitantes
H ₀	Hipótese Nula
H ₁	Hipótese Alternativa
kW	Quilowatt
kWh	Quilowatt-hora
EROI	Retorno sobre o Investimento Energético
FINEP	Financiadora de Estudos e Projetos
CESAN	Companhia Espírito Santense de Saneamento
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	19
2	OBJETIVOS	22
2.1	OBJETIVO GERAL	22
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	22
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	23
3.1	DIGESTÃO ANAERÓBIA	23
3.2	REATORES UASB NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO	29
3.2.1	<i>Lodo Anaeróbio</i>	35
3.2.2	<i>Biogás</i>	39
3.3	MICROALGAS	45
3.4	CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE LODO ALGÁCEO E ESGOTO DOMÉSTICO EM REATORES UASB	50
3.5	BALANÇO DE MASSA DE DQO	55
4	MATERIAIS E MÉTODOS	60
4.1	CONTEXTUALIZAÇÃO DA PESQUISA	60
4.2	O REATOR UASB	63
4.3	ETAPAS DA PESQUISA	64
4.4	OPERAÇÃO E CONTROLE DO REATOR UASB	70
4.4.1	<i>Partida</i>	70
4.4.2	<i>Controle da Vazão afluyente ao reator</i>	71
4.4.3	<i>Controle de parâmetros operacionais</i>	72
4.4.4	<i>Perfil de lodo</i>	75
4.4.5	<i>Descarte de Lodo de excesso do UASB</i>	76
4.5	MONITORAMENTO DO REATOR UASB	76
4.6	ANÁLISE DO EFEITO DA CODIGESTÃO ANAERÓBIA SOBRE O DESEMPENHO DO TRATAMENTO ANAERÓBIO	81
4.7	AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CODIGESTÃO ANAERÓBIA SOBRE AS CARACTERÍSTICAS DO LODO ANAERÓBIO DO REATOR	83

4.7.1	Relação C/N e SV/ST.....	83
4.7.2	Produção de Sólidos.....	83
4.7.3	Idade do Lodo.....	84
4.7.4	Observação de microalgas.....	84
4.8	AVALIAÇÃO DO POTENCIAL ENERGÉTICO DO PROCESSO DE CODIGESTÃO ANAERÓBIA.....	85
4.8.1	Atividade Metanogênica Específica (AME) e Teste de Biodegradabilidade.....	86
4.8.2	Cálculo do Potencial Energético do Biogás	86
4.9	ANÁLISE DO EFEITO DA CODIGESTÃO DE LODO ALGÁCEO E ESGOTO SANITÁRIO SOBRE O BALANÇO DE MASSA DE DQO	87
4.10	ANÁLISE ESTATÍSTICA	92
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	94
5.1	CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO SANITÁRIO	94
5.2	CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS E PRODUÇÃO DO LODO ALGÁCEO	96
5.3	DESEMPENHO DO TRATAMENTO ANAERÓBIO	97
5.3.1	Remoção de Matéria Orgânica.....	100
5.3.2	Remoção de Sólidos.....	102
5.3.3	Remoção de Nutrientes	103
5.3.4	Presença de Sulfatos e Sulfetos.....	105
5.3.5	pH, Temperatura e Turbidez.....	107
5.4	AVALIAÇÃO DAS MUDANÇAS NAS CARACTERÍSTICAS DO LODO NO REATOR UASB	110
5.4.1	Idade do Lodo e Produção de Sólidos	110
5.4.2	Teor de Sólidos no lodo do reator.....	111
5.4.3	Relação C/N.....	114
5.4.4	Observação de microalgas.....	116
5.5	POTENCIAL ENERGÉTICO DO PROCESSO DE CODIGESTÃO ANAERÓBIA.....	120
5.5.1	Produção de biogás no reator UASB	120
5.5.2	Atividade Metanogênica Específica e Teste de biodegradabilidade	

5.5.3	<i>Potencial energético disponível do UASB</i>	134
5.6	AVALIAÇÃO DO IMPACTO DA CODIGESTÃO ANAERÓBIA NO BALANÇO DE MASSA DE DQO DO UASB	135
6	CONCLUSÕES	141
7	RECOMENDAÇÕES	143
	REFERÊNCIAS	144
	ANEXO A – MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA	164
	ANEXO B – ENSAIO DE RESPIROMETRIA – TESTE DE ATIVIDADE METANOGÊNICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE	165
	ANEXO C – ANÁLISE DE COEFICIENTES E DE RESÍDUOS DO MODELO DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA	168

1 INTRODUÇÃO

O nexos das relações indissociáveis entre água, energia e alimentos tem se tornado o pilar central das discussões relativas ao desenvolvimento sustentável (BIGGS et al., 2015). Esse conceito surgiu na comunidade internacional em resposta às mudanças climáticas e às mudanças sociais, incluindo o crescimento populacional, globalização, crescimento econômico e urbanização (ENDO et al., 2017). Nesse contexto, o esgoto sanitário pode ser visto como uma fonte de recursos para a obtenção de água de reuso por meio do esgoto tratado, energia através do biogás gerado no tratamento anaeróbio e recuperação de nutrientes para fertilizantes como nitrogênio (N) e fósforo (P), presentes no esgoto sanitário (McCARTY; BAE; KIM, 2011).

De acordo com Choong et al. (2016) e Nadais et al. (2011), o interesse sobre a digestão anaeróbia para produção de biogás tem aumentado nos últimos anos. Trata-se de uma alternativa energética que combina o tratamento das águas residuárias com a produção de metano, ou seja, a geração de uma energia sustentável e limpa. Uma das opções mais atraentes disponível para esse tipo de tratamento é o reator anaeróbio de fluxo ascendente de manta de lodo - UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). O reator UASB trata águas residuárias por via anaeróbia sob baixos tempos de detenção hidráulica (TDH), mas com elevados tempos de retenção de sólidos (TRS) e com baixo crescimento celular. Além disso, é um sistema compacto para a digestão anaeróbia de esgoto doméstico, sendo indicado em áreas urbanas onde é baixa a disponibilidade de área para a implantação de ETEs (HALALSHEH et al., 2005; SOUZA, 2010; BOF et al., 2001).

Esse tipo de reator tem permitido a ampliação do atendimento à população pelo serviço de tratamento de esgoto doméstico, especialmente em países em desenvolvimento e subdesenvolvidos, a exemplo de Brasil, Colômbia, Índia, países do oriente Médio e África. Os reatores UASB participam de um sistema de produção de recursos aproveitáveis para a sociedade, na medida que os reatores anaeróbios removem grande quantidade da matéria orgânica afluyente e geram subprodutos úteis (CHERNICHARO, 2007; SOUZA, 2010).

No caso do biogás proveniente dos reatores UASB das estações de tratamento de esgoto (ETEs), destaca-se a sua utilização como fonte de energia térmica para consumo próprio, como nos processos de secagem e higienização do lodo, e fonte para geração de energia elétrica (ZHEN et al., 2016; CASSINI, 2003; STILLWELL; HOPPOCK; WEBBER, 2010). Algumas operações em ETEs demandam um elevado consumo de energia, tornando o custo operacional alto. Logo, o aproveitamento energético do biogás na própria ETE proporciona uma redução dos gastos com energia elétrica (LIMA; PASSAMANI, 2012).

Apesar das vantagens de operação e dos baixos custos envolvidos, sistemas de tratamentos anaeróbios praticamente não removem nutrientes. Tem-se buscado, assim, a utilização de sistemas combinados de tratamento, procurando-se obter as enormes vantagens de incorporação de um sistema anaeróbio como primeiro estágio de tratamento, seguido de uma unidade de pós-tratamento, como uma forma de adequar o efluente tratado aos requisitos da legislação ambiental, protegendo os corpos d'água receptores dos lançamentos (FERREIRA; SEIBERT, 2016).

As lagoas de alta taxa são uma alternativa satisfatória para o pós-tratamento de efluentes anaeróbios, já que as algas produzidas nas lagoas conseguem assimilar os nutrientes remanescentes do efluente (PARK; CRAGGS; SHILTON, 2011). Esse tipo de lagoa de tratamento possui pequena profundidade para possibilitar a penetração da energia luminosa de forma homogênea contribuindo para a alta atividade fotossintética, o que proporciona um ambiente saturado de oxigênio dissolvido (COUTO et al., 2015; VON SPERLING, 2007).

A remoção de microalgas do efluente final oriundo de lagoas de alta taxa é necessária, já que a destinação da biomassa algácea em corpos d'água gera a depleção de oxigênio dissolvido e a ocorrência de fenômenos como eutrofização (TORRES, 2014). Todavia, a recuperação da biomassa algácea produzida nas lagoas de polimento (lagoas que operam como pós-tratamento de reatores anaeróbios) tem sido estudada atualmente com foco na sua valorização energética através da produção de biogás e outros biocombustíveis (OLIVEIRA, 2017).

A necessidade de melhorar a viabilidade econômica das plantas que utilizam a tecnologia de digestão anaeróbia, geralmente ligadas aos rendimentos de biogás, tem despertado a atenção nas técnicas de intensificação do processo. Diferentes abordagens têm sido aplicadas para aumentar a produção de biogás em reatores, tais como a codigestão anaeróbia para aumentar a taxa de carga orgânica aplicada, os pré-tratamentos dos resíduos para aumentar a sua biodegradabilidade e a melhoria da configuração do reator e de suas condições de funcionamento (ROMERO-GUIZA et al., 2016). A codigestão anaeróbia, que consiste na digestão anaeróbia de duas ou mais substâncias biodegradáveis em um único reator, na maioria dos casos melhora os rendimentos de biogás devido às interações positivas no meio como o balanço de nutrientes, a melhora na capacidade de tamponamento, o aumento da relação carbono/nitrogênio (C/N) e a diminuição da concentração de substâncias inibidoras. (KIM; KANG, 2015; BAYR et al., 2014).

A codigestão anaeróbia entre o lodo algáceo recuperado de lagoas de alta taxa e o esgoto sanitário em um reator UASB pode ser uma estratégia para aumentar a carga orgânica aplicada no reator e incrementar a produção de biogás. Desta forma, o presente trabalho visa avaliar o comportamento de um reator UASB em escala piloto tratando esgoto doméstico em duas etapas: sem e com recirculação de lodo algáceo recuperado de duas lagoas de alta taxa. Esse estudo é uma das etapas de desenvolvimento de um novo tipo de estação de tratamento de esgoto, capaz de produzir energia, água de reuso e reciclar nutrientes.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Estudar a codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo físico-químico sem pré-tratamento em um reator UASB em escala piloto.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Analisar o efeito da codigestão anaeróbia quanto à remoção de DQO e SST;
- Avaliar o resultado da codigestão anaeróbia sobre as características do lodo anaeróbio do reator;
- Estimar do potencial energético do processo de codigestão anaeróbia;
- Estudar o impacto da codigestão de esgoto sanitário e lodo algáceo sobre o balanço de massa de DQO.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 DIGESTÃO ANAERÓBIA

A digestão anaeróbia é uma prática atraente para o tratamento do esgoto sanitário, já que esse processo envolve a degradação e estabilização da matéria orgânica sob condições anaeróbias por meio de organismos microbianos e leva à formação de biogás que é uma fonte de energia (CHEN; CHENG; CREAMER, 2008). O processo se inicia pela ação de um consórcio de microrganismos que atua de forma específica, na ausência estrita de oxigênio molecular (potencial de oxi-redução $<-200\text{mV}$), promovendo a decomposição de compostos orgânicos maiores (carboidratos, lipídeos e proteínas) em compostos menores (açúcares, aminoácidos e ácidos graxos). O processo de digestão anaeróbia pode se distinguir em quatro fases diferentes no processo global de conversão: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (APPELS et al., 2008; CHERNICHARO, 2007).

A hidrólise é a primeira etapa desse processo em que compostos particulados são convertidos em compostos dissolvidos que podem então ser hidrolisados em monômeros simples, os quais são utilizados por bactérias digestoras. As proteínas são degradadas para formar aminoácidos, os carboidratos se transformam em açúcares e os lipídeos em ácidos graxos (METCALF; EDDY, 2003).

Os compostos dissolvidos gerados no processo de hidrólise ou liquefação são absorvidos nas células das bactérias acidogênicas (fermentativas) e, após a acidogênese, excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV), álcoois, ácido láctico, etc. A maioria das bactérias que realizam a fase de acidogênese são anaeróbias obrigatórias, no entanto algumas são espécies facultativas e podem oxidar matéria orgânica pela via oxidativa (CAMPOS, 1999). O acúmulo de ácidos graxos voláteis é indesejável, pois gera impacto no pH podendo causar instabilidades no sistema (PECORA, 2006).

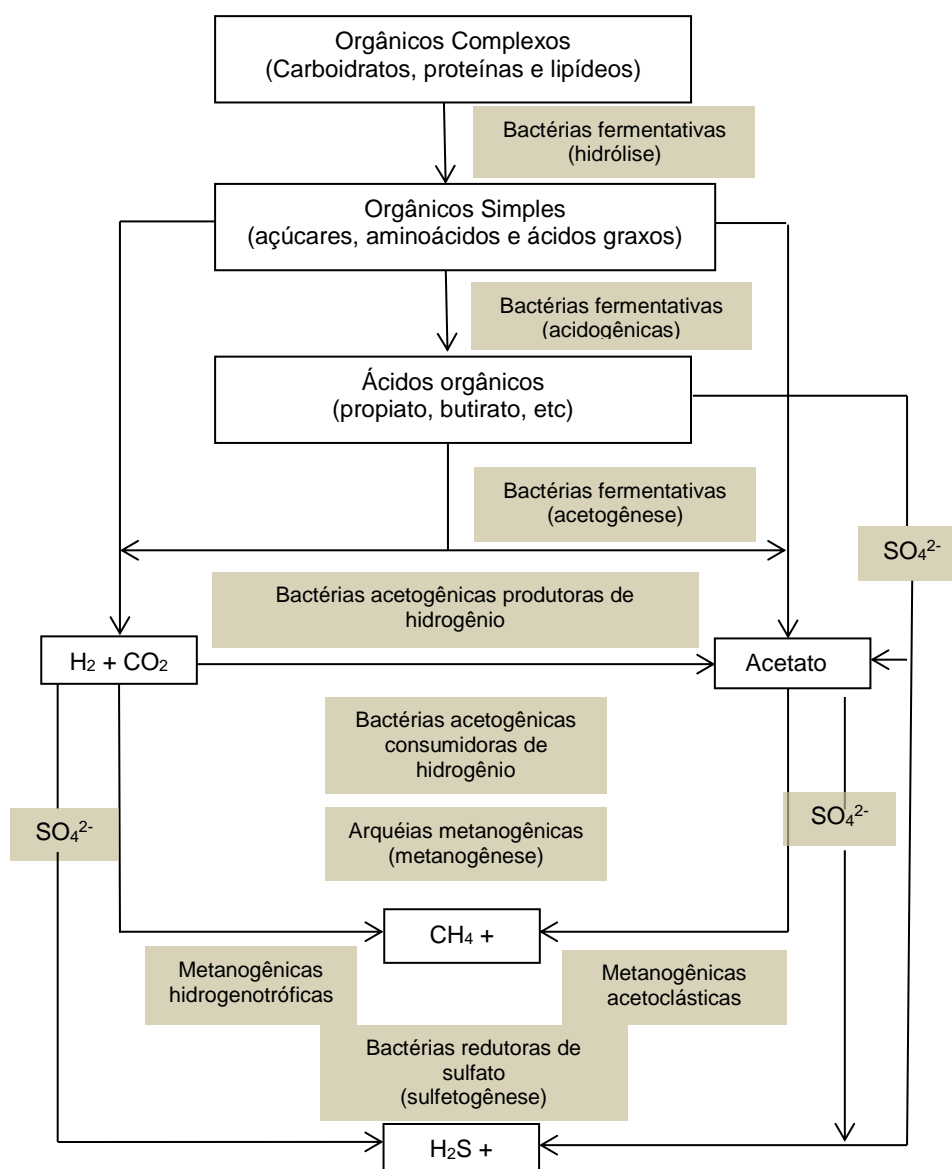
Na acetogênese, os ácidos e álcoois produzidos na acidogênese são digeridos por bactérias acetogênicas para produzir, principalmente, ácido acético, CO₂ e H₂ que serão utilizados como substrato para a produção de metano. Essa conversão é em grande parte controlada pela pressão de H₂ na mistura (APPELS et al., 2008).

A fase metanogênica é o estágio final e mais crítico do processo de digestão anaeróbia. Em última instância, produz o biogás e é completada pelo grupo estrito de anaeróbios do Domínio *Archaea* (CHOONG et al., 2016). Nessa etapa ocorre a produção de metano pelas arqueias acetotróficas a partir do ácido acético ou pelas arqueias hidrogenotróficas a partir do hidrogênio (AQUINO; CHERNICHARO, 2005).

As arqueias que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais aceleradamente do que as arqueias que utilizam o ácido acético. Desta forma, as arqueias metanogênicas acetotróficas ou acetoclásticas geralmente limitam a velocidade de transformação de material orgânico complexo (CAMPOS, 1999). Outro grupo de bactérias anaeróbias que também podem converter ácidos orgânicos e hidrogênio são as bactérias redutoras de sulfato (BRS). Esses microrganismos metabolizam diversos compostos orgânicos intermediários, utilizando os derivados de enxofre como aceptores finais de elétrons, tais como: sulfato, sulfito e outros compostos sulfurados, que são reduzidos a sulfeto (SOUZA, 2010).

As bactérias sulfato redutoras competem com as arqueias metanogênicas pelos substratos em questão. A magnitude dessa competição está relacionada a vários aspectos, entre os quais se pode destacar o pH e a relação DQO/SO₄²⁻ no esgoto (SOUZA, 2010). Quanto maior a concentração de SO₄²⁻ no esgoto, maior a produção de sulfeto de hidrogênio (H₂S), o que não é desejável pela emanção de mal odor e efeito corrosivo. Além disso, menor será a produção de metano. A Figura 1 apresenta as rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia da matéria orgânica (com redução de sulfato).

Figura 1 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia da matéria orgânica (com redução de sulfato)



Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

Muitos fatores podem interferir no processo de digestão anaeróbia, pois afetam a atividade bacteriana, o que ocasiona diminuição na oxidação da matéria orgânica e produção de biogás. De acordo com os autores Mamani (2015), Metcalf e Eddy (2003), Sialve, Bernet e Bernard, (2009), Campos, (1999), Rodriguez et al. (2014), Seghezzo (2004), Perovano e Formigoni (2011), Von Sperling (2007) e Lobato (2011), o monitoramento dos parâmetros relacionados a seguir é de fundamental importância para a manutenção e equilíbrio do sistema:

- **Nutrientes:** O nitrogênio (N) e fósforo (P) são nutrientes essenciais aos processos biológicos e indispensáveis no processo de tratamento de esgoto sanitário. O nitrogênio convertido de amônia a nitrito e em seguida de nitrito a nitrato (nitrificação) ocorre eventualmente em um reator anaeróbio. Isso implica no consumo de oxigênio e alcalinidade. No esgoto bruto, as formas predominantes do nitrogênio são o nitrogênio orgânico e amoniacal. Esses dois, conjuntamente, são determinados em laboratório pelo método Kjeldahl, constituindo assim o denominado Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK). O fósforo total no esgoto doméstico apresenta-se em fosfatos nas formas: inorgânica (que são os polifosfatos e ortofosfatos de origem principal nos detergentes e outros produtos químicos domésticos) e orgânicos que são ligados a compostos orgânicos e possuem origem fisiológica. Para esgotos domésticos, a relação DQO:N:P de 1000:5:1 é indicada para degradação de ácidos graxos voláteis (biomassa com baixa produção celular) e 350:5:1 no caso de degradação de carboidratos (biomassa com alta produção celular). O enxofre (S) também pode ser considerado um elemento essencial para a metanogênese. As bactérias assimilam enxofre a partir de algumas proteínas e na forma de sulfetos.
- **Temperatura:** Esse fator interfere na produção do biogás, pois a temperatura está relacionada com o metabolismo e reprodução das bactérias fermentativas. A temperatura influi na degradação do material orgânico, desta forma recomenda-se mantê-la constante para que as bactérias não diminuam sua atividade dentro do reator.

- **pH :** Os sistemas anaeróbios são sensíveis a pH. Um valor de pH próximo ao neutro é preferível para as arqueias metanogênicas. Valores abaixo de 6,3 e acima de 7,8 inibem esses microrganismos provocando uma diminuição na taxa de metanogênese.
- **Acidez:** O excesso de acidez no reator proveniente do dióxido de carbono e a presença de ácidos graxos voláteis de cadeia curta em altas concentrações podem eliminar as bactérias. Desta forma, deve-se controlar adequadamente a acidez nas misturas e a preparação da matéria-prima, medindo o pH do material dentro do reator. Os ácidos provenientes da acidogênese devem ser removidos na metanogênese para evitar instabilidades no sistema.
- **Alcalinidade:** Devido à alta concentração de CO₂ produzido durante a digestão anaeróbia (em torno de 30 a 35%), uma alta alcalinidade é necessária para que o pH fique próximo ao neutro. Cátions geradores de alcalinidade como os íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas e o sódio originado da degradação de sabão aumentam a alcalinidade e o pH. Nesses sistemas, geralmente é encontrada uma alcalinidade em torno de 3000 a 5000 mg/L de CaCO₃.
- **Ausência de Oxigênio:** O oxigênio dificulta o processo de fermentação, desta forma é importante evitar a entrada de ar ou de alguma outra fonte de oxigênio ao sistema para efetivar a geração de biogás de modo que o processo seja o mais anaeróbio possível.
- **Presença de sulfato no esgoto:** A presença de sulfato faz com que ocorra competição por substrato entre as bactérias redutoras de sulfato (BRS) e as bactérias fermentativas, acetogênicas e arqueias metanogênicas, como citado anteriormente. Dessa forma, a concentração de sulfato no esgoto doméstico acarreta em uma diminuição da parcela da DQO convertida em metano, uma vez que parte da DQO será utilizada pelas BRS.
- **Substâncias Inibidoras:** Deve-se evitar a entrada no reator de substâncias que prejudiquem os mecanismos enzimáticos como: polissacarídeos, enxofre, monóxido de carbono, cobre, metais pesados, antibióticos e detergentes, que

em determinadas concentrações podem inibir ou até interromper o processo de fermentação.

- **Relação carbono/nitrogênio (C/N):** Este é outro parâmetro de suma importância na digestão anaeróbia. A baixa relação C/N indica concentrações relativamente elevadas de amônia, as quais excedem o necessário para o crescimento microbiano, o que pode inibir a digestão anaeróbia. Para obter uma digestão anaeróbia eficiente, o material introduzido deve possuir uma relação C/N em torno de 30/1, já que as bactérias consomem 30 vezes mais carbono do que nitrogênio.
- **Tempo de retenção hidráulica e idade do lodo:** São parâmetros de grande importância para o processo de digestão anaeróbia. Eles devem ser suficientemente elevados para permitir que as populações ativas permaneçam no reator, especialmente as arqueias metanogênicas, e para não limitar o processo de hidrólise. O tempo de detenção hidráulica representa o tempo médio que o líquido permanece no sistema de tratamento e a idade do lodo representa o tempo médio de permanência dos sólidos biológicos no reator. Há uma idade mínima do lodo necessária para que a digestão anaeróbia ocorra e se desenvolva.
- **Mistura:** A dinâmica dos movimentos da fase líquida e sólida dentro do reator é interdependente e influencia no desempenho do processo. A velocidade ascensional e as bolhas de biogás que se movimentam em sentido ascendente são os fatores que influenciam na mistura dentro do reator. O processo de mistura dentro do reator é necessário para promover o contato entre o lodo e substrato, promovendo a degradação da matéria orgânica e evitando zonas mortas (sem atividade bacteriana).
- **Pressão Parcial de Hidrogênio:** As reações bioquímicas das arqueias metanogênicas contribuem para a redução da pressão parcial de hidrogênio, viabilizando as etapas anteriores do processo de degradação anaeróbia. Por tal motivo, é importante que dita pressão deva ser igual ou menor a 10^{-3} atm.

- **Área Superficial Específica:** As bactérias requerem um contato máximo com o substrato para degradá-lo por completo. Esse critério deve ser levado em consideração no desenho do sistema reacional.

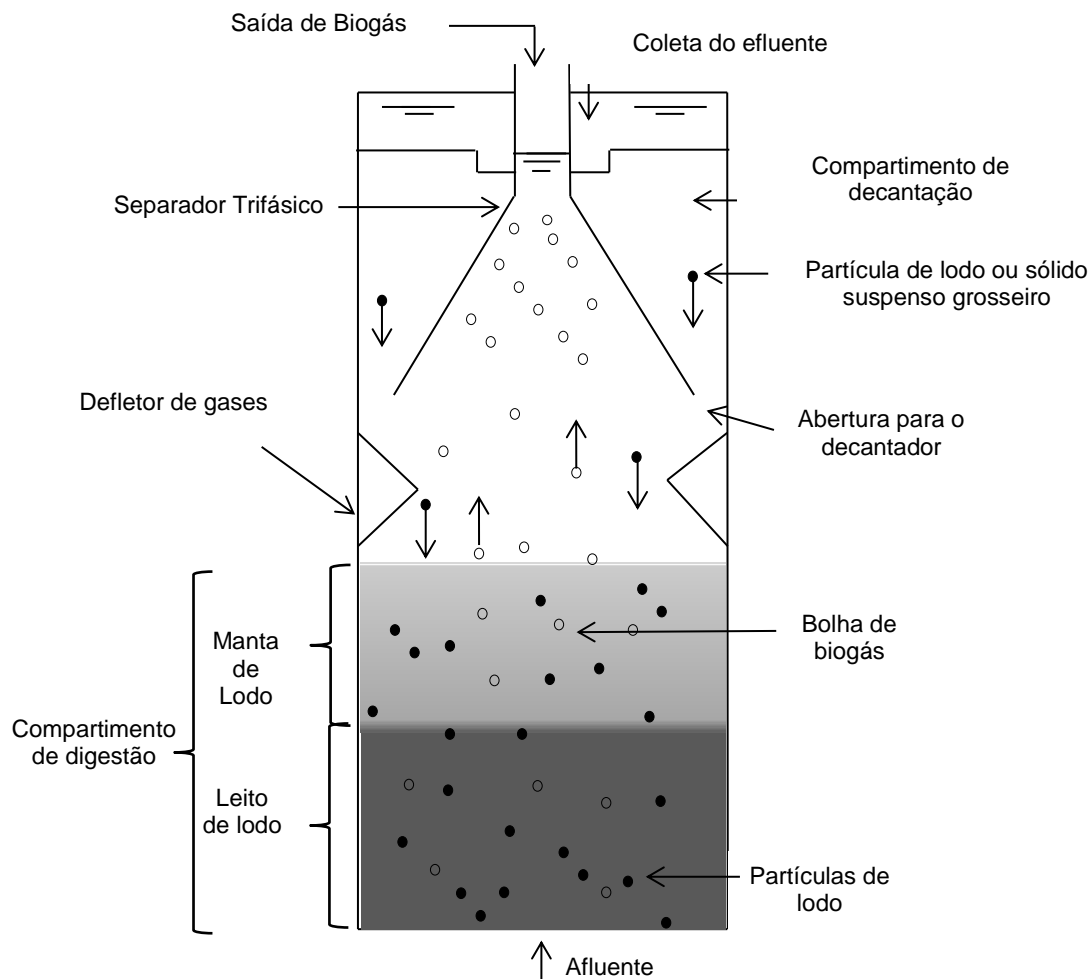
3.2 REATORES UASB NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) é um sistema de tratamento de efluente amplamente utilizado em países tropicais no tratamento de águas residuárias, onde a temperatura do esgoto é elevada (MAHMOUD, 2004). Embora com várias denominações no Brasil (RAFA, DAFA, RAFAALL, RALF, dentre outras), o Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente se consagrou como Reator UASB, nomenclatura original dada em inglês, na década de 70, pelo Professor Gatzke Lettinga e sua equipe na Universidade Agrícola de Wageningen, na Holanda (CHERNICHARO, 1997; KATO et al., 1999, apud VERONEZ, 2001, p.28). Muitos reatores UASB em escala piloto e em escala real têm sido utilizados desde 1986 para o tratamento de esgoto doméstico (SINGH, VIRARACHAVAN, 1998).

De acordo com Von Sperling (2007), os reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) são uma tendência de tratamento anaeróbio no Brasil como unidades únicas ou seguidas de alguma forma de pós-tratamento. No entanto, o efluente oriundo do reator UASB geralmente não atende aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental vigente para lançamento em corpo d'água ou reuso para diversos fins. Os reatores UASB são unidades que se prestam fundamentalmente à remoção de matéria orgânica carbonácea (DQO ou DBO, isto é, carboidratos, proteínas, lipídios ou seus metabólitos) em suspensão ou dissolvida nas águas residuárias. Em seu interior, o fluxo hidráulico é ascendente, ou seja, a água residuária bruta é lançada no fundo do reator e o efluente tratado tem saída na parte mais superior dele (SOUZA, 2010). Nesse tipo de reator a biomassa cresce dispersa no meio e não aderida a um meio suporte. Além disso, não há necessidade de uma sedimentação primária (tratamento primário), o que simplifica o fluxograma da estação de tratamento de esgoto (VON SPERLING, 2007).

No perfil do reator, entre os níveis de entrada e saída do líquido, ocorrem os processos físicos e bioquímicos, os quais determinam a eficiência de remoção ou tratamento da matéria carbonácea. Esse perfil possui uma distribuição de lodo biológico, o qual é responsável pelo tratamento da água residuária. A concentração do lodo varia ao longo do compartimento de digestão sendo que próximo ao fundo do reator, tem-se o leito de lodo, o qual é muito denso (em torno de 4 a 10%) e possui excelente capacidade de sedimentação formando grânulos de 1 a 5 mm de diâmetro. Acima do leito de lodo, é formada a manta de lodo, que é menos densa (1,5 a 3,0%) e com menores velocidades de sedimentação (CHERNICHARO, 2007; PIEROTTI, 2007). A degradação completa da matéria carbonácea decorre da conversão dos sólidos orgânicos mais complexos a um produto sólido (lodo biológico) e a produtos gasosos misturados (biogás), principalmente, metano, gás carbônico e sulfeto de hidrogênio (SOUZA, 2010). O biogás é coletado na parte superior do reator e então pode ser reaproveitado para diversos fins. A Figura 2 apresenta o desenho esquemático de um reator UASB.

Figura 2 – Desenho esquemático de um reator UASB



Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007)

A configuração de sistemas de tratamento que possuem reatores tipo UASB dispensa as etapas da fase sólida de adensamento e digestão, sendo que esses processos são realizados dentro desse reator. Desta forma, sistemas de tratamento de esgoto sanitário que utilizam UASBs possuem como único processo de tratamento da fase sólida o desaguamento do lodo já adensado no reator. Esse lodo é desaguado a fim de retirar sua umidade e depois encaminhado para disposição final (MORTARA, 2011).

Em relação às vantagens dos reatores tipo UASB, pode-se considerar que as principais são em relação à demanda de área, simplicidade e baixos custos de projeto, operação e manutenção (CAMPOS, 1999). Os custos de construção, instalação e operação de reatores anaeróbios são menores do que as das unidades aeróbicas convencionais, pois o reator não necessita de equipamentos para a sua manutenção e controle. Além disso, a produção de lodo é mínima e o saldo de energia é quase sempre favorável devido à produção de metano (ÁLVAREZ et al., 2006). Apesar das vantagens, os reatores UASB apresentam algumas desvantagens como:

- Possibilidade de emissão de maus odores;
- Baixa capacidade do sistema em tolerar cargas tóxicas;
- Elevado intervalo de tempo necessário para a partida do sistema;
- Necessidade de uma etapa de pós-tratamento.

De acordo com Campos (1999), os esgotos domésticos não apresentam altos índices de componentes tóxicos e a presença de compostos de enxofre e de materiais tóxicos geralmente ocorre em baixos níveis. Quando o sistema é bem projetado, construído e operado, não deve apresentar mau cheiro e perda de desempenho devido à presença de compostos tóxicos. Os reatores anaeróbios dependem de vários fatores para atingir o desempenho esperado, sendo que o tipo de configuração é um dos principais fatores que interferem. Além disso, outros parâmetros interferem no seu desempenho como:

- Tempo de detenção hidráulica;
- Velocidade ascensional;
- Tempo de retenção de sólidos (idade do lodo);
- Carga hidráulica e carga orgânica;

- Recirculação do efluente líquido, de lodo e de gases;
- Relação entre as quantidades de alimento (matéria orgânica) no afluente e de lodo presente no reator (biomassa) – Carga Biológica;
- Fatores ambientais (pH, alcalinidade, temperatura, nutrientes, presença ou ausência de tóxicos ou inibidores).

A Tabela 1 e Tabela 2 apresentam as taxas de aplicação superficial e tempos de detenção hidráulico no compartimento de decantação do reator UASB e as velocidades nas aberturas (passagens) para o decantador do reator UASB, respectivamente.

Tabela 1 – Taxas de aplicação superficial e tempos de detenção hidráulica no compartimento de decantação do reator UASB

Vazão afluente	Taxa de aplicação superficial (m/h)	Tempo de detenção hidráulica (h)
Vazão média	0,6-0,8	1,5-2,0
Vazão máxima	<1,2	>1,0
Picos temporários	<1,6	>0,6

Fonte: Campos (1999).

*Picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas.

Tabela 2 – Velocidades nas aberturas (passagens) para o decantador do reator UASB

Vazão afluente	Velocidade (m/h)
Vazão média	<2,0 - 2,3
Vazão máxima	<4,0 - 4,2
Picos temporários	<5,5 – 6,0

Fonte: Campos (1999).

*Picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas.

Leitão (2004) trabalhou com cinco reatores UASB operando com TDH de 6h com diferentes concentrações de DQO afluente (92 a 816 mgDQO/L) e quatro UASBs operando com diferentes TDHs (1 a 6h) com a mesma DQO afluente (800mgDQO/L). Em um terceiro momento, o autor trabalhou com quatro reatores operando com faixa de TDH de 1-6h, porém com a mesma carga orgânica volumétrica aplicada (3,3kgDQO/m³d). Avaliou-se a estabilidade do reator na eficiência da remoção de DQO, variabilidade da qualidade do efluente e variações de pH. O autor concluiu que, em condições de regime estável, o reator UASB pode tratar uma DQO afluente de

200mg/L com TDH de 2 horas, mas a máxima eficiência foi alcançada com uma DQO afluente acima de 300mg/L e TDH superior à 4 horas. Constatou-se também que a concentração de DQO no efluente é fortemente dependente das variações das concentrações da DQO afluente, sugerindo que os reatores são incapazes de atenuar variações muito bruscas de cargas orgânicas de choque. No entanto, o tempo necessário para o reator se recuperar das variações das cargas de choque é curto (18 horas). Desta forma, o autor concluiu que os reatores UASB são sistemas robustos no que diz respeito à manutenção da estabilidade do sistema. A Tabela 3 apresenta exemplos de aplicação do reator UASB para tratamento de esgotos sanitários em diferentes condições operacionais.

Tabela 3 - Aplicação do reator UASB no tratamento de esgotos doméstico

Referência	Eficiência de remoção de DQO (%)	Eficiência de remoção de SST (%)	Vazão (m ³ .d ⁻¹)	Volume (m ³)	TDH (h)	Temperatura (°C)	COV _{aplicada} (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	Dias de Operação (dias)
Rizvi et al. (2015)	77,3	74,3	0,012	0,0046	9	20	1,2	150
Nascimento (2001)	71	68	2,4	0,4	4	23-24	-	500
Florêncio, Kato, Morais (2001)	60-90	56	2.664	810	8,8 a 9,7	30	0,5-2,5	900
Syutsubo et al (2011)	64	68	50,2	20,3	9,7	16-29	1,0	630
Carvalho Salgado e Pires (2005)	60	64	0,4	0,16	16	-	1,0	100
Banu, Kaliappan, Yeom (2007)	75-86	-	0,02-0,04	0,006	3,3-7,3	-	-	110
Pontes (2003)	74	84	1,78	0,224	5,6	24	2,4	274
Castro (2010)	65,7	70,3	43	15	8,4	30	2,0	100

Fonte: Autoria própria.

A partida ou *Start-up* de reatores UASB é considerado um processo complicado. Vários fatores interferem nesse processo como: a característica do esgoto bruto, aclimatação do inóculo, pH, nutrientes, a presença de compostos tóxicos, a carga orgânica aplicada, velocidade ascensional, tempo de retenção hidráulica, mistura do líquido e projeto do reator. Tais fatores afetam o crescimento do leito de lodo. Além disso, a qualidade da biomassa que será desenvolvida no sistema dependerá de uma rotina operacional adequada e por consequência, a estabilidade e eficiência do processo de tratamento (CAMPOS, 1999; RIZVI et al., 2015).

A partida dos reatores anaeróbios pode ser lenta (4 a 6 meses) caso não seja utilizado inóculo de lodo. No entanto, com a utilização de inóculos, até mesmo em pequenas quantidades, em torno de 4% do volume do reator, pode-se observar uma redução do tempo de partida em torno de 2 a 3 semanas (CAMPOS, 1999). Um período de aclimatação do lodo de semeadura é necessário antes da aplicação da carga orgânica. Para selecionar a melhor fonte de inóculo para um tipo de águas residuárias, ensaios de toxicidade e de biodegradabilidade podem ser realizados.

Embora um reator UASB possa operar eficientemente sem grânulos, a formação desses durante a partida apresenta uma vantagem decisiva para a sua capacidade remoção de DQO em um curto período (CHONG et al., 2012). O lodo para inoculação deve ter alta atividade biológica e ser preferencialmente granular, no entanto existe dificuldade em se obter lodo granular com quantidade suficiente para inoculação. Logo, muitos reatores são inoculados com lodo floculento, o qual possui menor atividade biológica e baixa sedimentabilidade (ÁLVAREZ et al., 2006).

3.2.1 Lodo Anaeróbio

O crescimento bacteriano é uma das rotas de conversão da matéria orgânica no reator, porém, as baixas taxas de crescimento das bactérias anaeróbias resultam em uma baixa produção de sólidos biológicos que vem originar o lodo (CAMPOS, 1999). O lodo gerado no tratamento de efluentes municipais corresponde a cerca de 1 a 2%

do volume de esgoto tratado (ANDREOLI; VON SPERLING; FERNANDES, 2007). As propriedades do lodo produzido em um reator UASB variam de acordo com as taxas de matéria orgânica aplicadas, sendo que a carga aplicada influenciará em características do lodo como: relação SV/ST, índice volumétrico do lodo (IVL) e velocidade de sedimentação (GHANGREKARA; ASOLEKARB; JOSHIC, 2005). De acordo com Lobato, Chernicharo, Souza (2012), a produção de lodo em reatores UASB, em termos de DQO, pode ser estimada por meio da Equação 1:

$$DQO_{lodo} = Y_{DQO} \times DQO_{removida} \quad (1)$$

Em que:

DQO_{lodo} = massa diária de DQO convertida em lodo ($\text{kgDQO}_{lodo} \cdot \text{d}^{-1}$);

$DQO_{removida}$ = massa diária de DQO removida do sistema ($\text{kgDQO}_{lodo} \cdot \text{d}^{-1}$);

Y_{DQO} = coeficiente de produção de sólidos no sistema ($\text{kgDQO}_{lodo} \cdot \text{kgDQO}_{lodo}^{-1}$).

$$Y_{DQO} = Y \times K_{SV-DQO} \quad (2)$$

Em que:

Y = coeficiente de produção de sólidos ($\text{kgSV} \cdot \text{kgDQO}_{removida}^{-1}$);

K_{SV-DQO} = fator de conversão de STV em DQO ($1 \text{ kgSV} = 1,42 \text{ kgDQO}_{lodo}$).

Ressalta-se que a DQO convertida em lodo, calculada pela Equação 1, pode ser dividida em duas parcelas: (i) DQO convertida em lodo, retida no sistema e/ou retirada com o lodo excedente e (ii) DQO convertida em lodo e perdida junto ao efluente (LOBATO; CHERNICHARO; SOUZA; 2012).

A produção específica do lodo varia de acordo com seu tempo de permanência no sistema. Quanto mais curto o tempo de permanência, maior é a produção específica de lodo (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). No reator UASB, dependendo da composição do esgoto, bem como das condições operacionais do reator, a produção de lodo se situa na faixa de 0,07 a 0,39 $\text{kgST/kgDQO}_{removida}$, de 0,05 a

0,28kgST/kgDQO_{aplicada} e de 0,03 a 0,21kgSV/kgDQO_{aplicada}, (VERONEZ, 2001). A Tabela 4 apresenta os dados de coeficiente de crescimento de biomassa (Y) para lodo de reatores do tipo UASB obtido por outros autores compilados por Veronez (2001).

Tabela 4 - Coeficientes de crescimento de biomassa (Y) para lodo de reatores do tipo UASB obtido por outros autores compilados por Veronez (2001)

Fonte	Y UASB (kgST/kgDQO _{rem})	Y' UASB (kgST/kgDQO _{aplic})	Y'' UASB (kgSV/kgDQO _{aplic})
Araújo (1996) ¹	0,10 – 0,20	-	-
Bof (1999) ²	0,07	0,05	0,03
Medeiros et al (1998) apud Bof (1999)	0,13-0,15	-	-
Coura; Van Haandel (1999) ³	-	0,28	0,21
Chernicharo (1997)	-	0,10-0,20	-
Chacon (1994) ⁴	-	0,02	-
Van Haandel e Lettinga (1994)	0,14-0,20	-	-
Sistemas de Cali, São Paulo e Kampur apud Van Haandel; Lettinga (1994) ⁵	0,29-0,39	0,20-0,27	0,07-0,10

Fonte: Veronez (2001).

Nota: ¹ UASB + BF em escala piloto, sem retorno de lodo aeróbio; ² UASB+ BF em escala piloto, com retorno de lodo aeróbio para o UASB, ³ UASB + Lodos ativados com retorno de lodo aeróbio para o UASB, ⁴ ETE RIO FRIO, ⁵ DAFA.

A idade do lodo do reator está intimamente ligada com a produção de sólidos do sistema e é o parâmetro operacional fundamental que determina a eficiência do tratamento anaeróbio. A idade do lodo ou tempo de retenção de sólidos pode ser obtida pela razão entre massa de sólidos dentro do reator e a produção de lodo (CAVALCANTI et al, 1999). Mantendo uma longa idade do lodo, uma grande massa de microrganismos estará presente no reator, o que é fundamental para aumentar a

eficiência da remoção do material orgânico biodegradável (VAN HAANDEL et al, 2015).

Em um reator UASB tratando esgoto doméstico em clima tropical, geralmente o TDH é na ordem de 4 a 6 horas resultando em uma idade de lodo de 20 a 50 dias. O lodo anaeróbio se encontra bem estabilizado quando a idade do lodo é superior a 50 dias (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). É importante salientar que, como resultado do mecanismo de retenção dos sólidos (separador trifásico) no UASB, a idade do lodo será sempre superior ao tempo de detenção hidráulica. A diferença torna-se mais pronunciada na medida que o separador de fases é mais eficiente (VAN HAANDEL et al, 2015).

No lodo anaeróbio a relação SV/ST é outro parâmetro importante para ser avaliado, pois altos valores de SV/ST indicam uma alta concentração de lodo não estabilizado no reator. Além disso, valores altos de SV/ST podem estar relacionados com altas concentrações de microrganismos no efluente. As altas velocidades de sedimentação do lodo são desejáveis no reator, para evitar o arraste do lodo na manta de lodo para o efluente (GHANGREKARA; ASOLEKARB; JOSHIC, 2005).

Adicionalmente, o monitoramento do perfil de sólidos, da massa de microrganismos presentes no sistema e a avaliação da atividade metanogênica específica (AME) da biomassa são importantes parâmetros de rotina para o monitoramento do reator (CAMPOS, 1999). O lodo de excesso nos reatores UASB deve ser descartado periodicamente para evitar o seu acúmulo no compartimento de decantação do reator, o que prejudica a qualidade do efluente (LOBATO, 2011; CAMPOS, 1999).

3.2.1.1 Atividade Metanogênica Específica e Biodegradabilidade

A atividade metanogênica específica pode ser definida como a capacidade máxima de produção de metano por um consórcio de microrganismos anaeróbios, realizada em condições controladas de laboratório, para viabilizar a atividade bioquímica máxima de conversão de substratos orgânicos em biogás (AQUINO et al., 2007).

O teste AME permite realizar uma análise de rotina para quantificar a atividade biológica de lodos anaeróbios. Além disso, o teste avalia o comportamento do lodo sob efeito de compostos inibidores, determina a toxicidade de compostos químicos presentes em efluentes, estabelece o grau de biodegradabilidade de substratos, monitora mudanças de atividade do lodo devido ao acúmulo de material inerte e determina a carga orgânica máxima que pode ser aplicada a um tipo de lodo (CHERNICHARO, 2007). Ademais, esse teste avalia a eficiência do tratamento anaeróbio por meio da análise da estabilidade do reator (HUSSAIN; DUBEY, 2017).

A AME pode variar em diferentes lodos, sendo influenciada pela natureza do substrato e pela característica da biomassa formada. Esse teste tem sido utilizado para o monitoramento do desempenho de reatores anaeróbios. No entanto, deve-se ter cautela na interpretação dos resultados, visto que inexistente uma padronização internacionalmente aceita para os testes. Por isso, as diferentes metodologias e condições de experimentação podem conduzir a diferentes resultados de atividade metanogênica específica. Nesse sentido, entende-se que os testes podem ser interpretados como atividades metanogênicas relativas, e não absolutas (PIEROTTI, 2007).

3.2.2 Biogás

A composição do biogás varia entre as diferentes fontes e também ao decorrer do tempo para uma mesma fonte, devido às mudanças nas condições do processo e nas matérias primas (ELLER, 2013). Sua composição dependerá do tipo e concentração da matéria orgânica a ser digerida, propriedades físico-químicas, condições do reator (pH, alcalinidade, temperatura) e presença de ânions tais como sulfatos e nitratos (SALOMON; LORA, 2009). A Tabela 5 apresenta a composição típica do biogás bruto:

Tabela 5 - Composição típica do biogás bruto

Compostos	Porcentagem (%)
Metano	62-80
Gás Carbônico	30-38
Nitrogênio	0,05- 1
Oxigênio	0,0022
Gás Sulfídrico	<0,01
Hidrogênio	<0,01
Vapor d'água	Saturação

Fonte: Chernicharo (2007).

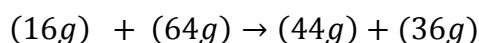
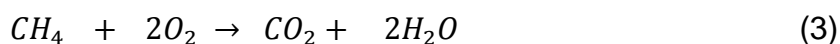
A literatura cita uma ampla faixa de concentração de metano em relação ao volume total de biogás produzido (Tabela 6).

Tabela 6 - Concentração de metano no biogás para diferentes pesquisas

Referência	% de Metano no Biogás
Barbosa e Sant'anna (1989)	69
Chernicharo (2007)	70-80
Delazari (2004)	77-86
Vergara-Fernández et al (2008)	60-70
Souza (2010)	60-75
Syutsubo et al (2011)	70
Eller (2013)	77,56
Passos et al (2014)	65
Morais (2015)	70

Fonte: Autoria própria.

Souza (2010) citou em sua pesquisa que há um aumento na concentração de metano no biogás em função do aumento do tempo de detenção hidráulica do reator (cerca de 63% em 5 horas e cerca de 74% para 12 horas). De acordo com Chernicharo (2007), a produção teórica de metano a partir da DQO removida pode ser estimada pela Equação 3:



Conforme a estequiometria da digestão anaeróbia, 1 mol de metano (CH₄) requer 2 moles de oxigênio (O₂) para a oxidação completa gás carbônico e água. Desta forma, cada 16 gramas de CH₄ produzido correspondem à remoção de 64 gramas de DQO do efluente. Na CNTP corresponde a 350mLCH₄/gDQO_{removida}. Segundo Lobato, Chernicharo e Souza (2012), a expressão geral que determina a produção teórica máxima de metano por grama de DQO removida do despejo é representada pela Equação 4:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4} \times R \times (274 + T)}{P \times K_{DQO} \times 1.000} \quad (4)$$

Em que:

Q_{CH_4} = Produção volumétrica teórica máxima de metano (m³.d⁻¹);

DQO_{CH_4} = Massa diária de DQO convertida em metano (kgDQO.d⁻¹);

P = Pressão atmosférica (1 atm);

K_{DQO} = DQO correspondente a um mol de CH₄ (0,064 kgDQO.CH₄.mol⁻¹);

R = Constante dos gases (0,08206 atm.L.mol⁻¹.K⁻¹);

T = Temperatura operacional do reator (°C).

A determinação da massa diária de DQO convertida em CH₄ pode ser calculada por meio da Equação 5:

$$DQO_{CH_4} = DQO_{removida} - DQO_{lodo} - DQO_{SO_4} \quad (5)$$

A partir da produção volumétrica de CH₄, pode-se estimar a produção total de biogás, a partir do teor esperado neste, de acordo com a Equação 6:

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (6)$$

Em que:

$Q_{biogás}$ = Produção volumétrica de biogás ($m^3.d^{-1}$);

C_{CH_4} = Concentração de metano no biogás (%).

Na prática, ocorrem perdas do metano produzido, sendo que o valor de metano coletado é inferior aos valores de produção teórica. A perda de metano devido a transferência desse gás da superfície da água no reator para a atmosfera dependerá do tamanho da superfície e da presença ou não de uma cobertura (hermética) na superfície do reator. As perdas práticas de metano em reatores UASB podem variar de 20 a 50% (MORAIS, 2015).

O metano que permanece dissolvido na fase líquida é liberado com o efluente tratado, enquanto que o metano liberado da fase líquida pode estar presente no biogás coletado no interior do separador trifásico ou no gás residual liberado na superfície do compartimento de decantação (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Considera-se que o metano possui baixa solubilidade em água e que o dióxido de carbono e o sulfeto de hidrogênio são altamente solúveis em água. Apesar da baixa solubilidade do metano, vários autores abordam a problemática da perda do metano dissolvido no efluente de reatores anaeróbios, o qual pode variar de 20 a 60% da produção teórica de metano (SOUZA; CHERNICHARO; AQUINO, 2011). Souza (2010) cita a falta de informação acerca da concentração de metano dissolvido no efluente de reatores anaeróbios.

A maioria dos estudos já publicados estima a concentração de metano dissolvido por meio dos cálculos da sua concentração de saturação na fase líquida, entretanto alguns estudos apresentam valores medidos muito maiores do que os valores de saturação. Souza (2010) constatou que as perdas de metano dissolvido no efluente dos reatores UASB tratando esgoto doméstico se situaram maiores que 30% de todo o metano gerado na unidade, o que demonstra serem relevantes às perdas de potencial energético com a dissolução de metano no efluente.

Hartley e Lant (2006) apontam que alguns estudos já publicados confirmam que a supersaturação de metano em efluentes de reatores anaeróbios resultou em perdas significativas de CH₄. Além disso, concentrações medidas apresentaram valores até 2,2 vezes maiores do que a concentração de saturação.

A lei de Henry estabelece que a quantidade de qualquer gás que se dissolve em um dado volume de um líquido, a temperatura constante é diretamente proporcional à pressão que o gás exerce acima do líquido. A partir dessa lei é possível estimar a parcela de gás que permanece necessariamente na fase líquida e, por diferença, a parcela que potencialmente é liberada com o biogás (SOUZA, 2010).

Veronez e Gonçalves (2002) apresentaram resultados de monitoramento de biogás de um reator UASB tratando esgoto doméstico apontando uma taxa de 211,6mLCH₄ coletado/gDQO_{removida}, sendo que esse valor representa apenas 60,45% do valor teórico de produção de metano (350mLCH₄ coletado/gDQO_{removida}). Conseqüentemente, o valor de CH₄ coletado representa uma perda de 39%. A Tabela 7 apresenta a produção de metano em relação a DQO removida no sistema e a porcentagem de perda referente a produção teórica.

Tabela 7 – Produção de metano em relação a DQO removida no sistema e a porcentagem de perda de CH₄ referente a produção teórica

Produção de Metano (Nm³CH₄.kgDQO_{removida}⁻¹)	% de perda referente a produção teórica (0,35 m³ CH₄/kgDQO_{removida})	Referência
0,08-0,18	49 -77	Noyola, Capdeville e Roques (1988)
0,24	31	Eller (2013)
0,17	49	Van Haandel e Lettinga (1994)
0,21	40	Veronez (2001)

Fonte: Autoria própria.

Em relação ao potencial de energia, o biogás será mais energético quanto maior for a quantidade de metano (CH₄), já que este gás possui alto poder calorífico (CASSINI, 2003). O poder calorífico de uma substância é a quantidade de calor liberado durante a combustão de uma determinada quantidade dessa substância. (ELLER, 2013). O poder calorífico do biogás bruto é 6kWh/m³, o que corresponde a aproximadamente

0,5 litros de óleo diesel. Já no biogás purificado é cerca de 9,5 kWh/m³ (COELHO et al., 2001).

Existem diferentes tecnologias para converter a energia química do biogás em energia elétrica. Na conversão do biogás, a energia química nas moléculas é convertida em energia mecânica em um sistema de combustão controlada. Essa energia ativa um gerador que produz energia elétrica. As turbinas a gás e os motores de combustão interna são as tecnologias mais comuns usados para esse tipo de conversão de energia (COELHO et al., 2001).

Segundo Coelho et al. (2001) a presença de algumas substâncias na composição do biogás como o vapor d'água e o dióxido de carbono, reduz a sua eficiência de conversão, causando uma combustão incompleta. Além disso, pode ocorrer corrosão nos equipamentos devido à presença de H₂S. A siloxina é outro contaminante típico do biogás de tratamento de esgotos. Trata-se de um composto de sílica presente em produtos de higiene pessoal e cosméticos. Sua presença causa a formação de grãos de sílica (areia) ou sílica microcristalina no interior dos equipamentos, que ao longo do tempo, geram problemas nos rotores de turbinas e motores (PEROVANO; FORMIGONI, 2011).

O biogás deve ser purificado antes de ser utilizado em sistemas de conversão de energia elétrica, sendo que a eficiência de um sistema de purificação pode ser comprovada pelo alto decréscimo nas concentrações de sulfeto de hidrogênio e água (FRANÇA JÚNIOR, 2008).

A combustão direta do biogás com o aproveitamento da energia térmica constitui-se usualmente na alternativa mais simples e com melhor relação custo/benefício, especialmente para reatores UASB com baixa capacidade de produção de biogás e recuperação de metano. Para os reatores UASB com alta capacidade de produção de biogás e recuperação de metano, a aplicabilidade das diferentes alternativas de cogeração de eletricidade e calor, depende de uma série de fatores técnicos e econômicos, a exemplo dos custos e faixas de potência dos equipamentos disponíveis no mercado (LOBATO, 2011).

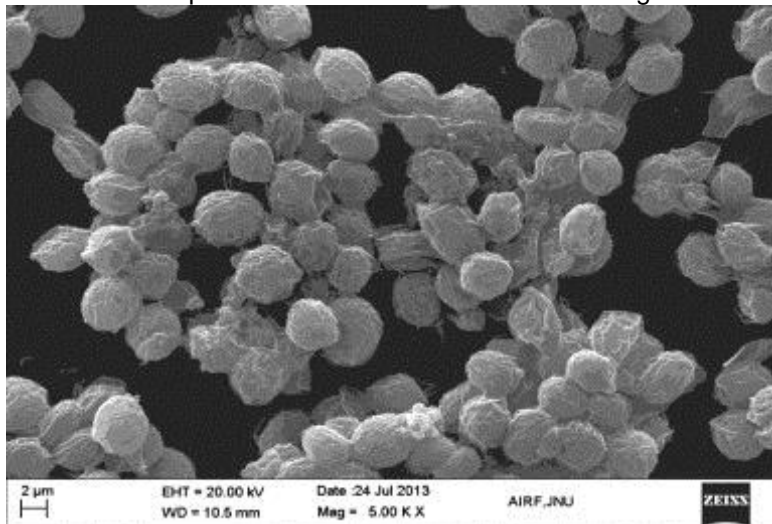
3.3 MICROALGAS

Microalgas é a denominação comum para um grupo amplo de procariotos e eucariotos fotossintéticos que possuem na sua composição celular principalmente proteínas (6-52%), lipídios (7-23%) e carboidratos (5-23%), além de pequenas quantidades de pigmentos (LÓPEZ-GONZÁLEZ et al; 2015). São organismos que desempenham um papel importante na captura da luz solar, a qual é transformada e armazenada na forma de energia química. As microalgas são altamente produtivas e capazes de produzir grandes quantidades de biomassa em relação às demais culturas terrestres. A eficiência fotossintética das microalgas nos sistemas pode atingir 4-5% da energia solar em comparação com 1-2% de plantas terrestres (WARD; LEWIS; GREEN, 2014). A Tabela 8 apresenta as diferentes composições químicas de grupos de algas apresentadas por Becker (2007) e a Figura 3 apresenta uma imagem de microscopia eletrônica da microalga *Scenedesmus sp.*

Tabela 8 - Composição geral de diferentes grupos e algas (% de matéria seca)

Alga	Proteínas	Carboidratos	Lipídeos
<i>Anabaena cylindrica</i>	43–56	25–30	4–7
<i>Aphanizomenon flos-aquae</i>	62	23	3
<i>Chlamydomonas reinhardtii</i>	48	17	21
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	57	26	2
<i>Chlorella vulgaris</i>	51–58	12–17	14-22
<i>Dunaliella salina</i>	57	32	6
<i>Euglena gracilis</i>	39–61	14–18	14-20
<i>Porphyridium cruentum</i>	28–39	40–57	9-14
<i>Scenedesmus obliquus</i>	50–56	10–17	12-14
<i>Spirogyra sp.</i>	6–20	33–64	11-21
<i>Arthrospira máxima</i>	60–71	13–16	6-7
<i>Spirulina platensis</i>	46–63	8–14	4-9
<i>Synechococcus sp.</i>	63	15	11

Fonte: Becker (2007).

Figura 3 - Microscopia eletrônica de varredura da microalga *Scenedesmus sp.*

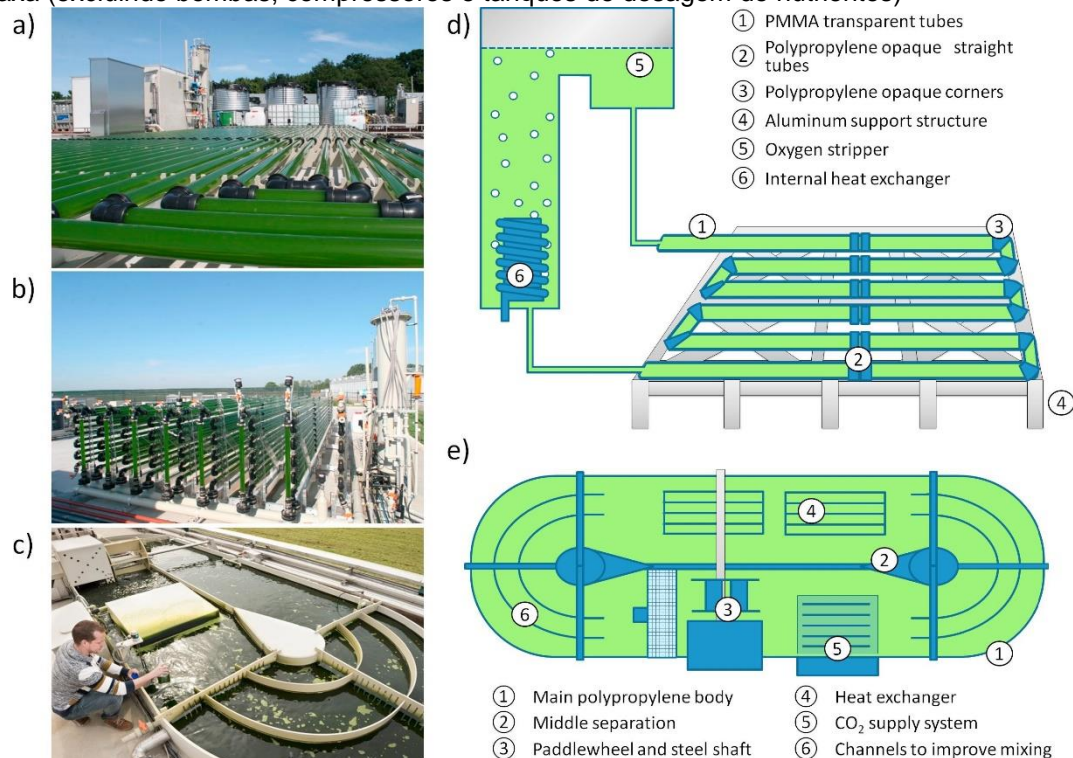
Fonte: Tripathi; Singh; Thakur (2015).

No cultivo das microalgas é necessária luz solar, já que esses microrganismos são seres fotoautotróficos, mas também é necessário que o meio de cultivo tenha nutrientes, como nitrogênio e fósforo. Vários estudos sugerem o uso do esgoto doméstico para o cultivo de microalgas, pois o mesmo contém nutrientes abundantes, que precisam ser removidos para preservar a qualidade da água em corpos d'água (HIDAKA et. al, 2014).

As técnicas de cultivo de microalgas mais utilizadas atualmente são sistemas abertos, sistemas fechados e sistemas imobilizados. O mais visado é o sistema aberto devido à sua simplicidade de operação e baixo custo de implantação, o que o torna amplamente aplicável em cidades de pequeno porte (CRAGGS; SUTHERLAND; CAMPBELL, 2012; FERREIRA, 2017). Apesar das vantagens, os sistemas abertos ficam expostos aos fatores ambientais como a variação de temperatura, intensidade luminosa, além de contaminações que prejudicam o crescimento como a predação e competição entre outras espécies (LAMBERTI, 2017).

O cultivo em sistemas abertos normalmente se localiza ao ar livre e recebe luz solar diretamente, enquanto que nos fotobiorreatores fechados as condições são mais controláveis para o cultivo de espécies selecionadas, podendo ser ao ar livre para aproveitamento da luz solar ou em interiores (PEREZ-LOPEZ, et al; 2017). A Figura 4 apresenta alguns exemplos de sistemas utilizados para o cultivo de microalgas.

Figura 4 – Sistemas de tratamento em escala piloto. (a) Fotobiorreatores tubulares horizontais (b) Fotobiorreatores tubulares verticais (c) Lagoa de alta taxa, (d) Esquema simplificado dos principais componentes dos fotobiorreatores (e) Esquema simplificado dos principais componentes da Lagoa de alta taxa (excluindo bombas, compressores e tanques de dosagem de nutrientes)



Fonte: Perez-Lopez et al. (2017).

Além da escolha do sistema, outros fatores externos influenciam no crescimento algáceo e na sua composição química como: espécie utilizada, intensidade de luz, características do local de cultivo, pH, disponibilidade de CO₂, abastecimento de nutrientes e oxigênio dissolvido (CARDOSO; VIEIRA; MARQUES, 2011; MONTINGELLI; TEDESCO; OLABI, 2015; PEREZ-LOPEZ, et al, 2017).

A produção de microalgas em lagoas de alta taxa (LATs) vem recebendo crescente atenção de pesquisadores. As LATs, também conhecidas como *raceways*, são fotobiorreatores abertos desenvolvidos por William J. Oswald no final da década de 50 (PICOT et al.,1991). Essas lagoas são confeccionadas com o objetivo de maximizar a produção de algas em um ambiente aeróbio. Para isso, possuem profundidades inferiores a 0,80m para garantir grande eficiência na penetração luminosa elevando assim a atividade fotossintética, de forma a garantir altas concentrações de oxigênio dissolvido (OD), elevado pH devido ao consumo de CO₂

pelas algas e conseqüente redução de patógenos no efluente (VON SPERLING, 2007).

As LATs possuem eficiência na remoção de N, P e K (MACHADO, 2012), pois o nitrogênio mineralizado na forma de íon amônio (NH_4^+) é removido por captação pelas microalgas e a amônia (NH_3) é removida pela volatilização. Durante o dia, o pH gerado na lagoa devido à absorção de bicarbonato pelas algas desloca o equilíbrio em favor de NH_3 . Há também dois mecanismos para remoção de fósforo em uma LAT: captação pelas microalgas e precipitação química. Esses mecanismos são favorecidos pelo pH baixo (captação pelas microalgas) e elevado (precipitação química). A absorção de fósforo pelas microalgas é menor do que a absorção de nitrogênio, pois o teor de nitrogênio das microalgas é aproximadamente dez vezes superior ao teor de fósforo (NURDOGAN; OSWALD, 1995).

A recuperação da biomassa algácea proveniente das LATs é necessária, já que a biomassa, quando lançada em corpos d'água, pode causar a deterioração dos mananciais superficiais. A coleta eficiente da biomassa é essencial para a qualidade do efluente final, pois ela confere ao efluente tratado elevada demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e sólidos em suspensão (AZEREDO, 2016).

Existe uma variedade de tecnologias para a remoção da biomassa de microalgas dos efluentes tratados. Um exemplo muito utilizado é o processo de coagulação-floculação. A coagulação consiste em neutralizar as cargas superficiais negativas das partículas (no caso de microalgas), enquanto floculação é a agregação das partículas neutralizadas seguido de formação de flocos (GUTIÉRREZ et al., 2015).

Os floculantes que têm sido tradicionalmente utilizados no tratamento de água para abastecimento e no tratamento de águas residuárias são o sulfato de alumínio ou sulfato de ferro. No entanto, essas substâncias têm limitações na aplicação da separação sólido-líquido das microalgas, já que podem restringir a valorização da biomassa para diversos fins. Desta forma, floculantes orgânicos naturais como o tanino e polímeros à base de amido modificado estão sendo cada vez mais utilizados (GUTIÉRREZ et al., 2015).

O Tanfloc (tanino modificado) é um floculante catiônico solúvel em água, de baixo peso molecular, com pH de 1,8 a 2,7, fabricado através de modificações químicas

orgânicas do extrato de tanino da casca da Acácia (FRANCISCO, 2016). Um estudo realizado por Gutiérrez et al (2015) avaliou a toxicidade no processo de digestão anaeróbia dos floculantes Ecoton e Tanfloc utilizados no processo de recuperação da biomassa algácea. De acordo com os autores, os resultados indicaram que doses de 10-50 mg/L de Ecotan e Tanfloc não afetaram o processo de digestão anaeróbia. Além disso, os floculantes não prejudicaram a produção de biogás e não interferiram na porcentagem de metano presente no biogás.

Após o processo de recuperação, a biomassa algácea se torna uma matéria prima que pode ser utilizada para diversos fins. A produção de biocombustíveis, por exemplo, é uma rota promissora devido a algumas vantagens incluindo maior produtividade do que o petróleo (CHISTI, 2007), capacidade de cultivar em água salgada (VASUDEVAN et al., 2012) e neutralização de carbono utilizando diretamente o CO₂ das estações de tratamento de esgoto que produzem biogás como fonte de carbono na produção de microalgas (STEPHENSON et al., 2010).

A digestão anaeróbia de microalgas que são convertidas em biogás é outra alternativa para a utilização da biomassa algácea (SEGHETTA et al; 2017). Esse processo foi mencionado pela primeira vez por Golueke, Oswald e Gotaas (1957) que abordaram o processamento de biomassa de microalgas cultivadas em lagoas de tratamento de águas residuárias. Vários estudos, posteriormente, nas últimas décadas confirmaram que a biomassa de algas pode ser digerida anaerobicamente para produzir metano (PAUL; MELVILLE; SULLU, 2016). O potencial teórico de produção de metano presente no biogás varia de espécie para espécie. Essa elevada variabilidade é relativa a dois aspectos principais: a composição macromolecular e as características da parede celular que variam para cada espécie de microalgas. A diferença de biodegradabilidade anaeróbia devido à composição macromolecular encontra-se no potencial de metano de diferentes compostos orgânicos em células de microalgas (PASSOS et al., 2014).

A composição de matéria orgânica pode ser convertida utilizando cálculos estequiométricos para estimar a produção teórica de metano. Desta forma, os seguintes componentes possuem o rendimento teórico mais alto de metano, respectivamente: os lipídeos (1,014 L/gSV), seguido de proteínas (0,851 L/gSV) e

carboidratos (0,415 L/gSV) (SIALVE; BERNET; BERNARD, 2009). A Tabela 9 apresenta algumas quantidades de metano gerado a partir de biomassa de diferentes espécies de microalgas compiladas por Mamani (2015).

Tabela 9 – Produção de metano por espécie de microalga

Microalga	Produção de metano (mLCH₄/gSV)
<i>Chlamydomonas Reinhardtii</i>	387
<i>Chlorella Kessleri</i>	218
<i>Chlorella sp.</i>	550
<i>Chlorella vulgaris</i>	286
<i>Dunaliella salina</i>	323
<i>Nannochloropsis sp.</i>	630
<i>Scenedesmus obliquus</i>	210

Fonte: Mamani (2015).

A biomassa algácea é rica em nutrientes como: carbono, nitrogênio e fósforo, que são nutrientes essenciais para microrganismos anaeróbios. No entanto, na composição bioquímica da biomassa algácea existem elementos que afetam negativamente a produção de biogás como o teor de umidade, teor de cinzas e fração de lignina (MONTINGELLI; TEDESCO; OLABI, 2015). Outra característica das microalgas é que elas possuem uma relação muito baixa de C/N, o que pode dificultar ou inibir a digestão anaeróbia pelo excesso de amônia (SIALVE; BERNET; BERNARD, 2009).

3.4 CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE LODO ALGÁCEO E ESGOTO DOMÉSTICO EM REATORES UASB

A codigestão anaeróbia consiste na digestão anaeróbia de duas ou mais substâncias biodegradáveis em um único reator, sendo uma alternativa atualmente estudada para aumentar o rendimento de biogás nos processos anaeróbios. Estudos mostram que a codigestão entre as microalgas com um substrato rico em carbono na maioria das vezes melhora o processo de digestão anaeróbia devido aos sinergismos positivos, tais como saldo de nutrientes e aumento das atividades enzimáticas (ALVAREZ; LIDEN, 2008). Substratos tais como lodo primário e secundário, papéis de lixo e vários

resíduos de alimentos podem ser introduzidos em reatores anaeróbios para aumentar a relação C/N e reduzir a chance de toxicidade por amônia (WANG et al., 2013).

A Tabela 10 apresenta alguns estudos que realizaram a digestão anaeróbia de microalgas e a codigestão anaeróbia de microalgas com diferentes substratos.

Tabela 10 – Comparação dos rendimentos de metano obtidos na conversão anaeróbia de diversas microalgas utilizando ou não um substrato

Digestão/ Codigestão Anaeróbia	m³CH₄.kgSV⁻¹	Referência
<i>L. Digitata</i>	0,50	Briand e Morand (1997)
<i>Ulva sp.</i>	0,20	Morand e Briand (1999)
<i>Laminaria sp.</i>	0,26 – 0,28	Chynoweth (2005)
Resíduos de Algas + papel	0,292	Yen e Brune (2007)
<i>Chlorella</i>	0,222-0,267	Ehimen et al. (2009)
Microalgas + resíduos de óleos, graxas e gorduras	0,54	Park e Li (2012)
<i>Scenedesmus sp. AMDD</i>	0,18-0,20	Tartakovsky, Lebrun, Guiot (2015)

Fonte: Machado (2012). Adaptado

No estudo realizado por Ehimen et al. (2011), os autores avaliaram a codigestão de microalgas, após o processo de transesterificação para produção de biodiesel com glicerol. A produção de metano aumentou com uma relação C/N de 12,4 e tempo de detenção hidráulica acima de 5 dias. Houve aumento de 50% na produção de metano durante a codigestão de microalgas com glicerol comparado à digestão anaeróbia somente de microalgas.

Segundo Wang et al. (2013) a codigestão anaeróbia da microalga *Chlorella sp.* com quantidades variadas de lodo anaeróbio aumentou significativamente a produção de biogás (73 -79%), em comparação com a digestão anaeróbia da microalga *Chlorella sp.* sem adição de lodo.

Panpong et al. (2015) relataram que a codigestão da microalga *Microcystis sp.* utilizada como cosubstrato na digestão anaeróbia de um efluente industrial de uma estação que tratava resíduos de frutos do mar e glicerol aumentou a quantidade e melhorou a qualidade do biogás produzido.

Yen e Brune (2007) realizaram a codigestão anaeróbia entre lodo algáceo e resíduos de papel em um reator anaeróbio em escala de bancada com o objetivo de aumentar a produção de metano com o aumento da relação C/N. A relação C/N do lodo algáceo era 5,3 e dos resíduos de papel era 2000. Os reatores anaeróbios foram operados com temperatura controlada a 35°C. A alimentação realizada foi semi-contínua (uma vez ao dia) com carga diária de 4gSV/L e com TDH de 10 dias. Os digestores foram operados por 20 dias e, em seguida, assumiu estar em estado estacionário, pois a variação na produção diária de biogás estava dentro de 10% da produção média. Obteve-se um aumento na taxa de produção de CH₄ de 1170 ± 75 mL/L.d comparado a 573 ± 28 mL/L.d na digestão anaeróbia somente do lodo algáceo (maioria das espécies eram *Scenedesmus spp* e *Chlorella spp.*). Esse resultado foi alcançado com uma relação C/N na faixa de 20-25.

Apesar de muitos estudos mostrarem o aumento na produção de biogás na codigestão anaeróbia, alguns estudos apontam que a codigestão de microalgas com substratos não produziu sinergismos positivos e houve diminuição na produção de biogás (RAMOS-SUÁREZ; CARRERAS, 2014).

Caporgno et al. (2015) concluíram que a codigestão anaeróbia de microalgas e lodo anaeróbio não aumentou a produção de biogás e com aumento do teor de microalgas no reator houve diminuição no volume de biogás produzido. Foram utilizadas as espécies de microalgas *Isochrysis galbana* e *Selenastrum capricornutum* (espécies de microalgas marinhas e de água doce, respectivamente), as quais durante a codigestão com lodo anaeróbio atingiram valores mínimos na produção de biogás: 261 ± 11 e 185 ± 7 mLBiogas/gSV, respectivamente. No entanto, não foram encontradas evidências de inibição durante o processo e os baixos rendimentos foram atribuídos às características das espécies de microalgas. Apesar disso, durante a codigestão a concentração de metano no biogás aumentou de 77,1% para 82,1%.

Sialve, Bernet e Bernard (2009) citam algumas limitações que interferem negativamente durante o processo de codigestão anaeróbia das microalgas, pode-se destacar:

- A biodegradabilidade das microalgas pode ser baixa, dependendo tanto da sua composição bioquímica quanto da natureza e composição da parede celular.
- Os elevados conteúdos celulares de proteína resultam na libertação de amônia o que pode levar à toxicidade potencial inibindo a atividade das bactérias.
- A presença de sódio para espécies marinhas também pode afetar o desempenho do digestor.

De acordo com os dados levantados por Azeredo (2016), a digestibilidade das microalgas sem pré-tratamento varia entre 55-70% (Tabela 11).

Tabela 11 – Digestão anaeróbia de biomassa algácea em termos de degradação de SSV

Referência	Digestão anaeróbia (%)
Yen, Brune (2007)	60
Menger-krug et al. (2012)	70
Tartakovsky, Lebrun, Guiot (2015)	50
Caporgno et al (2015)	55

Fonte: Azeredo (2016). Adaptado.

A Tabela 12 apresenta a relação C/N considerada ideal na digestão anaeróbia encontrada em alguns estudos.

Tabela 12 – Relação C/N ideal na digestão anaeróbia encontrada em alguns estudos

Referência	Relação C ⁽¹⁾ /N ⁽²⁾
Parkin, Owen (1986)	20-30
Yen e Brune (2007)	20-25
Ehimen et al (2009)	>30
Weiland (2010)	15-30

Fonte: Autoria própria

Nota: ⁽¹⁾COT = Carbono Orgânico Total/ ⁽²⁾NTK = Nitrogênio Total Kjeldahl

O processo hidrolítico é o passo limitante para a digestão anaeróbia e é uma das etapas mais difíceis de alcançar um equilíbrio econômico positivo e explorar

completamente o potencial de microalgas para produção de biogás (CASSINI, 2003). Devido à resistência a ataques enzimáticos dos microrganismos responsáveis pela digestão anaeróbia, as microalgas podem ser encontradas até 30 dias após sua inserção em reatores anaeróbios (GOLUEKE, OSWALD e GOTAAS, 1957).

Sendo assim, para facilitar a digestão anaeróbia da biomassa algácea e aumentar o rendimento na produção de metano, podem ser realizados pré-tratamentos na biomassa algácea. O pré-tratamento interrompe ou enfraquece a estrutura da parede celular e remove compostos inibitórios melhorando a biodisponibilidade de nutrientes, pois liberta a matéria orgânica intracelular o que aumenta a biodegradabilidade das macromoléculas pelas bactérias, melhorando os rendimentos de produção de biogás (OMETTO et al., 2014). Os tipos de pré-tratamentos podem ser divididos em quatro categorias: Térmico, biológico, mecânico e químico. De acordo com Passos et al. (2014), os pré-tratamentos térmicos e mecânicos estão entre os métodos mais estudados para melhorar o desempenho da digestão anaeróbia que utiliza microalgas como substrato, pois são considerados os mais eficazes para romper as células das microalgas.

Os principais parâmetros utilizados para avaliar a eficiência do pré-tratamento são: aumento da solubilização e produção de metano a partir da biomassa algácea. Os mecanismos que afetam a estrutura da parede celular ainda não são bem compreendidos. Portanto, os esforços de pesquisa devem se concentrar na compreensão dos mecanismos de pré-tratamentos e técnicas utilizando reatores em escala piloto para obter informações mais confiáveis sobre a estabilidade da tecnologia (PASSOS, et al., 2014).

Apesar das vantagens de pré-tratar as microalgas antes da codigestão anaeróbia, alguns estudos mostram que na maioria das condições testadas, a produção de metano adicional não foi suficiente para equilibrar a energia necessária para pré-tratar a biomassa (OMETTO et al., 2014). Nota-se que alguns métodos demandam muita energia, já que a energia consumida na etapa de pré-tratamento não é compensada pelo ganho de biogás. Logo, a pesquisa sobre a produção de biogás a partir de microalgas deve se concentrar em tecnologias com baixa demanda de energia, tais como pré-tratamentos biológicos (PASSOS et al., 2016).

A utilização de reatores UASB para o processo de codigestão de biomassa algácea é uma boa alternativa, já que por ser um sistema de alta taxa, o qual trabalha com baixos tempos de detenção hidráulica (TDH), mas com elevados tempos de retenção de sólidos (TRS) e com baixo crescimento celular, são capazes de receber maiores quantidades de carga orgânica por unidade volumétrica de reator (via de regra as cargas orgânicas adotadas podem chegar até 15 kgDQO/m³.d no tratamento de esgoto doméstico) (CAMPOS, 1999; CHERNICHARO, 2007). Além disso, de acordo com alguns estudos os reatores UASBs apresentam um excelente desempenho em comparação com outros métodos de tratamento biológico quando uma alta taxa de carga orgânica é aplicada sobre ele (PARK et al., 1997). Cargas orgânicas extremamente elevadas, da ordem de 45 kgDQO/m³.d, já foram aplicadas com sucesso em instalações piloto (CHERNICHARO, 2007). O esgoto doméstico possui uma baixa concentração de carga orgânica (2,5 – 3,0 kgDQO/m³.d) (PIEROTTI, 2007). Desta forma, esse parâmetro não é fator limitante para realizar a codigestão anaeróbia no reator UASB.

3.5 BALANÇO DE MASSA DE DQO

O balanço de massa é uma descrição quantitativa de todos os materiais que entram, saem e se acumulam em um sistema com limites físicos definidos e é baseado na lei da conservação da massa, isto é, a massa nunca é criada ou destruída (VON SPERLING, 2007). De acordo com Von Sperling (2007), a expressão básica do balanço de massa deve ser desenvolvida num determinado volume (sistema), sendo considerados os seguintes termos:

- materiais que entram;
- materiais que saem;
- materiais que são gerados;
- materiais que são consumidos;
- materiais que são acumulados no volume analisado;

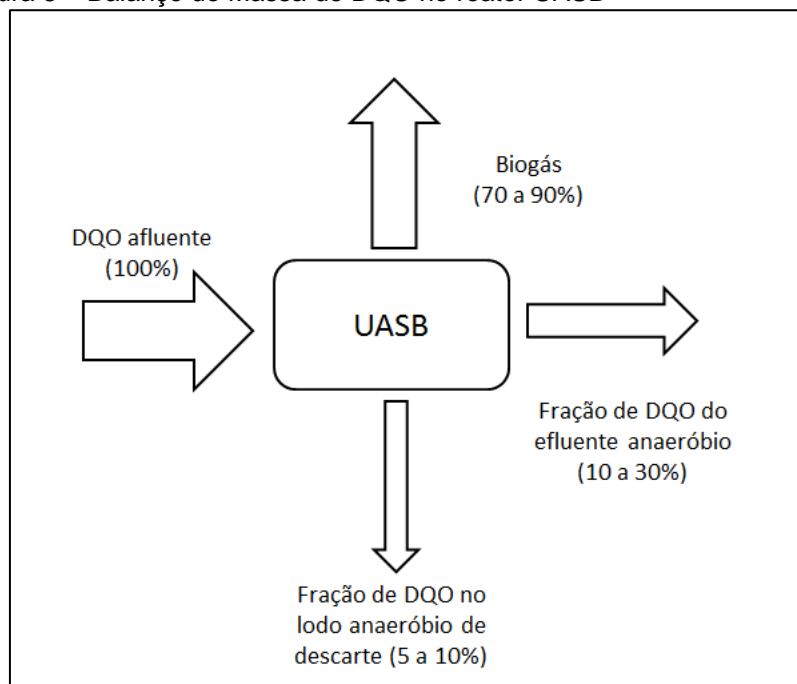
Em que:

$$\text{Acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{produção} - \text{consumo} \quad (7)$$

Balanços de massas são ferramentas que podem se mostrar importantes no gerenciamento de reatores de tratamento de esgotos. Nesse sentido, Seghezze (2004) afirma que o balanço de massa, especificamente de DQO, pode ser uma ferramenta útil para esclarecer o fluxo de matéria orgânica através do reator, avaliar o desempenho do processo, validar métodos e parâmetros, além de prever as saídas.

O balanço de massa pode ser realizado de modo indireto, utilizando-se como indicativo a DQO (ELLER. 2013). Segundo Van Haandel e Lettinga (1994), existe um modelo para balanço de massa da DQO e do potencial de recuperação de energia em reatores UASB utilizados para o tratamento de esgoto doméstico a partir da degradação da matéria orgânica. Esse modelo baseia-se na conversão em lodo (anabolismo ou absorção), conversão em metano (catabolismo fermentativo), mineralização através de oxidação (catabolismo oxidativo) e permanência na fase líquida (descarga do efluente). A Figura 5 esquematiza o balanço de massa em termos de DQO, mostrando o que entra (afluente), o que sai (efluente) e o que é transformado (biogás e lodo).

Figura 5 – Balanço de Massa de DQO no reator UASB



Fonte: Chernicharo (2007).

Rissoli e Bernardes (2005) e Ramos (2008) realizaram o balanço de massa em um reator UASB tratando esgoto doméstico utilizando as parcelas: DQO afluyente e DQO efluente (ou DQO digerida), DQO relativa à produção de lodo, DQO convertida em metano e DQO relativa ao lodo descartado. No entanto, tais autores não levaram em consideração a parcela de DQO relativa à redução de sulfato a sulfeto (sulfetogênese) pelas BRS (Bactérias redutoras de sulfato). A redução do sulfato também consome DQO e pode ser muito importante especialmente em esgotos que possuem altas concentrações de sulfato (SOUZA, 2010; LOBATO, 2011).

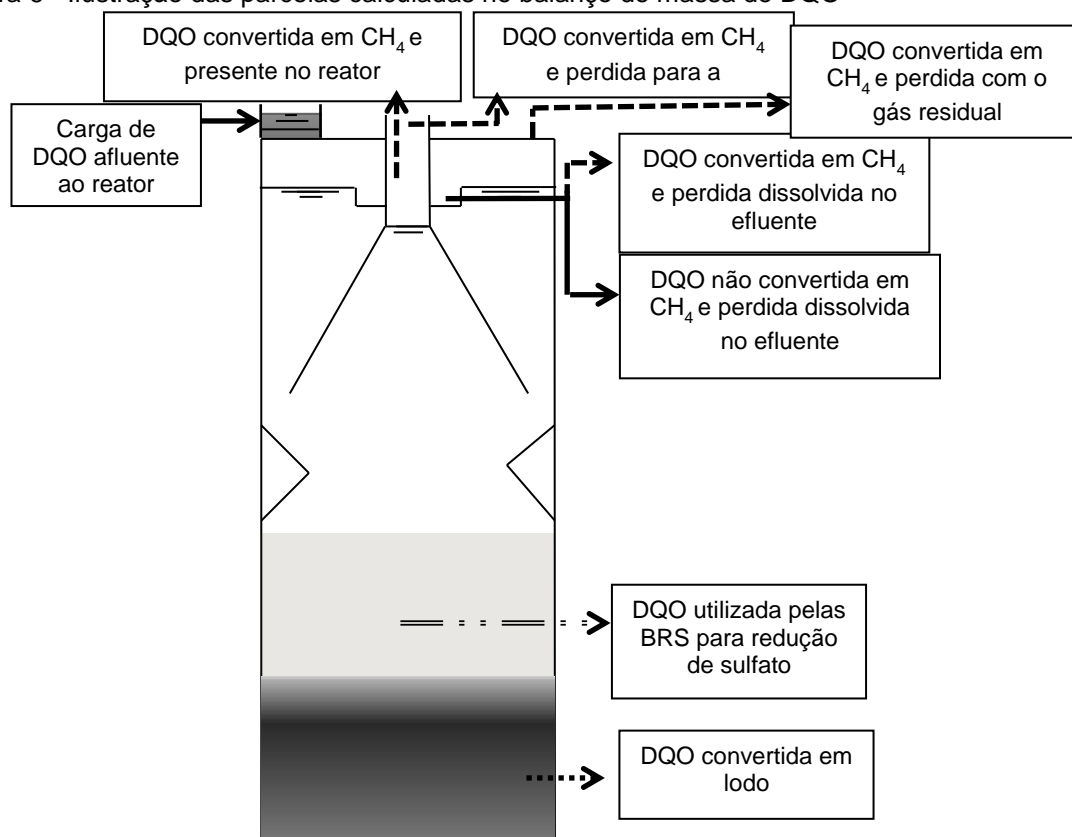
A redução de 1,5g de SO_4^{2-} é equivalente a utilização de 1,0g de DQO, o que significa uma menor disponibilidade para conversão em CH_4 (SOUZA, 2010; CHERNICHARO, 2007). De acordo com Souza (2010), a estimativa de DQO utilizada para a redução de sulfato presente no esgoto pode ser dada pela Equação 8:



Verifica-se que 1 mol de S^{2-} requer dois moles de oxigênio para sua oxidação a um mol de sulfato. Portanto, cada 96 g de SO_4^{2-} presente no esgoto pode consumir 64 g de oxigênio ou DQO (relação 1,5 SO_4^{2-} /1,0 DQO). Então, para fechar o balanço de massa DQO nos reatores é necessário levar em consideração o máximo de parcelas possíveis e importantes.

É importante contabilizar as parcelas convertidas a metano, seja aquele presente no biogás ou o que escapa dissolvido no efluente ou junto com o gás residual (perdas), a parcela devida à redução de sulfato, a parcela que é convertida em lodo, a qual pode ser subdividida no lodo retido no reator e no lodo que é carregado junto com o efluente e a parcela de DQO que sai solubilizada no efluente (LOBATO, 2011), conforme esquematizado na Figura 6.

Figura 6 - Ilustração das parcelas calculadas no balanço de massa de DQO



Fonte: Souza (2010).

Logo, no balanço de massa devem ser levadas em considerações as parcelas representadas pela Equação 9:

$$DQO_{afl} = DQO_{efl_{sol}} + DQO_{lodo_{ret}} + DQO_{lodo_{efl}} + DQO_{CH_4_{biogás}} + DQO_{CH_4_{perdas}} + DQO_{sulf_{red}} \quad (9)$$

Em que:

DQO_{afl} = massa diária de material orgânico afluente.

$DQO_{efl_{sol}}$ = massa diária de material orgânico solubilizada no efluente.

$DQO_{lodo_{ret}}$ = massa diária de material orgânico convertida em lodo retido no sistema.

$DQO_{lodo_{efl}}$ = massa diária de material orgânico convertida em lodo e perdida com o efluente.

$DQO_{CH_4_{biogás}}$ = massa diária de material orgânico convertida em metano e presente no biogás.

$DQO_{CH_4_{perdas}}$ = massa diária de material orgânico convertida em metano e perdida dissolvida no efluente.

$DQO_{sulf_{red}}$ = massa diária de material orgânico utilizada pelas BRS na redução de sulfato.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DA PESQUISA

Esta pesquisa foi desenvolvida no âmbito do projeto: “Soluções Tecnológicas Integradas para Potencializar a Geração de Biocombustíveis em Estações de Tratamento de Esgoto que utilizam Processos à Base de Microalgas”, financiado pela Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP), por meio da Seleção Pública MCTI/FINEP/FNDCT – Subvenção Econômica à Inovação – 02/2013, cujos recursos viabilizaram a instalação de um Parque Experimental na área da Estação de Tratamento de Esgoto de Araçás - ETE Araçás (Coordenadas Geográficas 20°22'48''S; 40°19'31''W), da Companhia Espírito Santense de Saneamento - CESAN, localizada no bairro Jardim Guaranhuns, no Município de Vila Velha, Estado do Espírito Santo. Na Figura 7 pode-se observar a foto aérea da ETE Araçás indicando a localização do Parque Experimental.

Figura 7 - Foto aérea da Estação de Tratamento de Esgoto de Araçás – ETE Araçás



Fonte: Google Earth. Adaptado. Acesso em 17/09/2017.

A ETE Araçás é responsável pelo tratamento de 58% do esgoto sanitário gerado em Vila Velha, correspondente à contribuição de aproximadamente 280.800 habitantes que equivale a 520 L/s de esgoto afluente à ETE. Dessa vazão, cerca de 0,56 L/s é desviado por gravidade para o Parque Experimental (Figura 8), após tratamento preliminar (gradeamento e desarenação).

Figura 8 – Parque Experimental localizado na ETE Araçás



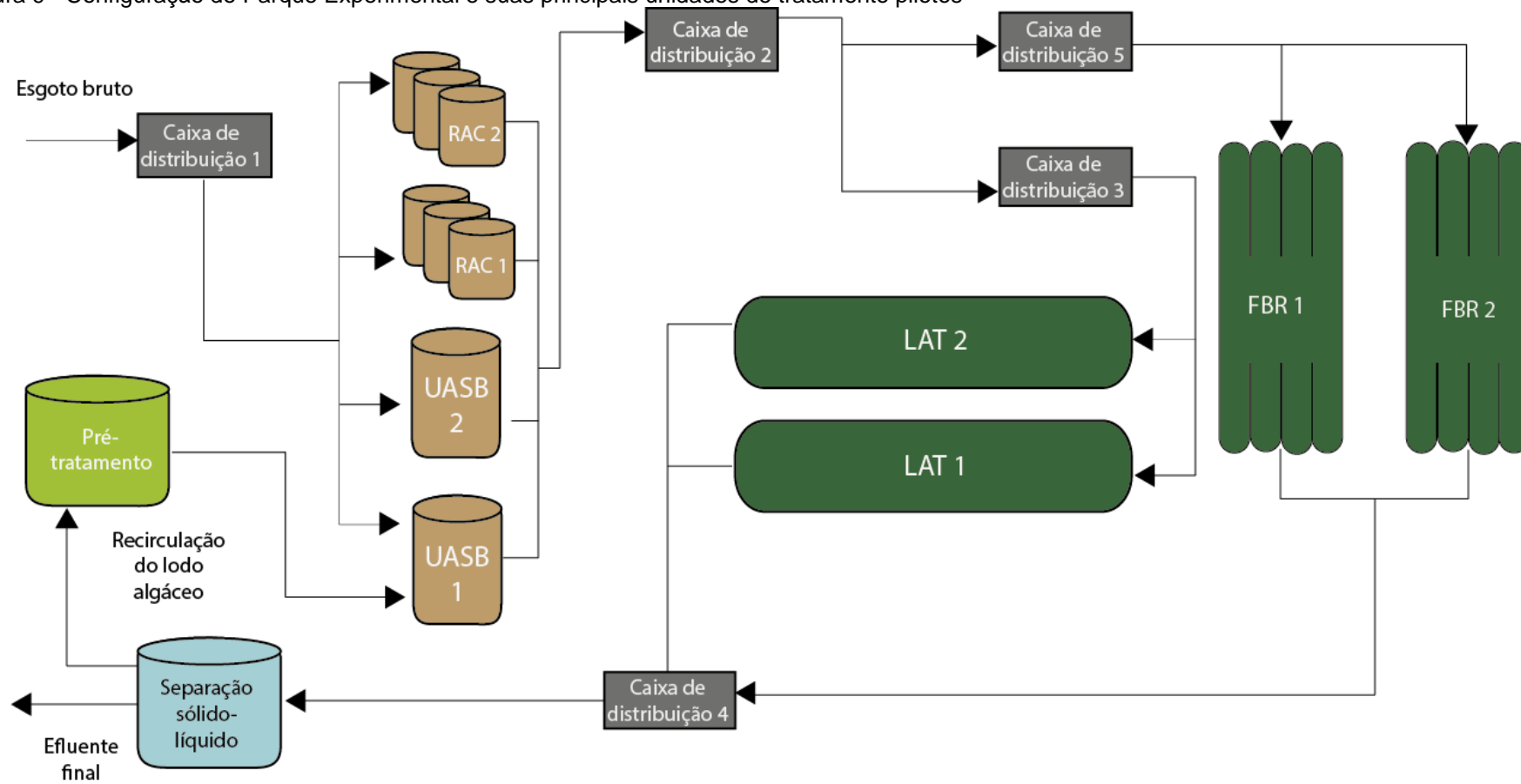
Fonte: A autoria própria.

O Parque Experimental foi projetado para uma população de 302 habitantes e é composto pelas seguintes unidades piloto de tratamento:

- ✓ Sistema de pré-tratamento composto por gradeamento fino,
- ✓ UASB convencional (UASB 1),
- ✓ UASB modificado (UASB 2),
- ✓ Reator anaeróbio compartimentado modificado (RAC1),
- ✓ Reator anaeróbio compartimentado convencional (RAC2),
- ✓ Duas lagoas de alta taxa (LAT1 e LAT2),
- ✓ Dois fotobiorreatores tubulares (FBR1 e FBR2),
- ✓ Três sistemas de Separação sólido-líquido da biomassa algácea,
- ✓ Dois sistemas de hidrólise do lodo algáceo.

Cada reator anaeróbio possui 3,78 m³ de volume e as LATs possuem um volume de 13,66 m³ cada. Atualmente encontra-se em operação para pesquisa na planta os reatores UASB 1, RAC1, LATs e um sistema de separação sólido-líquido. A Figura 9 apresenta a estruturação da estação piloto com suas principais unidades de tratamento.

Figura 9 - Configuração do Parque Experimental e suas principais unidades de tratamento pilotos

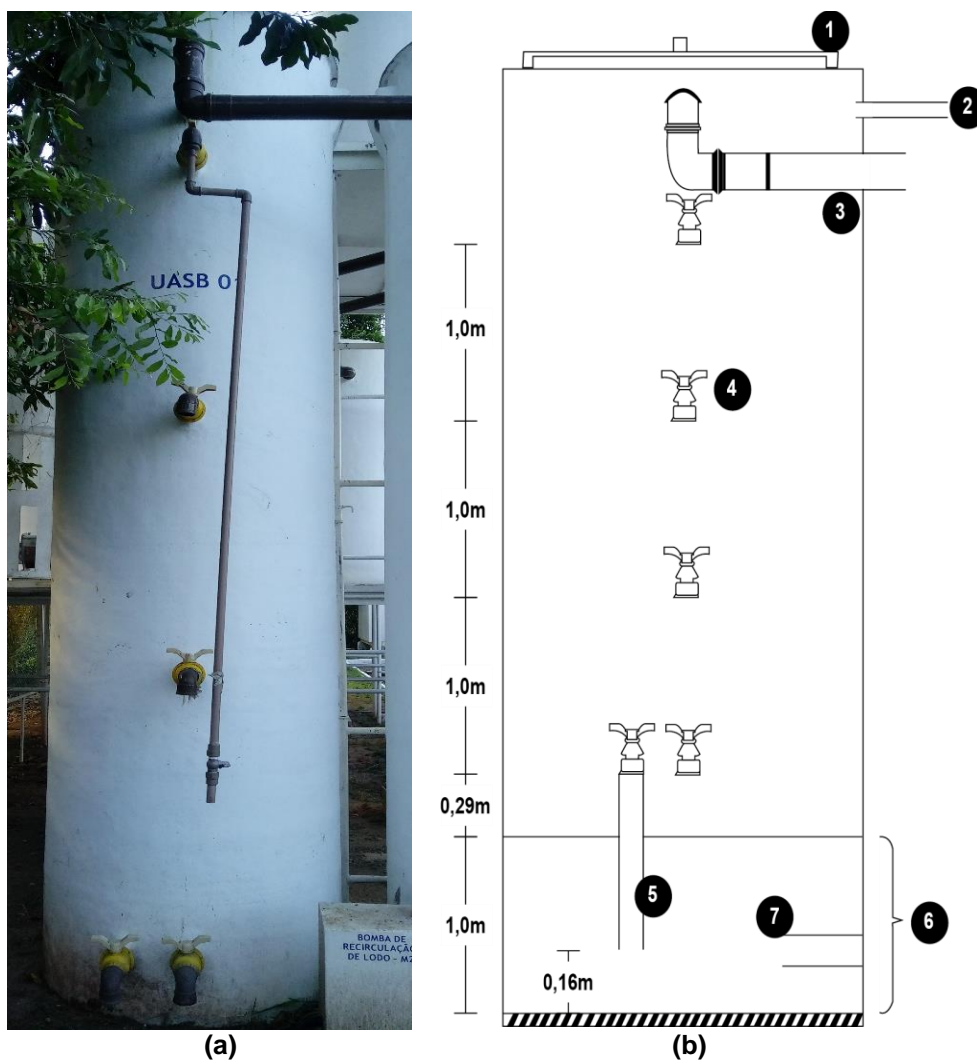


Fonte: Autoria Própria.

4.2 O REATOR UASB

O objeto desta pesquisa foi o Reator UASB 01, construído em plástico reforçado com fibra de vidro (PRFV), com uma altura útil de 4,8m, sendo 1 metro enterrado, e dotado de um separador de fases (Figura 10).

Figura 10 – (a) Vista do Reator UASB 1. (b) Desenho esquemático do reator



- 1 – Tampa de PRFV (D = 50 cm);
 2 – Tubulação de PVC (D = 25 mm) para coleta do biogás;
 3 – Tubulação de PVC (D=75mm) para a saída do efluente;
 4 – Registro de amostragem de lodo em PVC (D=50mm);
 5 – Tubulação de PVC interna acoplada ao registro de amostragem;
 6 – Zona de digestão correspondente ao leito do reator enterrada a um metro;
 7 – Tubulação (D=75mm) de chegada do esgoto bruto.

Fonte: (a) Autoria Própria; (b) Gonçalves (2015). Adaptado.

A Tabela 13 apresenta as principais características do reator UASB 1, doravante denominado simplesmente UASB.

Tabela 13 – Principais características do reator UASB

Características do Reator UASB	
Diâmetro (m)	1,0
Altura útil (m)	4,8
Volume útil (m ³)	3,78
Torneira 1 (m)	0,16
Torneira 2 (m)	1,29
Torneira 3 (m)	2,29
Torneira 4 (m)	3,29
Torneira 5 (m)	4,29

Fonte: Autoria própria.

O esgoto sanitário chega até o reator por gravidade através de uma tubulação de PVC de 75mm de diâmetro após passar pelo gradeamento. O afluente é encaminhado para a caixa de distribuição 01 (CD1) a qual encaminha o esgoto bruto para o fundo do reator. O efluente tratado é encaminhado também por gravidade para a caixa de distribuição 02 (CD2). A parte superior do separador trifásico é tampada por um *cap* vedado de 100mm de diâmetro, sendo que logo abaixo do *cap* existe uma canalização de PVC de 25mm de diâmetro que encaminha o biogás para medição volumétrica em um medidor de gás.

4.3 ETAPAS DA PESQUISA

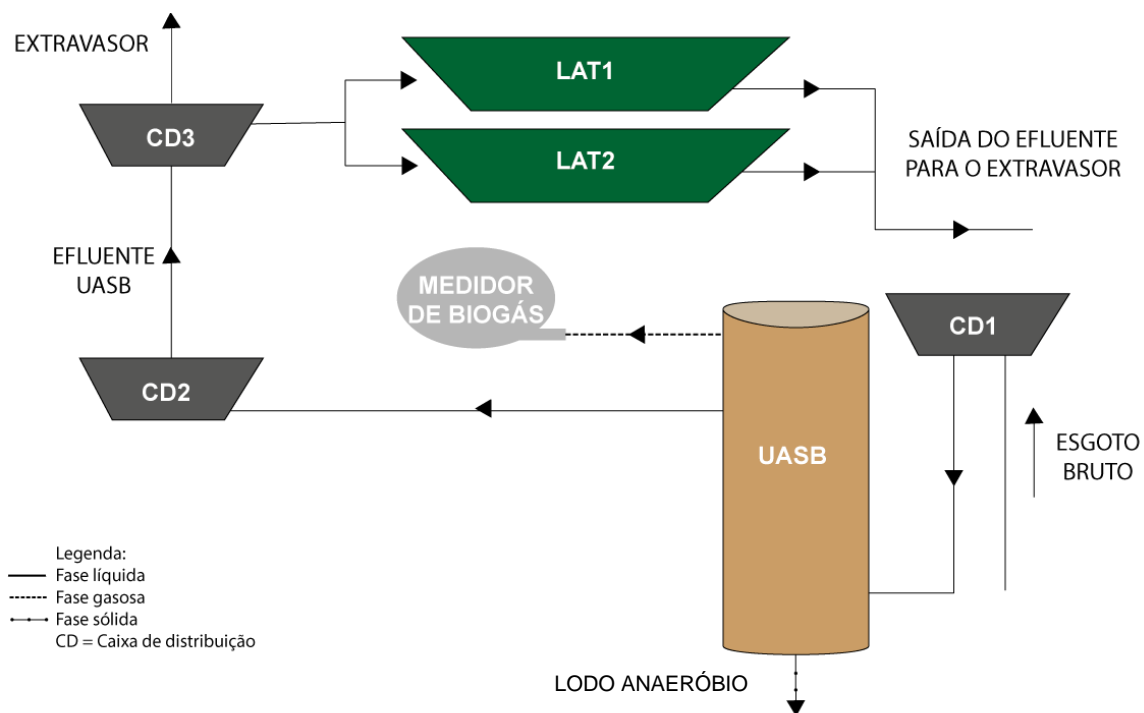
Após o período de partida, deu-se início à avaliação do desempenho do reator nas duas etapas descritas abaixo:

Etapas 1: Sem codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo

O afluente foi encaminhado para o reator UASB onde ocorreu o tratamento secundário do esgoto doméstico, gerando como subprodutos o biogás e o lodo anaeróbio. Após essa etapa o efluente foi enviado para as duas lagoas de alta taxa (LATs) por gravidade, onde foi realizado o pós-tratamento do efluente anaeróbio. Em

seguida, o efluente das lagoas foi encaminhado para o extravasor (Figura 11). A etapa 1 correspondeu ao período de 02/01/2017 à 14/06/2017 e teve duração de 164 dias.

Figura 11 – Fluxograma da Etapa 1



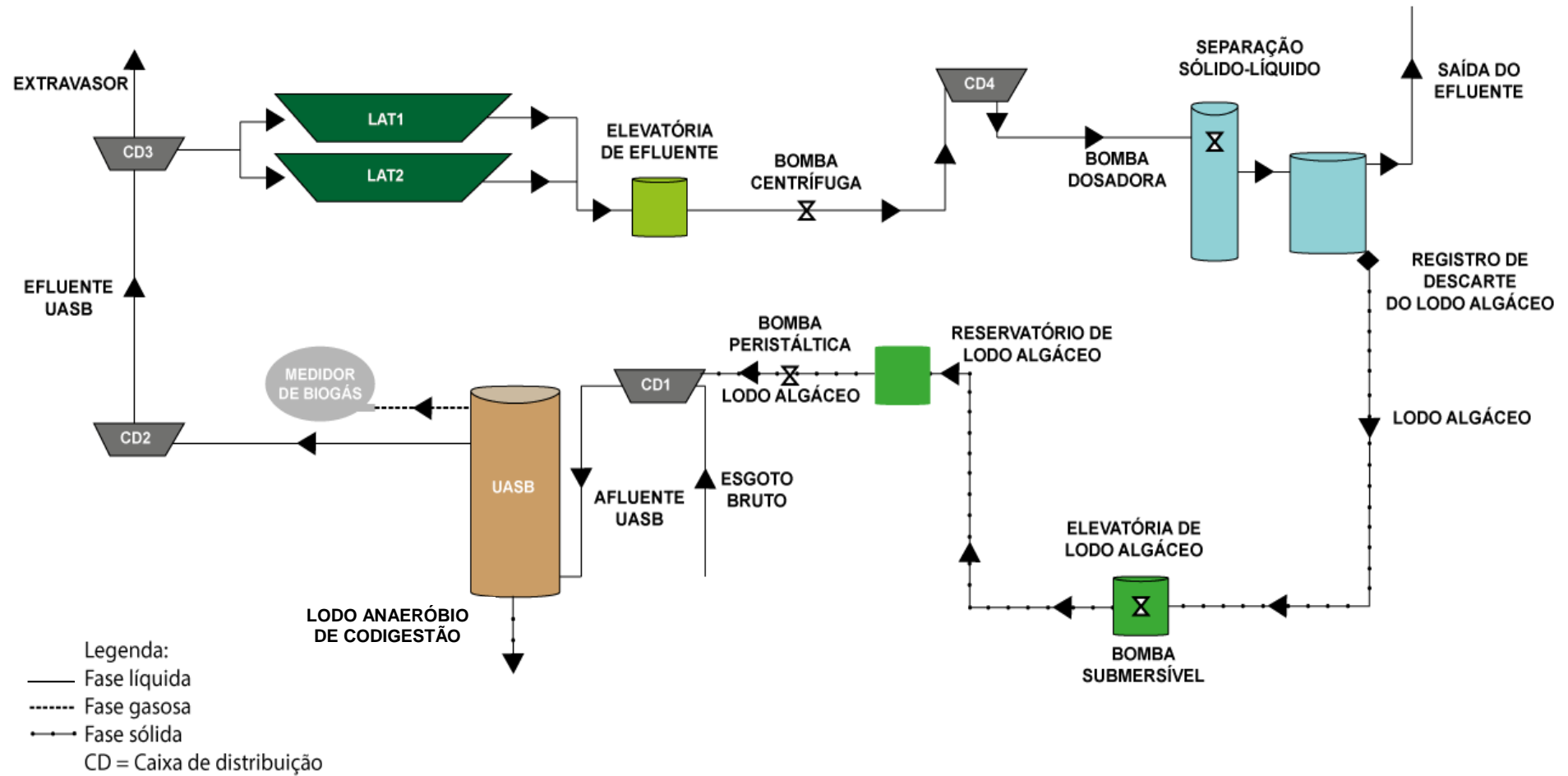
Fonte: Autoria própria.

Etapa 2: Com codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo

Na etapa 2, o efluente das LATs foi encaminhado para o sistema de separação sólido-líquido por meio de uma bomba centrífuga que acionava de acordo com o nível de uma chave bóia localizada na elevatória do efluente das LATs. O sistema de separação sólido-líquido utilizou a via físico-química por meio do processo de coagulação/floculação/sedimentação. Nesse processo utilizou-se um floculante a base de tanino modificado de nome comercial TANAC® na dosagem média de 50 mg/L para recuperar o lodo algáceo, o qual era encaminhado por gravidade para a elevatória de lodo. Desse ponto, o lodo foi bombeado com o auxílio de uma bomba submersível para o reservatório de lodo algáceo, localizado na plataforma de chegada do esgoto bruto. Utilizou-se uma bomba peristáltica para bombear o lodo algáceo do

reservatório para o interior do reator UASB, o que gerou um lodo anaeróbio de codigestão dentro do reator durante o processo de codigestão anaeróbia (Figura 12). Em média, a alimentação do UASB com o lodo algáceo durou seis horas por dia. A etapa 2 correspondeu ao período de 15/06/2017 à 30/09/2017 e teve duração de 108 dias.

Figura 12 – Fluxograma de Etapa 2



Fonte: Autoria própria.

As Figura 13 e Figura 14 ilustram, respectivamente, as lagoas de alta taxa e o sistema de separação sólido-líquido em funcionamento no Parque Experimental.

Figura 13 – Lagoas de alta taxa piloto (LAT1 e LAT 2)



Fonte: Autoria própria.

Figura 14 – Sistema de separação sólido-líquido



Fonte: Autoria própria.

No sistema de separação sólido-líquido utilizou-se um floculante a base de tanino modificado de nome comercial TANAC® (Figura 15) para realizar o processo de coagulação/floculação/sedimentação do efluente das LATs. Esse floculante foi utilizado, pois é um floculante orgânico e natural. Há estudos que citam que na dosagem de 10-50 mg/L esse floculante não afeta negativamente no processo de digestão anaeróbia (Gutiérrez et al, 2015). A Tabela 14 apresenta os dados de operação deste piloto.

Tabela 14 – Dados de operação do sistema de separação sólido-líquido

Condições Operacionais	Valor médio
Concentração do floculante na solução de dosagem	2,3%
Vazão média da bomba dosadora	0,26 mL/s
Dosagem média	50 mg/L
Vazão média do sistema	216 L/h

Fonte: Autoria própria.

Figura 15 – (a) Reservatório do floculante a base de tanino modificado de nome comercial TANAC® a 25% (v/v). (b) Solução de floculante a 2,3% (v/v) utilizado no sistema de separação sólido-líquido



Fonte: Autoria própria.

Diariamente foi realizado o descarte do lodo algáceo do sistema de separação sólido-líquido. Esse lodo era encaminhado para o reservatório, onde a bomba peristáltica PROVI - modelo AW-AX60 bombeava em média $147 \pm 52,2$ litros de lodo algáceo para o reator UASB a uma vazão média de 7 mL/s com o auxílio de uma mangueira de $\frac{1}{2}$ de diâmetro que foi inserida na tubulação de chegada do esgoto bruto do UASB (Figura 16).

Figura 16 – (a) Bomba peristáltica utilizada para bombear o lodo algáceo para o reator UASB. (b) Mangueira acoplada à bomba utilizada para lançar o lodo algáceo no interior do reator



Fonte: A autoria própria

4.4 OPERAÇÃO E CONTROLE DO REATOR UASB

4.4.1 Partida

O procedimento de partida do UASB foi realizado seguindo as recomendações propostas por Campos (1999). A inoculação foi realizada em 16/08/2016 com $0,76\text{m}^3$ de lodo floculento proveniente de um UASB em escala real que trata esgoto sanitário da Estação de Tratamento de Esgoto de Vale Encantado, Vila Velha. O lodo permaneceu em repouso por 24 horas para aclimatação, sendo que após esse período realizou-se a partida do sistema com a alimentação de esgoto sanitário na vazão de $0,05\text{ L/s}$ durante 24 horas. A segunda alimentação foi realizada 96 horas após a primeira alimentação, sendo que a vazão afluyente ao sistema foi mantida baixa neste período. Posteriormente, aumentou-se a vazão afluyente gradativamente conforme a resposta do reator em relação aos parâmetros de análise do efluente tratado que foram avaliados quatro vezes por semana neste período (DQO total, pH, turbidez, temperatura e série de sólidos). Quando o reator apresentou evidências de operação em regime estável deu-se início as etapas avaliadas nesta pesquisa. Durante esse período que durou 138 dias (16/08/2016 à 31/12/2016), o UASB foi operado nas condições operacionais apresentadas na Tabela 15.

Tabela 15 – Valores médios das condições operacionais do reator UASB durante o período de partida

Parâmetros operacionais	Valor médio
Vazão (L/s)	0,09
TDH (h)	15,8
Velocidade ascensional (m.h ⁻¹)	0,42
COV (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0,91
CHV (m ³ .m ⁻³ .h ⁻¹)	0,09

Fonte: Aatoria Própria.

4.4.2 Controle da Vazão afluyente ao reator

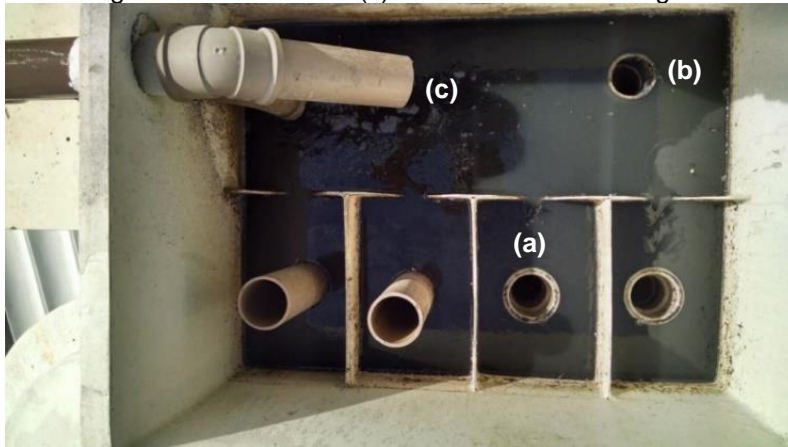
O tratamento do esgoto sanitário no reator foi realizado nas duas etapas tendo como referência um TDH médio de 8 horas para efeito de comparação. Desta forma, a vazão era medida diariamente na caixa de distribuição 2 (Figura 17) de chegada do efluente utilizando o método volumétrico, que consiste em determinar a vazão medindo-se o tempo necessário para encher um reservatório de volume conhecido. Utilizou-se um béquer de 2L e um cronômetro e assumiu-se que as vazões efluentes medidas seriam iguais às vazões afluentes. Além disso, os ajustes eventuais da vazão real relativamente à vazão de referência (0,13 L/s) para manter o TDH citado foram corrigidos utilizando o vertedor regulável no ponto (b) da Figura 18.

Figura 17 - (a) Ponto de medição de vazão e coleta do efluente do reator UASB .



Fonte: autoria própria.

Figura 18 –(a) Entrada de esgoto bruto no reator UASB . (b) Vertedor regulável utilizado para ajustar a vazão de chegada do esgoto bruto no reator. (c) Ponto de coleta do esgoto bruto.



Fonte: Autoria própria.

4.4.3 Controle de parâmetros operacionais

Os parâmetros operacionais foram controlados para que o reator mantivesse as mesmas condições de operação nas duas etapas. Os cálculos foram realizados utilizando a metodologia de Campos (1999), conforme apresenta a Tabela 16.

Tabela 16 – Parâmetros operacionais controlados durante a pesquisa

Parâmetro Operacional	Fórmula	Observação
	$COV_E = \frac{(Q_E \cdot DQO_E)}{V}$	Q_E = Vazão do esgoto ($m^3 \cdot d^{-1}$), DQO_E = DQO do esgoto ($kg \cdot m^{-3}$), V = Volume do reator UASB (m^3).
Carga orgânica volumétrica ($kgDQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	$COV_L = \frac{(V_L \cdot DQO_L)}{V}$	V_L = Volume do lodo algáceo (m^3), DQO_L = DQO do lodo algáceo ($kg \cdot m^{-3}$), V = Volume do reator UASB (m^3).
	$COV_{total} = COV_E + COV_L$	COV_E = COV esgoto ($kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$), COV_L = COV lodo algáceo ($kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$).
Tempo de detenção hidráulica (h)	$TDH = \frac{V}{Q}$	V = Volume total do reator (m^3), Q = Vazão total afluyente ($m^3 \cdot h^{-1}$).
Carga hidráulica volumétrica ($m^3 \cdot m^{-3} \cdot h^{-1}$)	$CHV = \frac{1}{TDH}$	TDH = Tempo de detenção hidráulica (h)
Carga biológica ($kgDQO \cdot kgSV^{-1} \cdot d^{-1}$)	$CB = \frac{C_{total}}{M_t^*}$	C_{total} = Carga total afluyente ($kgDQO \cdot d^{-1}$), M_t = Massa de microrganismos presentes no reator ($kgSV$).
Velocidade ascensional ($m \cdot h^{-1}$)	$v = \frac{Q}{A}$	Q = Vazão total afluyente (m^3/h), A = Área da seção transversal do reator (m^2).

Fonte: autoria própria.

*O cálculo da M_t foi realizada segundo a metodologia adaptada de Chernicharo (2007).

Para avaliar a massa de SV presente no UASB adaptou-se a metodologia de Chernicharo (2007). A avaliação da quantidade da biomassa presente no reator foi realizada por meio do perfil de sólidos, considerando que a quantidade de sólidos voláteis represente a quantidade de sólidos biológicos no reator (massa de material celular) (Equação 10).

$$M_t = \sum_{i=1}^4 \bar{C}_{i,i+1} * V_i \quad (10)$$

Em que:

M_t = Massa de SV presente no reator (kg);

$\bar{C}_{i,i+1}$ = Média da concentração de SV em i ; $i+1$ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$), onde i = torneira de amostragem;

V_i = Volume do compartimento (m^3).

A Tabela 17 apresenta os valores médios dos parâmetros operacionais do reator UASB durante a realização das duas etapas avaliadas.

Tabela 17 – Valores médios dos parâmetros operacionais do UASB durante as etapas avaliadas, sendo $n = 39$ e $n = 27$ nas etapas 1 e 2, respectivamente

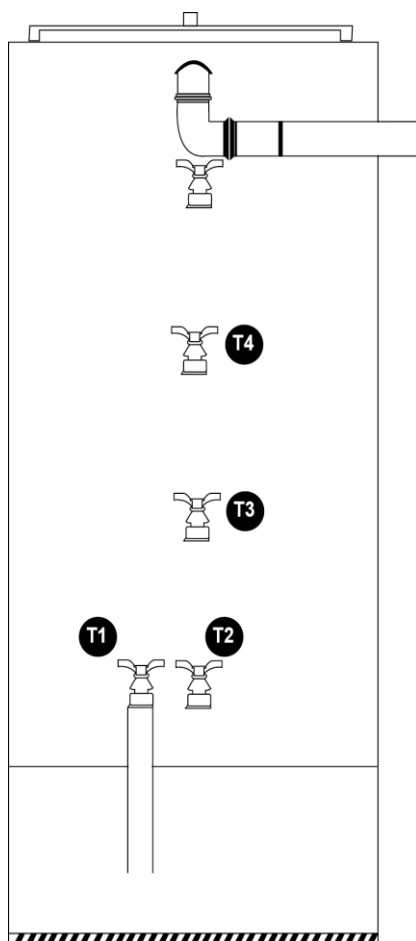
Parâmetro Operacional	Etapa 1	Etapa 2
	Valor médio	
Vazão (L/s)	0,12 ± 0,03	0,11 ± 0,02
TDH (h)	8,8 ± 2,1	9,5 ± 1,6
Velocidade ascensional ($\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$)	0,55 ± 0,1	0,50 ± 0,1
COV ($\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$)	1,14 ± 0,3	0,98 ± 0,5
CHV ($\text{m}^3\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$)	0,11 ± 0,03	0,10 ± 0,02
Carga biológica ($\text{kgDQO}\cdot\text{kgSV}\cdot\text{d}^{-1}$)	0,11 ± 0,04	0,09 ± 0,03

Fonte: Autoria própria.

4.4.4 Perfil de lodo

O perfil de lodo ao longo da altura do UASB foi realizado para se avaliar a altura da manta de lodo e o momento do seu descarte, além de fornecer as concentrações de sólidos em cada compartimento de digestão do reator. Para as coletas das amostras de lodo foram utilizadas quatro torneiras: T₁, T₂, T₃ e T₄ (Figura 19). A coleta foi realizada 1 vez por semana e, desta forma, obteve-se a concentração de ST e SV para cada torneira (C₁, C₂, C₃ e C₄). As amostras foram armazenadas e preservadas seguindo as recomendações do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012) até o momento da análise.

Figura 19 - Detalhe das torneiras utilizadas para coletar amostra de lodo no reator UASB



Fonte: Adaptado de Gonçalves (2015).

O procedimento de amostragem consistiu de:

- Abertura da torneira de amostragem com descarte de 500 mL de lodo para evitar a coleta de lodo retido nas torneiras.
- Coleta de aproximadamente 250mL de lodo em frascos de plástico para a realização de análises laboratoriais.

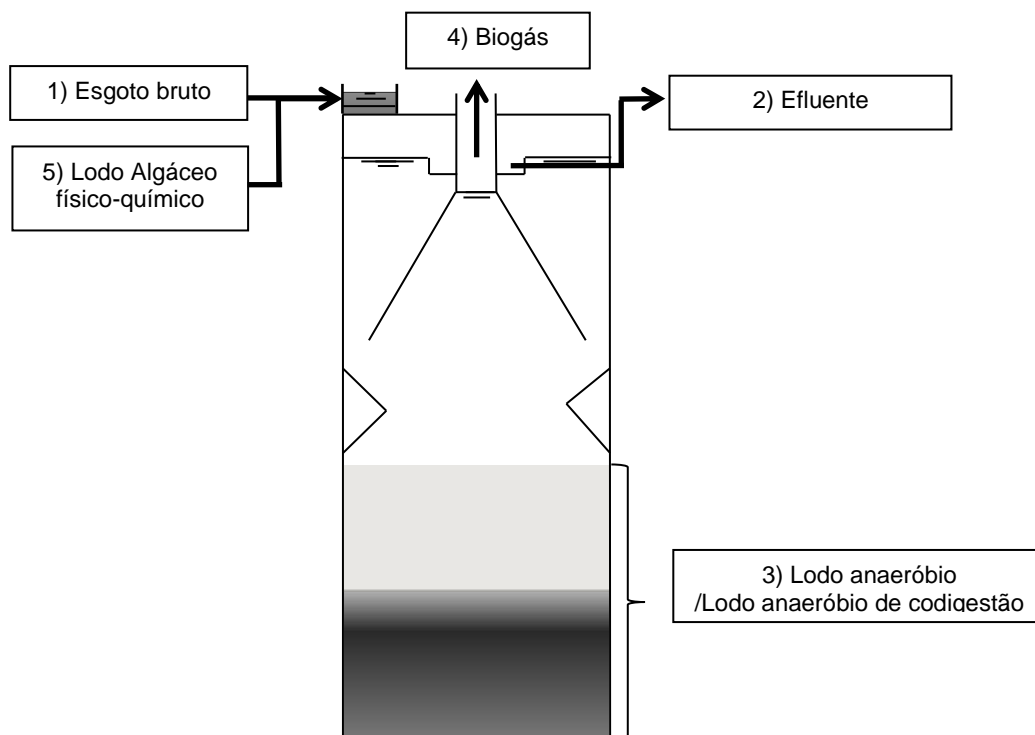
4.4.5 Descarte de Lodo de excesso do UASB

Durante o período monitorado, o descarte do lodo anaeróbio de excesso do UASB foi determinado por acompanhamento visual da qualidade do efluente do reator em relação aos SST, de forma que o aumento deste parâmetro indicou o momento de realizar o descarte. Também foi confirmada por meio do perfil de sólidos ao longo do reator, que indicou a altura da manta de lodo. Quando a manta de lodo ultrapassava a quarta torneira (3,29m) era realizado o descarte de lodo pela terceira torneira (2,29m). O lodo de excesso foi descartado, em média, a cada 80 dias na etapa 1 e a cada 48 dias na etapa 2.

4.5 MONITORAMENTO DO REATOR UASB

O monitoramento foi realizado por meio de amostragem simples do esgoto bruto e do efluente, do lodo anaeróbio na etapa 1, do lodo anaeróbio de codigestão na etapa 2 e do lodo algáceo físico-químico. Além disso, monitorou-se diariamente a produção de biogás (Figura 20):

Figura 20 - Esquema do reator UASB apresentando os pontos monitorados



Fonte: Autoria própria.

O programa de monitoramento do reator pode ser visualizado pela Tabela 18 que apresentam os parâmetros analisados, os pontos monitorados e sua frequência.

Tabela 18 - Programa de Monitoramento do Reator UASB

Variáveis	Unidade	Pontos e frequência de monitoramento			
		Esgoto bruto	Efluente	Biogás	Lodo
FASE LÍQUIDA					
Sólidos Suspensos Totais (SST)	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
Sólidos Totais (ST)	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
Sólidos Voláteis (SV)	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
Sólidos Sedimentáveis	mg/L	-	2/semana		
DQO total	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
DQO filtrada	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
Nitrogênio Total de Kjeldahl (NTK)	mg/L	1/semana	1/semana	-	-
Fósforo Total (P)	mg/L	1/semana	1/semana	-	-
Sulfato	mg/L	2/semana	2/semana	-	-
Sulfeto Total	mg/L	1/semana	1/semana	-	-
Turbidez	NTU	2/semana	2/semana	-	-
Temperatura	°C	2/semana	2/semana	-	-
pH	-	2/semana	2/semana	-	-
FASE GASOSA					
Produção de Biogás	Litro	-	-	diário	-
FASE SÓLIDA					
<i>Lodo anaeróbio/Lodo anaeróbio de codigestão</i>					
Sólidos Totais (ST)	mg/L	-	-	-	1/semana
Sólidos Voláteis (SV)	mg/L	-	-	-	1/semana
DQO Total	mg/L	-	-	-	1/semana
Nitrogênio Total de Kjeldahl (NTK)	mg/L	-	-	-	1/semana
<i>Lodo algáceo físico-químico</i>					
Sólidos Totais (ST)	mg/L	-	-	-	2/semana
Sólidos Voláteis (SV)	mg/L	-	-	-	2/semana
DQO Total	mg/L	-	-	-	2/semana
Sulfato	mg/L	-	-	-	2/semana
Nitrogênio Total de Kjeldahl (NTK)	mg/L	-	-	-	1/semana
Fósforo Total (P)	mg/L	-	-	-	1/semana

Fonte: Autoria Própria, baseado em Campos (1999) e Veronez (2001).

Além das análises acima citadas, foram realizadas algumas análises de sulfeto total e pH do lodo algáceo.

As análises laboratoriais, bem como os métodos analíticos utilizados apresentados na Tabela 19 foram realizadas no laboratório da Cesan. As amostras foram armazenadas

e preservadas seguindo as recomendações do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012) até o momento da análise.

Tabela 19 - Parâmetros de análise e métodos analíticos utilizados

VARIÁVEIS	MÉTODO	REFERÊNCIA
Sólidos Totais (ST)	Gravimétrico 2540B; 2540E	APHA, 2012
Sólidos Suspensos Totais (SST)	Gravimétrico 2540B; 2540D	APHA, 2012
Sólidos Voláteis Totais (SV)	Gravimétrico 2540B; 2540E	APHA, 2012
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	Gravimétrico 2540B; 2540D; 2540E	APHA, 2012
Demanda Química de Oxigênio Total (DQO Total)	Colorimétrico 5220D	APHA, 2012
Demanda Química de Oxigênio filtrada (DQO filtrada)	Colorimétrico 5220D	APHA, 2012
Determinação de pH	Método Eletrométrico 4500- H B+	APHA, 2012
Turbidez	Nefolométrico 2130 B	APHA, 2012
Sólidos Sedimentáveis	Método do cone Imhoff 2540 F	APHA, 2012
Temperatura	Potenciométrico 2550 B	APHA, 2012
Sulfato	Turbidimétrico 4500 SO ₄ ²⁻ E	APHA, 2012
Sulfeto Total	Iodométrico 4500 – S ²⁻	APHA, 2012
Nitrogênio Total de Kjeldahl (NTK)	Titulometria 4500-N _{org} B	APHA, 2012
Fósforo Total (P _{tot})	Colorimétrico 4500-P; E	APHA, 2012

Fonte: Autoria própria.

O monitoramento da fase gasosa consistiu na análise quantitativa do biogás produzido no reator. Para quantificar a produção volumétrica diária do biogás utilizou-se um medidor da marca Ritter, modelo TG 5 (Figura 21), instalado na tubulação de biogás do reator UASB conectado por meio de uma mangueira de gás de 3/8' de diâmetro. O medidor apresentava uma leitura do volume de biogás em litros produzido que era lido

diariamente aproximadamente no mesmo horário. O monitoramento da fase gasosa durou 77 dias na etapa 1 (30/03/2017 a 14/06/2017) e 108 dias na etapa 2 (15/06/2017 a 30/09/2017).

Figura 21 – Medidor de biogás Ritter (modelo TG5) utilizado para mensuração da produção volumétrica diária de biogás

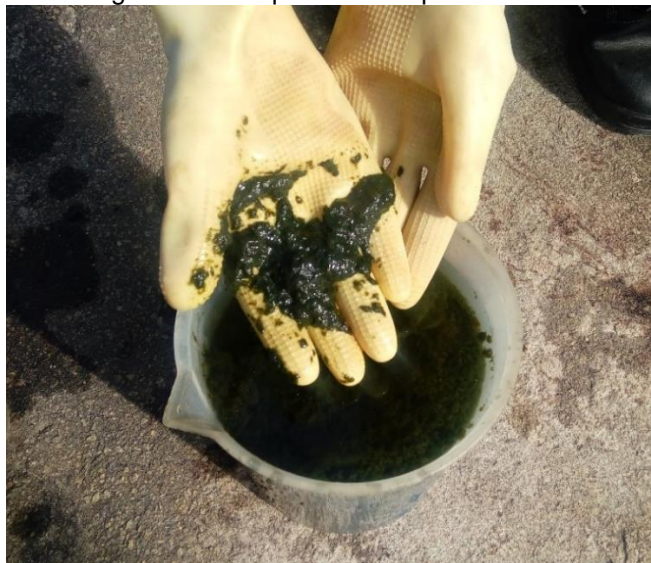


Fonte: Autoria própria.

As coletas do lodo algáceo (Figura 22) durante a etapa 2 foram realizadas nos mesmos dias e frequência da coleta de esgoto sanitário, sendo efetuadas no reservatório de lodo algáceo com amostragem simples e manual.

Além disso, no mesmo dia da coleta de amostras de perfil de lodo do reator, também eram coletadas amostras do lodo de leite e manta do lodo anaeróbio do UASB nas duas etapas, conforme apresenta a Figura 23.

Figura 22 – Lodo algáceo físico-químico sem pré-tratamento sendo coletado



Fonte: Autoria própria.

Figura 23 - Coleta do lodo anaeróbico do reator



Fonte: Autoria própria.

4.6 ANÁLISE DO EFEITO DA CODIGESTÃO ANAERÓBIA SOBRE O DESEMPENHO DO TRATAMENTO ANAERÓBIO

Para avaliar o efeito da codigestão anaeróbia na eficiência do tratamento do reator, foram realizadas coletas do afluente e efluente com amostragem simples e manual sempre pela manhã com o intuito de padronizar o período de coleta. A coleta do

afluente foi realizada na caixa de distribuição 1 (Figura 18, ponto C) e do efluente foi realizada na caixa de distribuição 2 de chegada de efluente tratado (Figura 17, ponto A). O cálculo da eficiência de remoção foi realizado em termos de carga pela Equação 11:

$$E (\%) = \frac{(C_e.V_e + C_l.V_l) - (C_{efl}.V_e)}{(C_e.V_e + C_l.V_l)} . 100 \quad (11)$$

Em que:

$E (\%)$ = Eficiência de remoção do parâmetro avaliado;

C_e = Concentração do parâmetro analisado referente ao esgoto sanitário (mg.L^{-1});

V_e = Volume diário de esgoto sanitário aplicado no reator (L.d^{-1});

C_l = Concentração do parâmetro analisado referente ao lodo algáceo (mg.L^{-1});

V_l = Volume diário de lodo algáceo aplicado no reator (L.d^{-1});

C_{efl} = Concentração do parâmetro analisado referente ao efluente (mg.L^{-1}).

O cálculo da concentração do afluente do reator dos parâmetros DQO total, ST, SV, SF, NTK, P e Sulfato na etapa 2 foi realizado utilizando a Equação 12:

$$C_T = \frac{C_e . V_e - C_L . V_L}{V_e + V_L} \quad (12)$$

Em que:

C_T = Concentração total afluente (mg.L^{-1});

C_e = Concentração do parâmetro referente ao esgoto sanitário (mg.L^{-1});

V_e = Volume de esgoto sanitário aplicado no reator por dia (L);

C_L = Concentração do parâmetro referente ao lodo algáceo (mg.L^{-1});

V_L = Volume de lodo algáceo aplicado no reator por dia (L).

4.7 AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CODIGESTÃO ANAERÓBIA SOBRE AS CARACTERÍSTICAS DO LODO ANAERÓBIO DO REATOR

Para avaliar as mudanças qualitativas e quantitativas do lodo do UASB antes e durante a codigestão anaeróbia foram adotados alguns índices como a relação C/N, a relação SV/ST, produção de sólidos e idade de lodo do UASB. Adicionalmente, realizaram-se análises de microscopia óptica e microscopia eletrônica de varredura – MEV para observar a presença de microalgas inteiras ou que sofreram lise no compartimento de digestão e efluente do reator.

4.7.1 Relação C/N e SV/ST

Para o cálculo da concentração de Carbono da relação C/N utilizou-se o fator de conversão de Demanda Química de Oxigênio (DQO) para Carbono Orgânico Total (COT), no qual a DQO é dividida pelo fator de 1,724 segundo Caporgno (2016). Para avaliar a relação SV/ST, utilizou-se os dados de perfil de lodo realizados uma vez por semana e calculou-se a média da relação para cada torneira em cada etapa avaliada.

4.7.2 Produção de Sólidos

Considerando o cálculo de M_t descrito no item 4.2.3, calculou-se a cada vinte dias a produção de sólidos em termos de sólidos totais por dia através da Equação 13, adaptado de SOUZA (2010):

$$Massa_{ST} = \left[\frac{(Massa_{ST_{t_2}} - Massa_{ST_{t_1}}) + Massa_{descartada_{ST}}}{t_2 - t_1} \right] \quad (13)$$

Em que:

$Massa_{ST}$ = Massa de lodo retido no reator ($kg_{ST}.d^{-1}$);

$Massa_{ST_{t1}}$ = Massa de ST presente no reator em t1 (kg);

$Massa_{ST_{t2}}$ = Massa de ST presente no reator em t2 (kg);

$Massa_{descartada_{ST}}$ = Massa de lodo descartada do reator entre t2 e t1 (kg);

t1 = Data de realização do perfil de lodo em t1;

t2 = Data de realização do perfil de lodo após vinte dias em t2.

4.7.3 Idade do Lodo

De acordo com Cavalcanti et al (1999), a idade de lodo ou tempo de retenção de sólidos (TRS) é a relação entre a quantidade de massa total do sistema e a produção de sólidos. O cálculo foi realizado pela Equação 14:

$$\Theta = \frac{Mt}{Md} \quad (14)$$

Em que:

Θ = Idade de lodo ou TRS (dias);

Mt = Massa total de lodo dentro no sistema (kg);

Md = Produção de Sólidos Totais ($kg.d^{-1}$).

4.7.4 Observação de microalgas

Para realizar a observação de microalgas no lodo algáceo, lodo anaeróbio/lodo anaeróbio de codigestão e efluente do reator UASB foram realizadas as análises de microscopia descritas a seguir:

4.7.4.1 Microscopia Óptica

Foram coletadas amostras do efluente, lodo algáceo, lodo de leito e manta do reator na etapa 2, sendo que para as amostras de leito e manta foram realizadas diluições com água ultrapura de 1:20 e 1:10 respectivamente. O material foi homogeneizado e uma alíquota foi colocada em lamina histológica de vidro e levada para observação em um microscópio óptico NIKON ECLIPSE E10000 com uma objetiva 40 μm . As imagens foram obtidas utilizando uma câmera digital de 13MP de aparelho celular da marca LG.

4.7.4.2 Microscopia Eletrônica de Varredura

Com o objetivo de comparar o lodo de leito e manta do reator antes e durante a codigestão anaeróbia, realizou-se a observação de microalgas por microscopia eletrônica de varredura. Para o preparo da amostra, adaptou-se a metodologia proposta por Silva et al (2011) que consiste nas etapas de fixação, pós-fixação, lavagem, desidratação, secagem em ponto crítico e metalização. Os detalhes metodológicos do preparo da amostra encontram-se apresentados no Anexo A.

4.8 AVALIAÇÃO DO POTENCIAL ENERGÉTICO DO PROCESSO DE CODIGESTÃO ANAERÓBIA

Para avaliar o desempenho do reator UASB na produção de metano, capacidade de digestão da carga orgânica aplicada e o efeito de possíveis compostos inibitórios durante a codigestão anaeróbia, utilizou-se como parâmetros indicativos o teste de atividade metanogênica específica (AME) e o teste de biodegradabilidade. Além disso, avaliou-se a produção de biogás por meio dos dados de monitoramento nas duas etapas. Por fim, calculou-se o potencial energético do metano presente no biogás do reator levando em conta o biogás efetivamente coletado no reator em cada etapa.

4.8.1 Atividade Metanogênica Específica (AME) e Teste de Biodegradabilidade

O ensaio de atividade metanogênica específica (AME) e de teste de biodegradabilidade foram realizados nas duas etapas desta pesquisa por meio de um ensaio de respirometria seguindo a metodologia descrita por Ferreira (2017). Os detalhes metodológicos estão descritos no Anexo B. A Figura 24 apresenta os frascos dentro da estufa na temperatura mesofílica de $35^{\circ}\text{C} \pm 1$.

Figura 24 – Frascos dentro da estufa durante o teste de AME e de Biodegradabilidade



Fonte: Autoria Própria.

4.8.2 Cálculo do Potencial Energético do Biogás

A estimativa do potencial energético disponível no biogás efetivamente coletado foi feita utilizando a Equação 15 (LOBATO; CHERNICHARO; SOUZA, 2012):

$$PE_{CH_4}^{Real} = Q_{CH_4}^{N-Real} \times E_{CH_4} \quad (15)$$

Em que:

$PE_{CH_4}^{Real}$ = Potencial energético disponível (MJ.dia⁻¹);

$Q_{CH_4}^{N-Real}$ =Produção real normalizada de metano (Nm³.dia⁻¹);

E_{CH_4} = Energia calorífica decorrente da combustão do metano (35,9 MJ/Nm³).

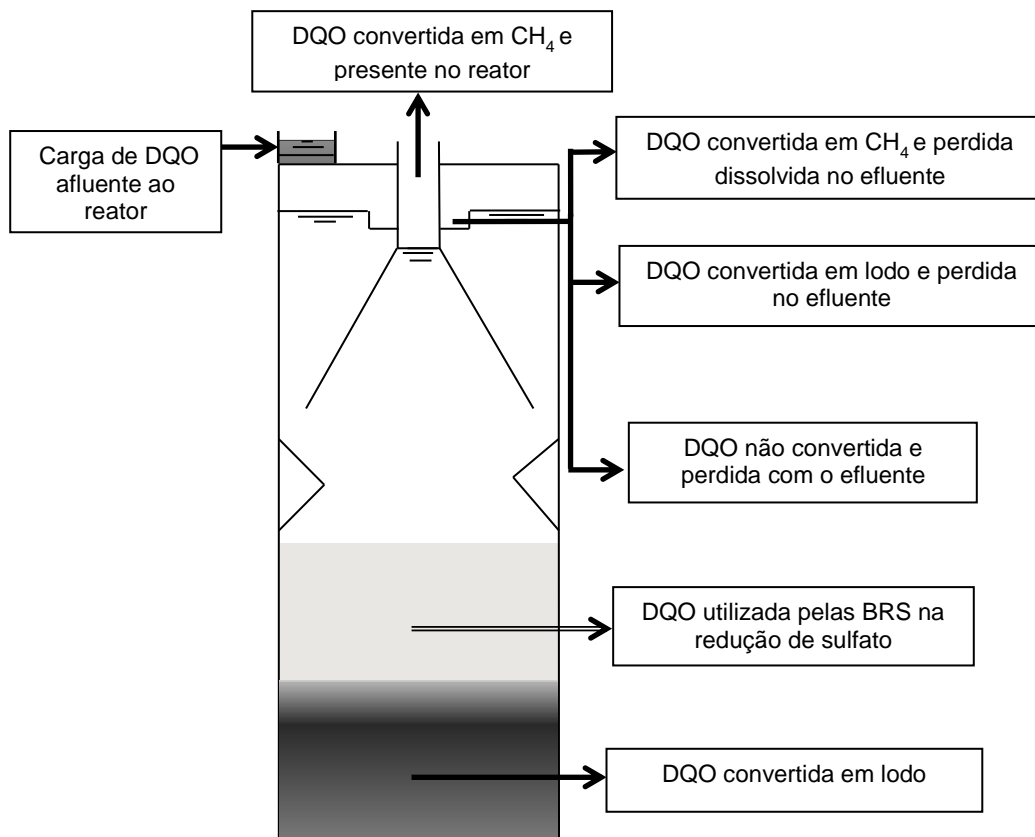
4.9 ANÁLISE DO EFEITO DA CODIGESTÃO DE LODO ALGÁCEO E ESGOTO SANITÁRIO SOBRE O BALANÇO DE MASSA DE DQO

Para realizar o balanço de massa em termos de DQO, utilizou-se a metodologia proposta por SOUZA (2010). Desta forma, foram consideradas a parcela de DQO convertida a metano (presente no biogás e que escapa dissolvida no efluente), a parcela de DQO consumida no processo de redução de sulfato, a parcela convertida em lodo (lodo retido no reator e lodo carregado com o efluente) e a parcela de DQO solubilizada no efluente. Nos cálculos do balanço utilizou-se a média de cada parcela acima descrita para cada dia monitorado, que resultaram em gramas de DQO por dia chegando ao balanço de massa em termos de DQO com os valores médios dessas parcelas.

Foram utilizados dados a cada vinte dias do perfil de sólidos no lodo (zona de digestão) e determinou-se a quantidade de DQO que foi utilizada no crescimento celular acrescido da massa descartada de sólidos voláteis no mesmo período. Além disso, adotou-se os coeficientes utilizados por SOUZA (2010) para converter estequiometricamente os valores calculados na DQO que o gerou. Na etapa 2, adicionou-se às equações as parcelas referentes ao lodo algáceo recirculado para o reator.

A Figura 25 apresenta a ilustração das parcelas calculadas no balanço de massa de DQO e a Tabela 20 e Tabela 21 apresentam os cálculos do balanço de massa em termos de DQO nas etapas 1 e 2, respectivamente. Os pontos nas Tabelas são referentes ao afluente (1), efluente (2), lodo retido no reator (3), biogás (4) e lodo algáceo (5).

Figura 25 - Ilustração das parcelas calculadas no balanço de massa de DQO



Fonte: Souza (2010).

Tabela 20 - Pontos e parâmetros medidos e calculados para realizar o balanço de massa da DQO na Etapa 1

Ponto	Parâmetros medidos	Parâmetros Calculados (Símbolo)	Fórmula (gDQO.d ⁻¹)	Observações
1	Vazão esgoto (Q _E); DQO _{total} (1)	DQO total afluente (DQO _{afll tot})	$\frac{Q_E \cdot DQO_{1tot}}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); DQO (mg.L ⁻¹)
1 e 2	Vazão (Q _E); DQO _{total} (1); DQO _{filtrada} (2)	DQO convertida (DQO _{convertida})	$\frac{Q_E \cdot (DQO_{1tot} - DQO_{2filt})}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); DQO (mg.L ⁻¹)
2	Vazão (Q _E); DQO _{filtrada} (2); Vazão (Q _E)	DQO efluente solúvel (DQO _{eff sol})	$\frac{Q_E \cdot DQO_{2filt}}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); DQO (mg.L ⁻¹)
2	Vazão (Q _E); DQO _{total} (2); DQO _{filtrada} (2)	DQO de lodo no efluente (DQO _{lodo eff})	$\frac{Q_E \cdot (DQO_{2tot} - DQO_{2filt})}{1000}$	E _L (L.d ⁻¹); DQO (mg.L ⁻¹)
1 e 2	Vazão (Q _E); SO ₄ ²⁻ dissolvido (1,2)	DQO para sulfato redução (DQO _{sulf red})	$\frac{Q_E \cdot [(S_{SO4_1} - S_{SO4_2}) \cdot 2]}{1000}$	S _{SO4²⁻} (mgS.L ⁻¹); 2gDQO/gSO ₄ ²⁻ (coef. esteq.)
2	Vazão (Q _E); CH ₄ dissolvido	DQO de metano dissolvido (DQO _{CH4 diss})	$\frac{Q_E \cdot CH_{4diss} \cdot 4}{1000}$	CH _{4diss} (mg.L ⁻¹); 4mgDQO/mgCH ₄ (coef. esteq.)
3	SV (quatro pontos no perfil)	DQO de lodo retido no reator (DQO _{lodo ret})	$\left[\frac{((Massa_{SV_{t2}} - Massa_{SV_{t1}}) + Massa_{descartada_{SV}})}{t2 - t1} \right] \cdot 1,48$	Massa _{SV} (gSV); Massa descartada _{SV} (gSV); t2 e t1 (data); 1,48 mgDQO.mgSSV ⁻¹ (coef. empir.)
4	Vazão de biogás (Q _{biog}); % CH ₄ no biogás (CH ₄ biog)	DQO de metano no biogás (DQO _{CH4 biog})	$Q_{biog} \cdot CH_4 \cdot \left(\frac{64}{26,87} \right)$	Q _{biog} (L.d ⁻¹); CH ₄ biog (%); 64/26,87 gDQO.LCH ₄ ⁻¹ a 25°C, 0,91 atm, (coef. esteq.)

Fonte: SOUZA(2010). Adaptado.

Tabela 21 - Pontos e parâmetros medidos e calculados para realizar o balanço de massa da DQO na Etapa 2

Ponto	Parâmetros medidos	Parâmetros Calculados (Símbolo)	Fórmula (gDQO.d ⁻¹)	Observações
1	Vazão esgoto (Q _E); Volume de Lodo (V _L); DQO _{total} (1); DQO _{total} (5)	DQO total afluyente (DQO _{aff tot}), DQO total lodo algáceo (DQO _{lodo tot})	$\frac{(Q_E \cdot DQO_{1tot}) + (V_L \cdot DQO_{5tot})}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); V _L (L); DQO (mg.L ⁻¹);
1,2 e 5	DQO _{total} (1,5); DQO _{filtrada} (2); Volume de Lodo (V _L); Vazão esgoto (Q _E)	DQO convertida (DQO _{convertida})	$\frac{(Q_E \cdot DQO_{1tot}) + (V_L \cdot DQO_{5tot}) - (Q_E \cdot DQO_{2filt})}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); V _L (L); DQO (mg.L ⁻¹);
2	Vazão esgoto (Q _E); DQO _{filtrada} (2)	DQO efluente solúvel (DQO _{eff sol})	$\frac{Q_E \cdot DQO_{2filt}}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); DQO (mg.L ⁻¹)
2	Vazão esgoto (Q _E); DQO _{total} (2); DQO _{filtrada} (2)	DQO de lodo no efluente (DQO _{lodo efl})	$\frac{Q_E \cdot (DQO_{2tot} - DQO_{2filt})}{1000}$	Q _E (L.d ⁻¹); DQO (mg.L ⁻¹)
1,2 e 5	SO ₄ ²⁻ dissolvido (1,2,5); Volume de Lodo (V _L); Vazão esgoto (Q _E); Vazão esgoto (Q _L)	DQO para sulfato redução (DQO _{sulf red})	$\frac{[(Q_E \cdot S_{SO4_1}) + (V_L \cdot S_{SO4_5}) - (Q_E \cdot S_{SO4_2})] \cdot 2}{1000}$	S _{SO₄²⁻} (mgS.L ⁻¹); V _L (L); Q _E (L.d ⁻¹); 2gDQO/gSO ₄ ²⁻ (coef. esteq.)
2	CH ₄ dissolvido	DQO de metano dissolvido (DQO _{CH₄ diss})	$\frac{Q_E \cdot CH_{4diss} \cdot 4}{1000}$	CH _{4diss} (mg.L ⁻¹); 4mgDQO/mgCH ₄ (coef. esteq.)
3	SV (quatro pontos no perfil)	DQO de lodo retido no reator (DQO _{lodo ret})	$\left[\frac{(Massa_{SV_{t2}} - Massa_{SV_{t1}}) + Massa_{descartada_{SV}}}{t2 - t1} \right] \cdot 1,48$	Massa _{SV} (gSV); Massa descartada _{SV} (gSV); t ₂ e t ₁ (data); 1,48 mgDQO.mgSSV ⁻¹ (coef. empir.)
4	Vazão de biogás (Q _{biog}); % CH ₄ no biogás (CH _{4 biog})	DQO de metano no biogás (DQO _{CH₄ biog})	$Q_{biog} \cdot CH_4 \cdot \left(\frac{64}{26,87} \right)$	Q _{biog} (L.d ⁻¹); CH _{4 biog} (%); 64/26,87 gDQO.LCH ₄ ⁻¹ a 25°C, 0,91 atm, (coef. esteq.)

Fonte: SOUZA(2010). Adaptada.

Para cada dia monitorado, calculou-se a porcentagem de CH₄ presente no biogás e dissolvido no efluente do reator utilizando as Equações 16 e 17 de acordo com a metodologia proposta na fundamentação teórica do PROBIO (2015).

$$C_{CH_4} = 2 \cdot 10^{-7} DQO^3 - 0,0004 DQO^2 + 0,2333 DQO + 18 \quad (16)$$

Em que:

C_{CH_4} = Concentração de metano no biogás (% v/v);

DQO = DQO afluente ao reator (mg.L⁻¹).

$$p_L = \frac{C_{CH_4}}{100} \cdot K_h \cdot F_s \quad (17)$$

Em que:

p_L = Concentração de metano dissolvido no efluente (mg.L⁻¹);

K_h = Constante de Henry (mg.L⁻¹.atm⁻¹);

F_s = Fator de supersaturação de CH₄ na fase líquida.

Para a constante de Henry (K_h), adotou-se o valor de 21,5 para a temperatura de 25°C e para fator de supersaturação de CH₄ na fase líquida adotou-se o fator de 1,35 de acordo com o Cenário típico proposto pelo modelo citado.

Por fim, aplicou-se o software STAN na versão 2.6 para criar o diagrama de Sankey do balanço de massa de DQO do reator nas duas etapas.

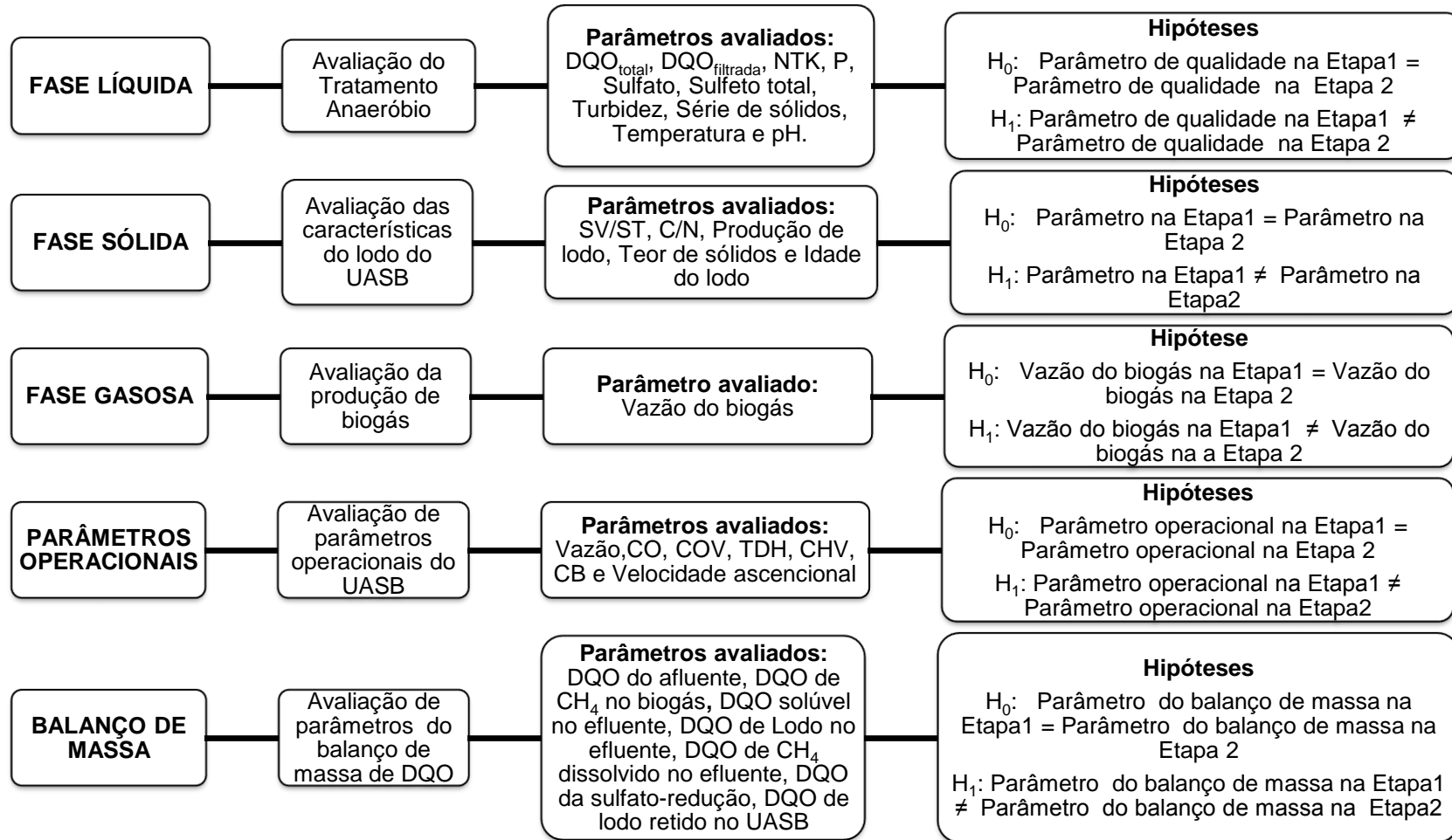
4.10 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Na análise de dados deste projeto foi utilizado o software Excel na versão 2013 para realizar a estatística descritiva dos dados, regressão linear múltipla e gráficos de linha e de dispersão. Além do software Excel, utilizou-se o software R versão 3.4.1 (R Team, 2017) para aplicar os testes de comparação de medidas de tendência central (médias e medianas). Por fim, aplicou-se o software Statística na versão 7.0 para elaboração dos gráficos box-plot.

As variáveis foram em um primeiro momento testadas em relação à sua normalidade (ou ausência da mesma) para a escolha apropriada do teste a ser empregado. Nas variáveis que apresentaram distribuição normal ($p > 0,05$) foi aplicado um teste t de Student. No caso das variáveis com distribuição não-normal foi aplicado um teste U de Mann-Whitney – mesmo na condição de uma das variáveis ser normal e outra não em etapas diferentes. No R, o teste U está implementado sob a abordagem do teste de Wilcoxon para duas variáveis (BAUER, 1972, HOLLANDER; WOLFE, 1973).

O fluxograma do tratamento estatístico aplicado nas variáveis pode ser visualizado pela Figura 26. No fluxograma estão apresentadas de forma sucinta as hipóteses utilizadas nos testes estatísticos, sendo H_0 a hipótese nula e H_1 a hipótese alternativa. Rejeitou-se a hipótese nula quando o valor $-p$ era inferior ou no máximo igual ao nível de significância α (MONTEGOMERY et. al, 2003).

Figura 26 – Fluxograma do tratamento estatístico aplicado nas variáveis obtidas durante o monitoramento das etapas avaliadas



5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentadas as características do esgoto sanitário e do lodo algáceo utilizados no reator UASB. Em seguida, será apresentada a discussão dos resultados obtidos durante a realização das duas etapas (Etapa 1 e Etapa 2) em relação ao tratamento anaeróbio, mudanças nas características do lodo no reator UASB, potencial energético do processo de codigestão anaeróbia e impacto da codigestão anaeróbia no balanço de massa de DQO do reator.

5.1 CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO SANITÁRIO

Observa-se que os valores de DQO total, Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) do esgoto sanitário utilizado nesta pesquisa estão abaixo da concentração típica de 600 mg/L, 350 mg/L e 320 mg/L, respectivamente citadas por Von Sperling (2007) (Tabela 22). O valor médio de Nitrogênio Total (considerando nitrito e nitrato como parcelas insignificantes) está acima do valor típico de 45 mgN/L e Fósforo Total está abaixo do valor típico de 7 mgP/L (VON SPERLING, 2007). Os dados sugerem que o esgoto sanitário utilizado neste estudo pode ser classificado como esgoto sanitário de características médias (TCHOBANOGLIOUS et. al., 2003).

Tabela 22 – Características do esgoto sanitário afluyente ao reator

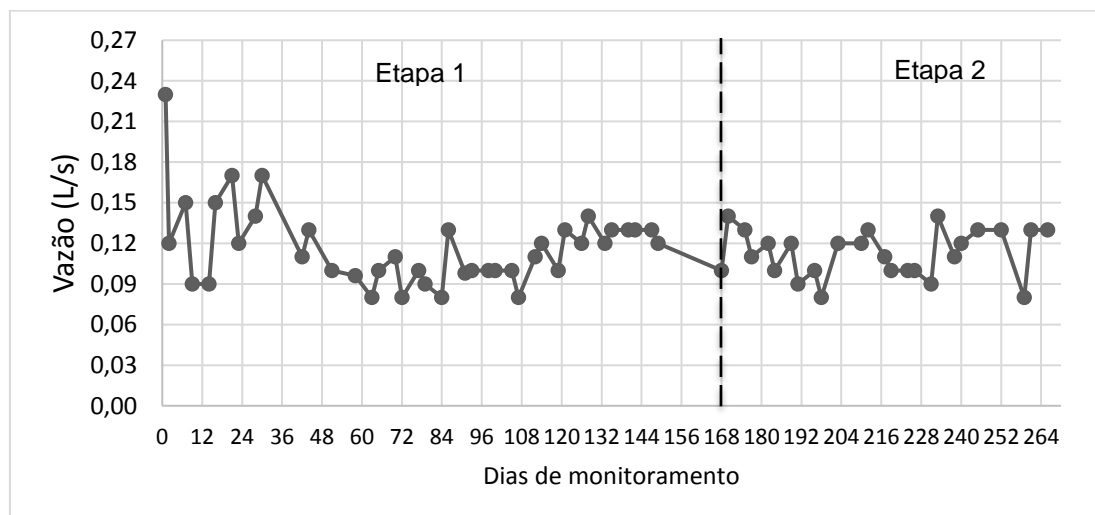
Parâmetros	(n)	Média	DP	Mediana	Mínimo	Máximo	CV (%)
DQO total (mg/L)	66	375	137	353	135	910	37
DQO filtrada (mg/L)	66	161	67	170	11	380	42
Sulfato (mgS/L)	64	26,7	8,6	25,8	5,4	52,0	32
Sulfeto Total (mgS/L)	35	8,1	3,6	7,9	1,5	17,3	44
ST (mg/L)	63	1048	557	860	580	3846	53
SF (mg/L)	62	734	470	577	74	3070	64
SV (mg/L)	62	296	156	254	86	864	53
SST (mg/L)	60	162	92	145	48	646	57
SSV (mg/L)	60	115	70	100	31	520	61
NTK (mgN/L)	45	57,3	11,8	60,0	26,0	89,6	21
P Total (mgP/L)	41	6,3	1,5	6,1	3,2	11,7	24
pH	67	7,2	0,2	7,2	6,9	7,7	3
Turbidez (NTU)	60	105,9	16,6	105,0	52,3	164,0	16
Temperatura (°C)	67	25,3	2,6	25,0	20,3	30,9	10

Fonte: Autoria própria.

Nota: As características do esgoto sanitário apresentadas nesta tabela correspondem aos dados da etapa 1 e 2 desta pesquisa.

Não houve diferença significativa (valor-p = 0,942) nas variações de vazão do esgoto sanitário afluyente ao reator durante as duas etapas monitoradas (Figura 27).

Figura 27- Vazão de esgoto sanitário afluyente ao reator durante as duas etapas



5.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS E PRODUÇÃO DO LODO ALGÁCEO

O lodo algáceo físico-químico sem pré-tratamento utilizado como substrato no processo de codigestão anaeróbia apresentou em média uma concentração de 0,37% de ST e 0,27% de SV (Tabela 23). A média de SV/ST do lodo algáceo chegou a 0,73, resultando em um lodo com elevada matéria orgânica biodegradável. A análise de identificação de espécies realizada em outra pesquisa com o efluente das lagoas de alta taxa identificou que os principais grupos taxonômicos presentes foram: *Bacillariophyceae*, *Chlorophyceae*, *Chrsophyceae*, *Cyanophyceae*, *Euglenophyceae* e *Fitoflagelados*, com predominância das espécies *Fitoflagelado sp1*, *Synura sp 1*, *Chlorella vulgaris*, *Dictyosphaerium ehrenbergianum Nägeli*. Tais espécies estavam presentes no lodo algáceo.

Tabela 23 – Características do lodo algáceo utilizado como substrato no processo de codigestão anaeróbia no reator UASB

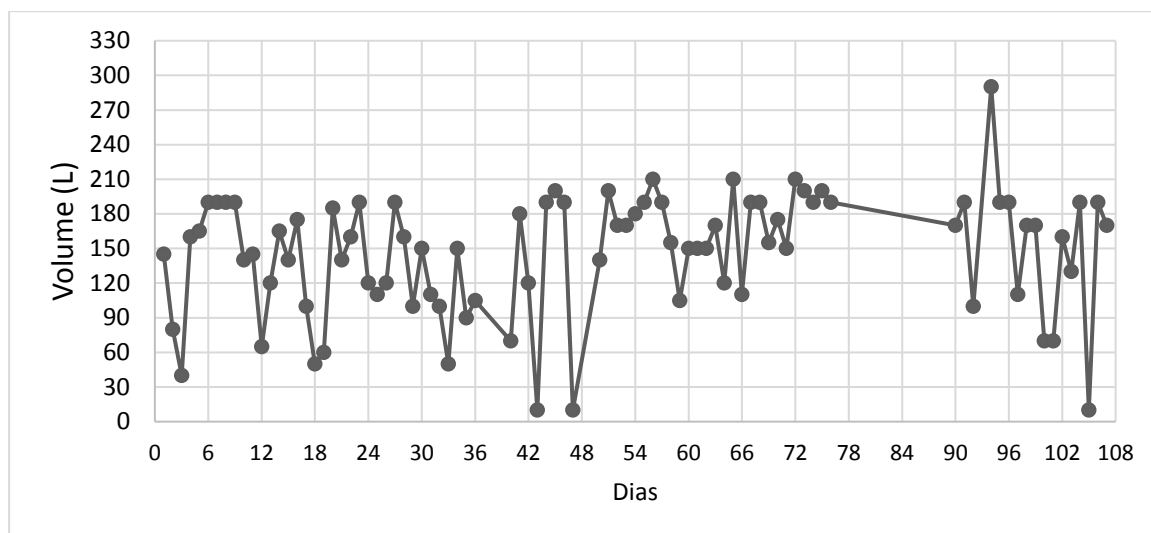
Parâmetros	(n)	Média	DP	Mediana	Mínimo	Máximo	CV (%)
DQO (g/L)	24	5	1	5	2	8	20
Sulfato (mgS/L)	24	15,6	8,3	16,2	2,3	41,2	53
Sulfeto (mgS/L)	10	22,4	10,1	20,1	2,5	18,3	45
ST (g/L)	24	3,7	1,2	3,6	1,2	5,7	32
SF (g/L)	24	1,2	0,5	1,1	0,5	2,1	42
SV (g/L)	24	2,7	1,1	2,5	0,5	4,6	41
NTK (mgN/L)	21	275,3	178,2	221,0	30,0	644,0	65
P Total (mgP/L)	8	23,1	7,1	21,5	16,4	37,4	31
SV/ST	24	0,73	0,10	0,74	0,60	0,90	14
C/N	13	12	4	13	5,6	18	33
Volume de lodo algáceo produzido por dia (L)	88	147	52	160	10	290	35

Fonte: A autoria própria.

A Figura 28 exhibe a produção do lodo algáceo durante a etapa 2. Vale a pena ressaltar que para realizar o processo de codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo

algáceo no UASB foi utilizada toda a produção de lodo algáceo disponível, em média 147 L/d.

Figura 28 – Produção de lodo algáceo diária durante a etapa 2



5.3 DESEMPENHO DO TRATAMENTO ANAERÓBIO

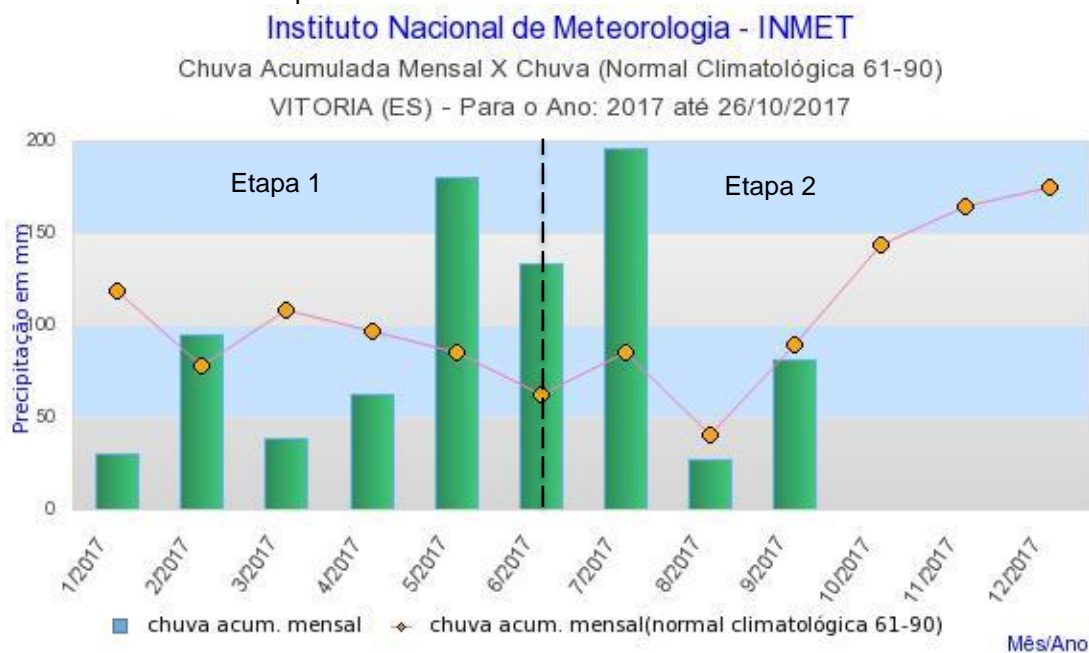
A Tabela 24 apresenta as características da fase aquosa na entrada e na saída do reator UASB, nas duas etapas avaliadas. Os dados relativos ao afluente na etapa 2 correspondem às médias ponderadas das características do esgoto sanitário e do lodo algáceo.

Tabela 24 – Características da fase aquosa na entrada e na saída do reator UASB

Parâmetros	ETAPA 1				ETAPA 2							
	(n)	Afluente (Esgoto bruto)	(n)	Efluente	(n)	Esgoto bruto	(n)	Lodo algáceo	(n)	Afluente	(n)	Efluente
DQOtotal (mg/L)	40	406 ± 116	39	160 ± 42	27	335 ± 156	24	4939 ± 1423	27	395 ± 147	27	125 ± 40
DQOfiltrada (mg/L)	39	183 ± 62	39	104 ± 36	27	129 ± 61	-	-	27	-	27	65 ± 30
ST (mg/L)	40	1097 ± 625	40	802 ± 353	23	962 ± 410	26	3691 ± 1179	22	990 ± 413	22	677 ± 204
SF (mg/L)	39	796 ± 524	39	657 ± 322	23	629 ± 349	23	1164 ± 456	22	635 ± 343	22	557 ± 204
SV (mg/L)	39	307 ± 147	38	145 ± 68	22	272 ± 170	23	2527 ± 1128	22	355 ± 332	22	119 ± 56
SST (mg/L)	39	186 ± 100	39	48 ± 16	20	116 ± 49	-	-	20	-	20	41 ± 22
SSV (mg/L)	39	133 ± 77	39	33 ± 13	21	82 ± 37	-	-	21	-	21	23 ± 15
SSD (mL/L)	-	-	24	0,3 ± 0,2	-	-	-	-	15	-	15	0,3 ± 0,5
NTK (mgN/L)	33	58,9 ± 8,6	33	51,8 ± 4,4	14	50,1 ± 27,9	22	180,7 ± 82,7	19	54,5 ± 18,1	12	59,2 ± 36,4
P Total (mgP/L)	32	6,7 ± 1,4	32	5,6 ± 0,5	9	4,8 ± 0,7	9	22,0 ± 7,5	9	4,5 ± 0,7	9	4,1 ± 0,6
Sulfato (mgS/L)	38	26,1 ± 9,7	38	9,4 ± 6,1	27	27,3 ± 6,9	25	15,9 ± 8,4	27	27,3 ± 6,8	27	11,4 ± 6,9
Sulfeto Total (mgS/L)	21	7,7 ± 3,6	21	20,8 ± 9,7	14	8,6 ± 3,7	10	22,4 ± 10,1	10	9,1 ± 3,6	14	24,9 ± 8,0
pH	40	7,2 ± 0,2	40	6,9 ± 0,1	27	7,3 ± 0,2	3	7,7 ± 3,1	-	-	27	7,1 ± 0,1
Turbidez (NTU)	35	103,8 ± 13,2	35	58,5 ± 10,1	25	108,9 ± 20,5	-	-	-	-	25	60,5 ± 8,7
Temperatura (°C)	40	26,8 ± 2,4	40	26,5 ± 2,4	27	23,6 ± 1,5	-	-	-	-	27	23,2 ± 1,4

Testes estatísticos do tipo U de Mann-Whitney sobre os parâmetros do esgoto bruto durante o monitoramento das duas etapas, indicaram que houve diferença nas medianas das amostras quanto aos parâmetros de DQO total (valor-p = 0,000), DQO filtrada (valor-p = 0,000), Sólidos Suspensos Totais (valor-p = 0,000), Sólidos Suspensos Voláteis (valor-p = 0,000), Fósforo Total (valor-p = 0,000) e Temperatura (valor-p = 0,000). Vale a pena ressaltar que as mudanças ocasionadas nesses parâmetros podem estar relacionadas ao aumento da pluviosidade e mudança nas estações do ano que ocorreram durante o período da pesquisa. A precipitação (mm) acumulada e mensal em Vitória de janeiro a setembro de 2017 foi bastante variada, sendo maior na etapa 2 (Figura 29). Em uma Cidade, é difícil ter-se a separação total dos esgotos e das águas pluviais. Conexões clandestinas de águas pluviais em sistemas de esgotamento sanitário ocorrem frequentemente (VON SPERLING, 2007). Desta forma, com o aumento da precipitação pode ocorrer a infiltração de águas pluviais nas redes coletoras do sistema de esgotamento sanitário. Esse fato provoca a diluição das águas residuárias afluente as ETEs.

Figura 29 - Precipitação (mm) acumulada e mensal em Vitória de janeiro a setembro/2017, período de monitoramento das duas etapas

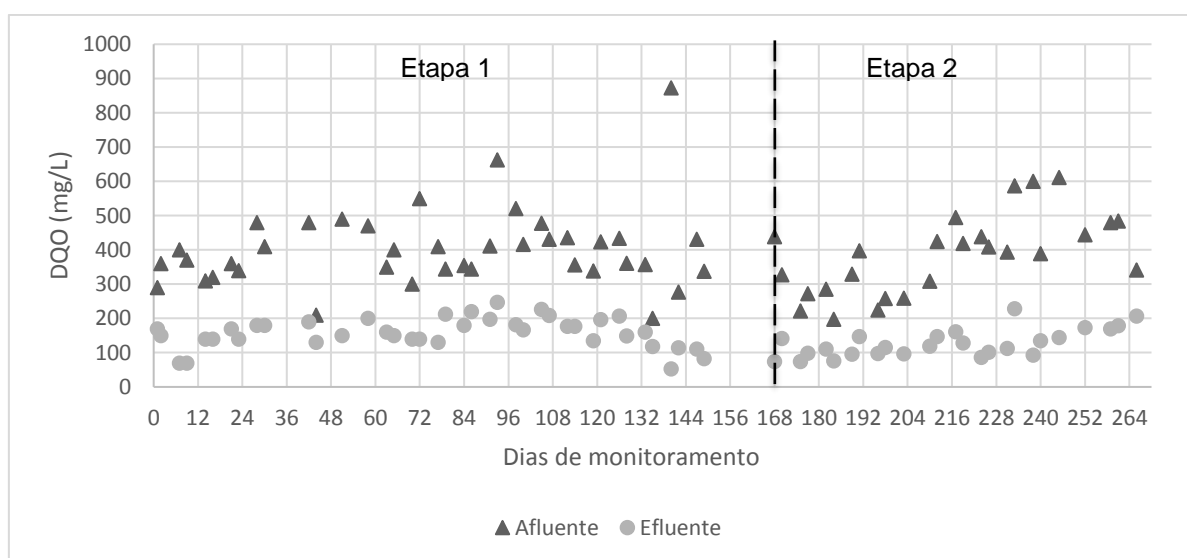


Fonte: Dados da Rede do INMET, acesso em 26/10/2017

5.3.1 Remoção de Matéria Orgânica

Pelo teste *t* (Student), houve diferença nas médias das amostras de DQO total (valor-*p* = 0,001) e DQO filtrada (valor-*p* = 0,000) do efluente do reator entre as duas etapas (Figura 30). A DQO total e filtrada do efluente apresentaram em média uma redução de 22% e 38%, respectivamente, na etapa 2 comparando com a etapa 1. Esse fato, como mencionado anteriormente, pode ter relação com o aumento da pluviosidade durante a etapa 2.

Figura 30 – Concentração de DQO total no afluente e efluente do reator UASB nas duas etapas



As cargas orgânicas médias afluente e efluente na etapa 1 foram de $4,3 \pm 1,4$ kgDQO.d⁻¹ e $1,7 \pm 0,5$ kgDQO.d⁻¹, respectivamente, o que corresponde à uma remoção média de 60%. Na etapa 2 as cargas orgânicas médias afluente e efluente foram de $3,7 \pm 1,4$ kgDQO.d⁻¹ e $1,2 \pm 0,5$ kgDQO.d⁻¹, respectivamente, que resultaram em uma remoção média de 67%. A análise estatística indicou pelo teste U de Mann-Whitney que não houve diferença (valor-*p* = 0,060) entre as cargas orgânicas aplicadas no reator nas duas etapas. Esse fato sugere que a carga de lodo algáceo inserida no UASB na etapa 2 foi relativamente pequena, já que não foi observado aumento da carga afluente ao sistema durante o processo de codigestão anaeróbia.

As microalgas presentes no afluente do reator na etapa 2 possuem variações na sua composição química. Essas variações dependem principalmente das características

de cada espécie e das condições ambientais de cultivo. Tais variações podem afetar o desempenho do processo de digestão anaeróbia (SIALVE; BERNET; BERNARD, 2009) e conseqüentemente o processo de remoção da matéria orgânica no UASB.

Apesar disso constata-se que, em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica, o reator apresentou valores típicos apresentados pela literatura, considerando o TDH médio de 8,8h e 9,5h nas etapas 1 e 2, respectivamente (Tabela 25). Sendo assim, a inserção do lodo algáceo não prejudicou o desempenho do UASB em termos de remoção da matéria orgânica. Nota-se que o reator demonstrou ser um sistema robusto em relação a manutenção da estabilidade do sistema.

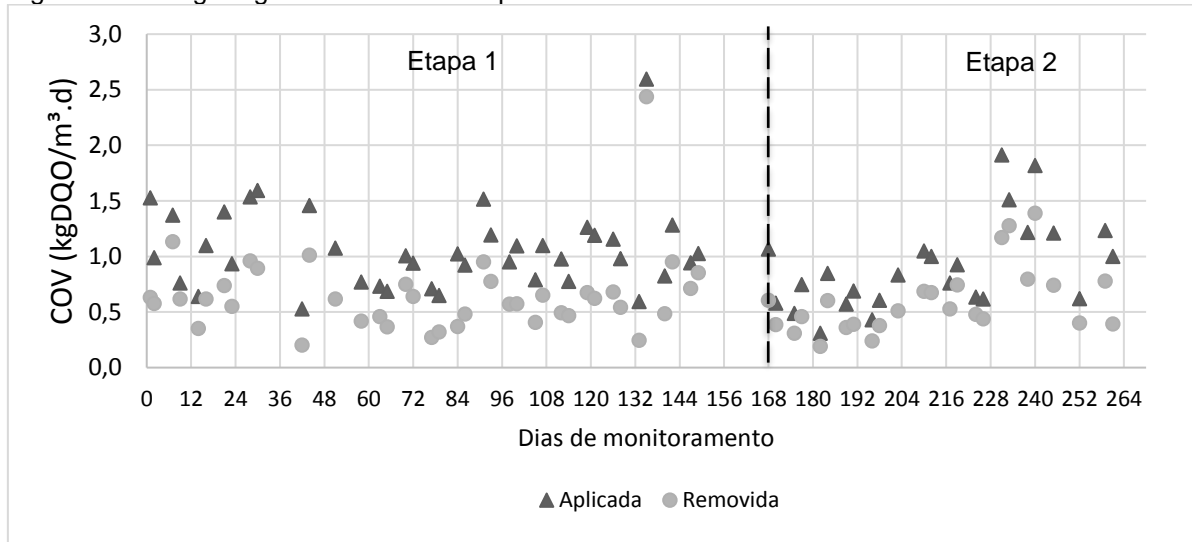
Tabela 25 – Comparação de resultados de remoção de DQO em UASBs tratando esgoto sanitário

Referência	Redução de DQO total (%)	TDH (h)
Florêncio, Kato, Morais (2001)	60-90	8,8 a 9,7
Syutsubo et al (2011)	64	9,7
Castro (2010)	66	8,4
Chernicharo, Cardoso (1999)	80	7,5
Essa pesquisa – Etapa 1	60	8,8
Essa pesquisa – Etapa 2	67	9,5

Fonte: Autoria própria.

A carga orgânica volumétrica (COV) média aplicada ao reator foi de 1,14 kgDQO.m³.d⁻¹ e 0,98 kgDQO/m³.d⁻¹ nas etapas 1 e 2 respectivamente, sendo que na etapa 2 a COV média correspondente ao lodo algáceo foi de 0,19 kgDQO/m³.d⁻¹(Figura 31). Nota-se que na etapa 2, a COV de lodo algáceo contribuiu para que não houvesse uma maior redução na COV afluenta ao reator, devido a diluição do esgoto sanitário.

Figura 31 – Carga orgânica volumétrica aplicada e removida no reator UASB



5.3.2 Remoção de Sólidos

Houve diminuição na concentração de SSV no efluente na Etapa 2 (valor-p = 0,026), provavelmente devido ao período chuvoso. O aumento significativo da concentração de SV no afluente (valor-p = 0,000) está relacionado com a inserção do lodo algáceo, que incrementou a fração biodegradável afluente na etapa 2. Não houve diferença na concentração de sólidos sedimentáveis presentes no efluente do reator entre as etapas (valor-p= 0,899).

No geral, os valores das concentrações da série de sólidos de ST e SF tiveram um decréscimo tanto no afluente como no efluente da etapa 1 para a etapa 2. A Tabela 26 apresenta uma comparação entre os resultados de SST no efluente do monitoramento obtido nesta pesquisa e os resultados obtidos em outras pesquisas utilizando reator UASB no tratamento de esgoto sanitário em clima tropical.

Tabela 26 - Comparação entre os resultados de SST no efluente do monitoramento obtido nesta pesquisa e os resultados obtidos em outras pesquisas utilizando UASB no tratamento de esgoto sanitário

Referência	Média de SST no efluente (mg/L)
Gonçalves; Araújo; Chernicharo (1997)	50
Chernicharo; Cardoso (1999)	32
Borges (2005)	43
Veronez (2001)	52
Versiani (2005)	43
Essa pesquisa – Etapa 1	48
Essa pesquisa – Etapa 2	41

Fonte: Autoria própria.

Nota-se que a concentração de SST no efluente do UASB desta pesquisa está coerente com os valores encontrados na literatura.

5.3.3 Remoção de Nutrientes

Observa-se uma pequena queda no valor de NTK e P no início da etapa 2, que pode estar relacionada com a diluição do esgoto bruto citada anteriormente (Figura 32 e Figura 33). As concentrações de P permanecem menores na etapa 2 com diferença significativa no afluente (valor-p = 0,000) e efluente (valor-p = 0,000). As concentrações de NTK aumentaram atingindo valores no efluente superiores à etapa 1. O aumento na concentração de NTK no efluente do reator da etapa 1 (51,8 mgN.L⁻¹) para a etapa 2 (59,2 mgN.L⁻¹) está relacionado com a presença de proteínas proveniente das microalgas no efluente do UASB, porém esta diferença não foi significativa (valor-p = 0,473).

Figura 32 – Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluente do reator

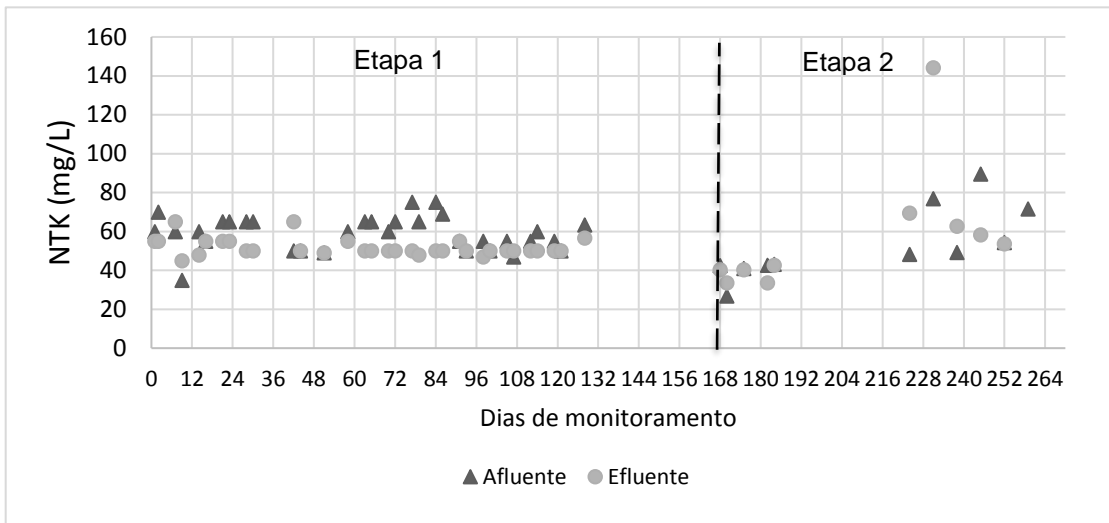
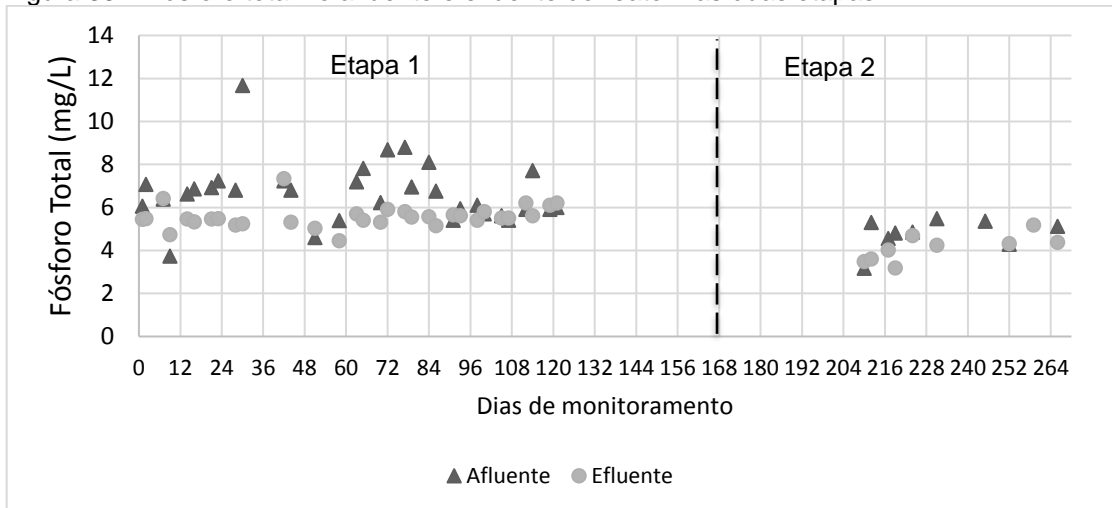


Figura 33 – Fósforo total no afluente e efluente do reator nas duas etapas



É do conhecimento da literatura técnica especializada que os reatores UASB praticamente não removem nutrientes. A remoção de nitrogênio e fósforo pode ser um objetivo explícito do tratamento de esgoto, devido ao impacto causado nos corpos receptores, no entanto deve-se lembrar que nem sempre ela é desejada ou necessária (VON SPERLING, 2007). No contexto do sistema proposto, um efluente anaeróbico rico em nutrientes é benéfico, já que o efluente do reator é utilizado como afluente para as lagoas de alta taxa com o objetivo de produzir microalgas, além de realizar e remoção complementar da matéria orgânica carbonácea.

5.3.4 Presença de Sulfatos e Sulfetos

A média de sulfato no esgoto sanitário aumentou de 26,1 mgS/L (78,1 mgSO₄²⁻/L) na etapa 1 para 27,3 mgS/L (81,7 mgSO₄²⁻/L) na etapa 2, porém esse aumento não foi significativo (valor-p=0,060). Comparando-se os valores de sulfato presente no esgoto sanitário utilizado nessa pesquisa com as concentrações de sulfato encontradas na literatura, observa-se que o esgoto sanitário desse estudo apresentou valores relativamente altos de SO₄²⁻. Metcalf e Eddy (2003) citam valores variando de 20 a 50 mgSO₄²⁻/L no esgoto bruto, Eller (2012) encontrou um valor médio de 38,5 ± 5 mgSO₄²⁻/L e SOUZA (2010) encontrou um valor médio de 42 mgSO₄²⁻/L.

Na etapa 1, a concentração de sulfato decresceu de 26,1 mgS/L (78,1 mgSO₄²⁻/L) no afluente para 9,4 mgS/L (28,1 mgSO₄²⁻/L) no efluente. Na etapa 2, o sulfato decresceu de 27,3 mgS/L (81,7 mgSO₄²⁻/L) no afluente para 11,4 mgS/L (34,1 mgSO₄²⁻/L) no efluente. Em relação ao sulfeto, esse aumentou de 7,7 mgS/L no esgoto sanitário para 20,8 mgS/L no efluente na etapa 1 e aumentou de 8,6 mgS/L no esgoto sanitário para 24,9 mgS/L no efluente na etapa 2. Essa mudança ocorre principalmente devido à redução de sulfato para sulfeto pela ação das bactérias redutoras de sulfato (BRS), as quais metabolizam diversos compostos orgânicos intermediários. As BRS utilizam os derivados de enxofre como aceptores finais de elétrons, tais como: sulfato, sulfito e outros compostos sulfurados (SOUZA, 2010).

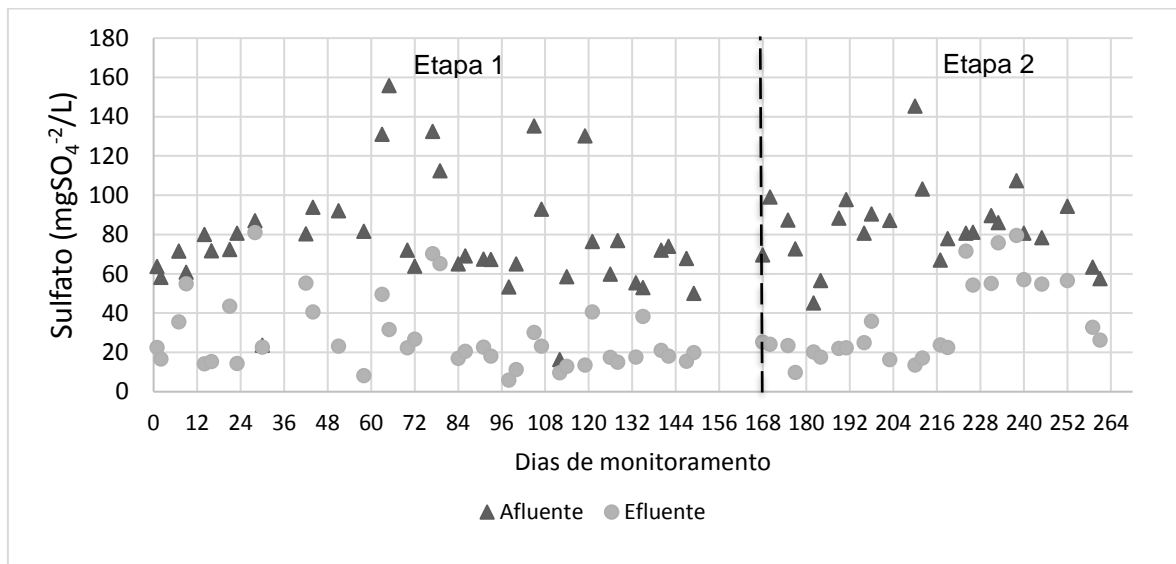
A concentração média de sulfato no lodo algáceo foi inferior ao esgoto sanitário (15,9 mgS/L ou 47,6 mgSO₄²⁻/L). Devido ao baixo teor de aminoácidos sulfurados, a digestão do lodo algáceo liberta uma menor quantidade de sulfeto de hidrogênio do que outros tipos de substratos orgânicos (BECKER, 1988). Nota-se que na etapa 2 o lodo algáceo não contribuiu para o aumento da concentração de sulfato no afluente, já que o valor médio da concentração de SO₄²⁻ no afluente na etapa 1 e 2 foram os mesmos valores (81,7 mgSO₄²⁻/L). A concentração de sulfato no afluente da etapa 2 correspondeu a média ponderada da concentração do esgoto sanitário e lodo algáceo.

A sulfato-redução não pode ser ignorada, principalmente em esgoto doméstico com alta concentração de sulfato (SINGH; VIRARACHAVAN, 1998). Quanto maior a concentração de SO₄²⁻ no esgoto, maior a produção de sulfeto de hidrogênio (H₂S), o

que não é desejável pela emissão de mal odor e efeito corrosivo. Além disso, menor será a produção de metano. As arqueias metanogênicas competem com as bactérias redutoras de sulfato pelo acetato, sendo que a magnitude desta competição está relacionada a vários aspectos, entre os quais o pH e a relação DQO/SO₄²⁻ no esgoto (SOUZA, 2010).

Considerando a DQO média afluente ao reator nas duas etapas, chegou-se a relação DQO/SO₄²⁻ de 5 na etapa 1 (406 mgDQO.L⁻¹/78,1 mgSO₄²⁻/L) e 5 na etapa 2 (395 mgDQO.L⁻¹/81,7 mgSO₄²⁻/L). De acordo com Lobato (2011), quando a relação DQO/SO₄²⁻ está abaixo de 10 o sistema anaeróbio tem dificuldades para proceder à degradação da matéria orgânica em taxas satisfatórias. Além disso, uma inibição mais acentuada das metanogênicas ocorre quando a relação DQO/SO₄²⁻ é inferior a 7 (CHERNICHARO, 2007). Nota-se que ao longo do período monitorado a concentração de sulfato foi alta no afluente tendo alguns picos atingindo um valor máximo de 155,9 mgSO₄²⁻/L durante todo o período monitorado (Figura 34).

Figura 34 – Concentração de sulfato no afluente e efluente do reator nas duas etapas



Além da relação DQO/SO₄²⁻, o pH é um importante parâmetro que influencia a competição das arqueias metanogênicas e as BRS (SUBTIL; CASSINI; GONÇALVES, 2012). Visser, Gao e Lettinga (1993) pesquisaram a relação da remoção da matéria orgânica em função do pH em três reatores UASB. Os resultados mostraram que com

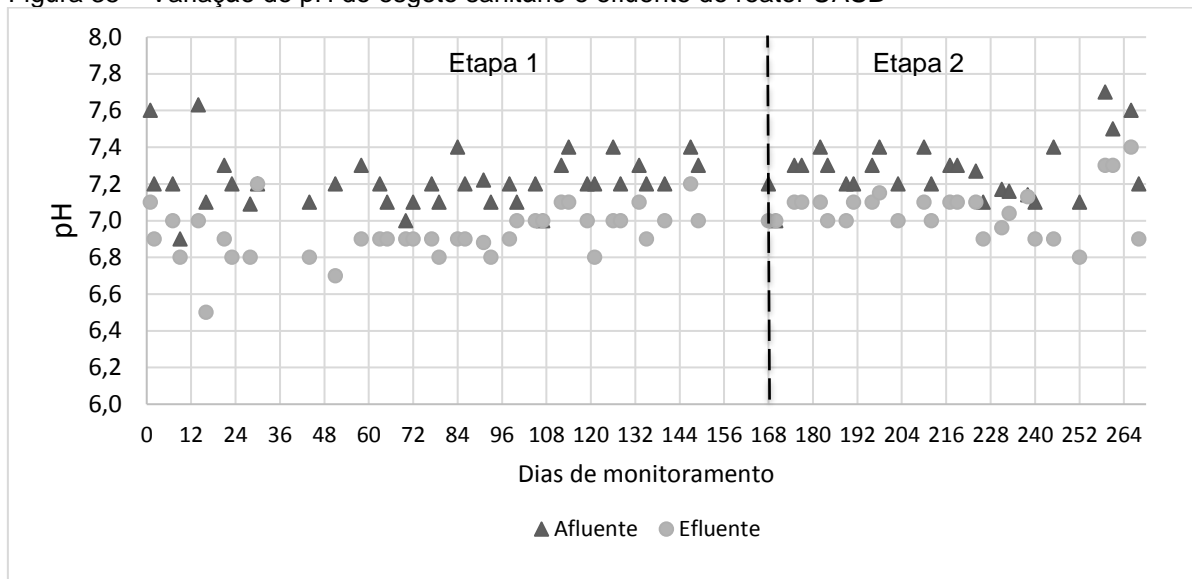
pH acima de 8 ocorre a predominância da sulfato-redução e, aparentemente, quando o pH está na faixa de 6,75-7,5 ocorre um tipo equilíbrio entre a produção de metano e a redução do sulfato.

5.3.5 pH, Temperatura e Turbidez

Em média, o pH do afluente e do efluente nas duas etapas situou-se próximo à neutralidade com valores médios de 7,2 e 6,9 no afluente e efluente na etapa 1 e 7,3 e 7,1 no afluente e efluente na etapa 2, respectivamente. O lodo algáceo também apresentou um pH próximo ao neutro com média de 7,7.

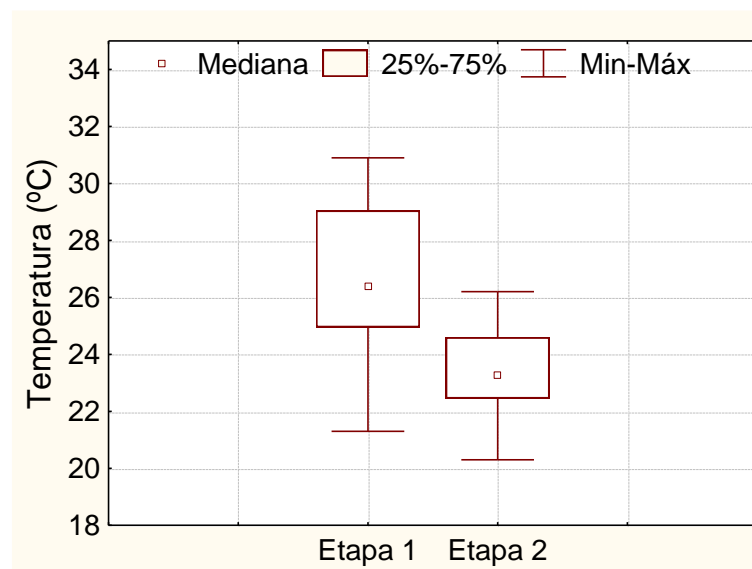
A faixa de pH entre 6,6 a 7,4 é a faixa ótima para a atividade metabólica das arqueias metanogênicas. Valores abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, pois podem inibir por completo a formação de metano (CHERNICHARO, 2007). O teste do tipo U de Mann-Whitney sobre o parâmetro de pH indicou que houve diferença nas medianas das amostras do pH do efluente entre as duas etapas (valor-p = 0,000). Houve um aumento no pH do efluente do reator na etapa 2, no entanto o valor médio continuou dentro da faixa da neutralidade ($7,1 \pm 0,1$). Esse fato indica que não houve acumulação de ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV) dentro do reator (Figura 35). Os AGV são formados na acidogênese por bactérias anaeróbias e são indicadores importantes de problemas no processo (TUNES, 2017). Desta forma, os dados sugerem que o processo de codigestão anaeróbia não resultou em modificações negativas neste parâmetro e não interferiu negativamente na estabilidade do processo.

Figura 35 – Variação do pH do esgoto sanitário e efluente do reator UASB



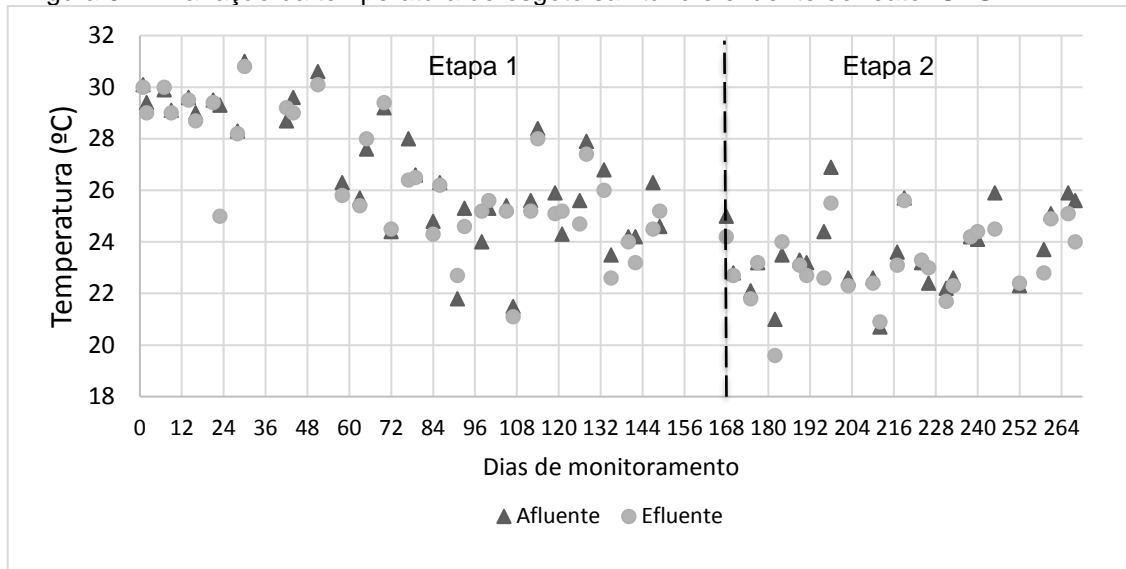
As temperaturas correspondentes à média aritmética do afluente e efluente foram de 26,7°C (mínima de 21,3 °C e máxima de 30,9 °C) na etapa 1 e 23,4 °C (mínima de 20,3 °C e máxima de 26,2 °C) na etapa 2 (Figura 36). Houve queda no valor deste parâmetro na etapa 2 decorrente da mudança de estação do ano que na etapa 1 compreendeu a estação de verão e início do inverno e na etapa 2 compreendeu a estação de inverno e início da primavera. A redução da temperatura foi significativa (valor-p = 0,000) pelo Teste *t* (Student).

Figura 36 – Box-plot da temperatura do esgoto sanitário e efluente do reator na etapa 1 e 2



A temperatura é um parâmetro importante no processo de tratamento anaeróbio, pois está relacionada com o metabolismo e reprodução das bactérias fermentativas (MAMANI, 2015). De acordo com Borges (2005), alterações significativas no metabolismo das bactérias podem ocorrer em função de variações na temperatura o que gera a redução da eficiência da digestão anaeróbia. Além disso, em baixas temperaturas ocorre a diminuição da taxa de hidrólise e uma diminuição da fração da matéria orgânica degradável o que causa uma queda no desempenho do reator (LEW et al, 2004). Observando as variações da temperatura ao longo do monitoramento, nota-se o decaimento da etapa 1 para a etapa 2 (Figura 37).

Figura 37 – Variação da temperatura do esgoto sanitário e efluente do reator UASB



A turbidez no esgoto sanitário é causada pela presença de matéria em suspensão e coloidal, bem como pela presença de microrganismos (SAMHAN et al, 2007). A medida de turbidez indica um aumento ou uma diminuição da quantidade de sólidos suspensos presente no esgoto doméstico afluente ou no efluente (BORGES, 2005). A turbidez no efluente do reator foi de $58,5 \pm 10,1$ NTU na etapa 1 e de $60,5 \pm 8,7$ NTU na etapa 2 com TDH de 8,8 horas e 9,5 horas nas etapas 1 e 2, respectivamente. Yaya-Beas et al (2016) citaram um valor de 53 ± 23 NTU no efluente de um reator UASB em escala piloto operando com um TDH de 8,1 horas. Logo, os valores encontrados neste estudo estão compatíveis com o indicado na literatura. Observa-se que ocorreu um pequeno aumento na turbidez do efluente do reator da etapa 1 (58,5 NTU) para a etapa 2 (60,5 NTU). Esse aumento pode ter relação com a presença de

microalgas no efluente do UASB na etapa 2 durante a codigestão anaeróbia. Contudo, a análise estatística indicou que não houve diferença significativa nas medianas das amostras do afluente (valor-p = 0,120) e efluente (valor-p = 0,376) para esse parâmetro entre as duas etapas.

5.4 AVALIAÇÃO DAS MUDANÇAS NAS CARACTERÍSTICAS DO LODO NO REATOR UASB

5.4.1 Idade do Lodo e Produção de Sólidos

A partir dos valores médios da massa de sólidos dentro do reator e dos valores médios da produção sólidos no sistema, calculou-se a idade do lodo ou tempo de retenção celular obtida pela razão entre massa de sólidos dentro do reator e a produção de sólidos (Equação 16) (CAVALCANTI et al, 1999). A idade do lodo foi de 108 dias na etapa 1 para um TDH médio de 8,8 h e 98 dias na etapa 2 para um TDH médio de 9,5h.

Um experimento realizado por Cavalcanti et. al (1999) em um UASB em escala piloto tratando esgoto sanitário, encontrou um valor de idade do lodo de 40 dias para um TDH de 4h e de 100 dias para um TDH de 8h. Van Haandel e Lettinga (1994) encontraram faixas para a idade do lodo de 20 a 50 dias para um TDH de 4 a 6 horas em um UASB tratando esgoto sanitário em região com clima tropical. Uemura e Harada (2000) obtiveram um tempo de retenção de sólidos de 117 dias para um UASB trabalhando com 4,7h de TDH na temperatura de 25°C e 110 dias para o mesmo TDH, mas com temperatura de 17°C. Desta forma, pode-se inferir que os valores encontrados neste estudo estão de acordo com a faixa de idade do lodo citados na literatura para UASBs.

Observou-se que apesar do aumento do TDH de 8,8h (etapa 1) para 9,5h (etapa 2), houve uma pequena diminuição na idade do lodo da etapa 1 para a etapa 2, embora essa diferença não seja significativa (valor-p = 0,062). No entanto, de acordo com Van Haandel et al (2015), o aumento no TDH implica no aumento da idade do lodo devido

a diminuição da carga hidráulica aplicada no sistema. O aumento na idade do lodo facilita a hidrólise da matéria orgânica biodegradável no lodo retido e sua conversão para substrato solúvel, depois transformado em metano.

A produção de lodo foi de $0,48 \pm 0,32$ kgST.d⁻¹ na etapa 1 e $0,57 \pm 0,43$ kgST.d⁻¹ na etapa 2. O aumento que ocorreu da etapa 1 para a etapa 2 de ST não foi significativo (valor-p = 0,958). O valor da DQO removida foi de 2,55 kgDQO_{removida}.d⁻¹ e 2,68 kgDQO_{removida}.d⁻¹ nas etapas 1 e 2, respectivamente. Desta forma, a produção específica de lodo foi de 0,19 kgST/kgDQO_{removida} ($0,48 \text{ kgST.d}^{-1}/2,55 \text{ kgDQO}_{\text{removida}}.\text{d}^{-1}$) na etapa 1 e 0,21 kgST/kgDQO_{removida} ($0,57 \text{ kgST.d}^{-1}/2,68 \text{ kgDQO}_{\text{removida}}.\text{d}^{-1}$). A Tabela 27 apresenta a comparação da produção específica de lodo em reatores UASB desta pesquisa com outros estudos.

Tabela 27 – Comparação da produção específica de lodo em reatores UASB desta pesquisa com outros estudos

Referência	Y_{UASB} (kgST/kgDQO _{removida})
Veronez (2001)	0,11
Van Haandel e Lettinga (1994)	0,14-0,20
Gonçalves, Araújo, Bof (1999)	0,14-0,16
Essa pesquisa – Etapa 1	0,19
Essa Pesquisa – Etapa 2	0,21

Fonte: Autoria própria.

A produção de lodo em um reator UASB depende da composição do esgoto bruto, bem como das condições operacionais do reator. De acordo com Veronez (2001), a produção de lodo em um UASB se situa na faixa de 0,07 a 0,39kgST/kgDQO_{removida}. Constata-se que os valores apresentados nesta pesquisa estão dentro da faixa indicada pela literatura.

5.4.2 Teor de Sólidos no lodo do reator

A concentração de sólidos na região do leito (T1) apresentou concentração média de sólidos totais dentro da faixa típica indicada por Chernicharo (2007) para essa região (4-10%) nas duas etapas (Tabela 28). A região da manta de lodo (T2 a T3), apresentou

valores médios de ST abaixo do esperado (1,5 – 3%) (CHERNICHARO, 2007), com exceção da T2 na etapa 1.

Tabela 28 – Teor de sólidos nas amostras de lodo

Etapa	Parâmetros	(n)	T1	T2	T3	T4
1	ST (g/L)	19	49 ± 7	20 ± 9	10 ± 7	7 ± 6
	SV (g/L)		33 ± 4	14 ± 6	6 ± 5	5 ± 4
	SF (g/L)		15 ± 4	6 ± 5	3 ± 2	2 ± 2
	SV/ST		0,69	0,68	0,56	0,49
2	ST (g/L)	13	44 ± 7	14 ± 4	11 ± 4	9 ± 3
	SV (g/L)		31 ± 5	10 ± 3	8 ± 3	6 ± 2
	SF (g/L)		13 ± 3	4 ± 1	3 ± 1	2 ± 1
	SV/ST		0,70	0,74	0,75	0,70

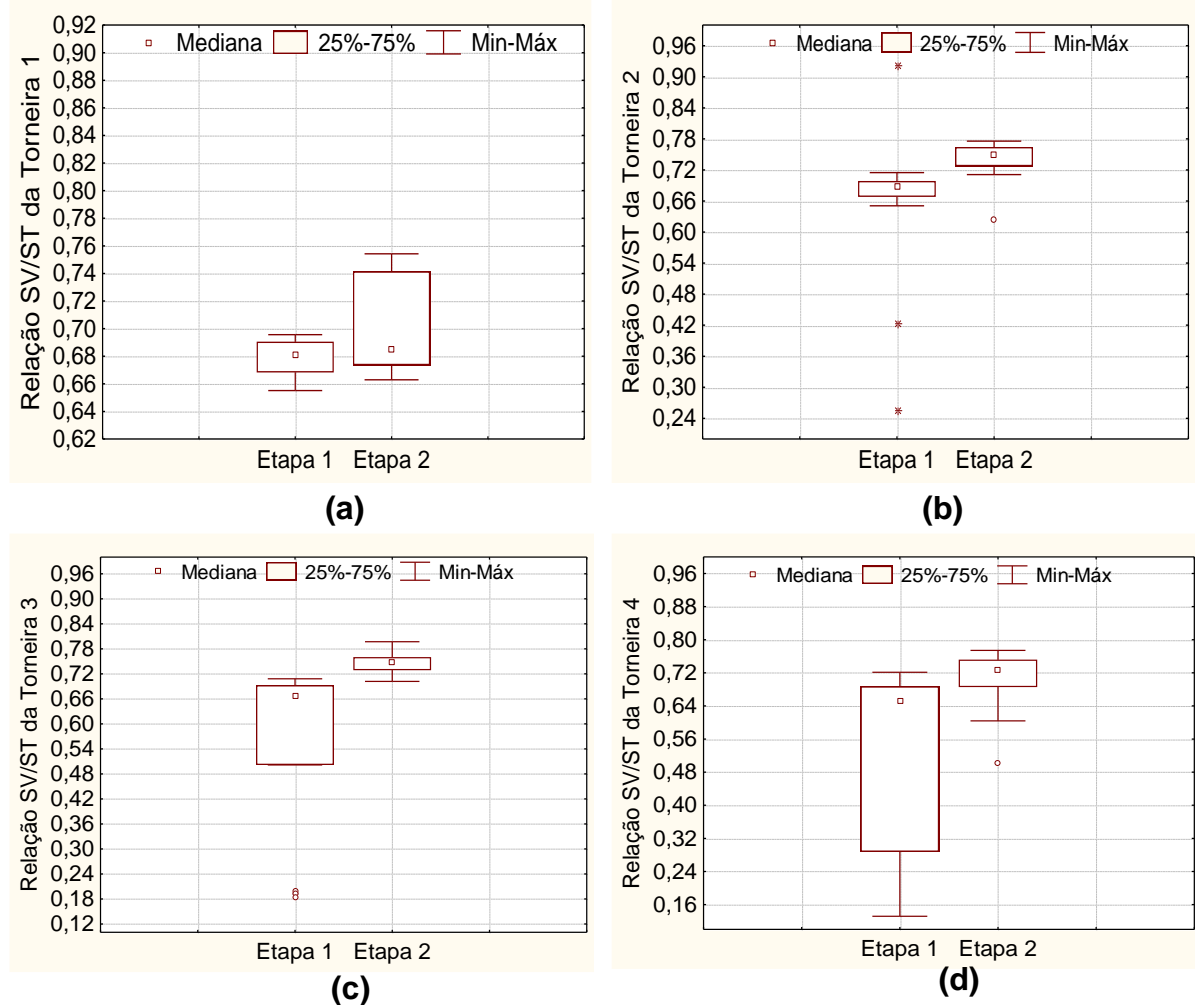
Fonte: Autoria Própria.

Os valores médios da relação SV/ST indicam que o lodo estava relativamente estabilizado na etapa 1. No entanto, na etapa 2 o lodo apresentou valores relativamente altos de SV/ST em todas as torneiras, indicando que o lodo estava menos estabilizado. Verifica-se também a tendência na etapa 1 de diminuição da relação SV/ST nas amostras retiradas de alturas superiores ($h > 1,29\text{m}$), refletindo o fato de que as frações mais estabilizadas do lodo são as que se encontram na região da manta do UASB. Na etapa 2 ocorreu o contrário, já que é possível observar um aumento na relação SV/ST para as amostras retiradas de alturas superiores, sugerindo que as frações menos estabilizadas estão na região de manta.

Utilizando o Teste *t* (Student) constatou-se que não houve diferença significativa na relação SV/ST da torneira T1 entre as duas etapas (valor-p = 0,250) que corresponde ao lodo de leito. No entanto, houve diferença significativa na relação SV/ST das torneiras T2 (valor-p = 0,001), T3 (valor-p = 0,000) e T4 (valor-p = 0,001) entre as duas etapas, as quais correspondem ao lodo de manta. Desta forma, os dados sugerem que o processo de codigestão anaeróbia alterou significativamente a relação SV/ST

da manta de lodo do reator (lodo de descarte), que se tornou menos estabilizada em comparação à etapa 1 (Figura 38).

Figura 38 – Blox-plot da relação SV/ST das amostras das torneiras do reator. Na torneira T1 (a), T2 (b), T3 (c) e T4 (d), sendo n= 19 para T1 a T4 na etapa 1 e n= 13 para T1 a T4 na etapa 2



O aumento da relação SV/ST que ocorreu no lodo de manta do reator na etapa 2 pode ser traduzido como o aumento de matéria orgânica biodegradável presente no lodo (SPERLING, 2007). Apesar de a velocidade ascensional do UASB na etapa 2 ter sido mantida dentro da faixa de operação para reatores anaeróbios que operam com lodo do tipo floculento (0,50-0,70 m/h) (CAMPOS, 1999), há indícios de que o lodo algáceo foi arrastado do leito para a manta do UASB.

Nota-se que na etapa 2 as concentrações de ST e SV das amostras de manta (T2-T3) são mais parecidas entre si do que na etapa 1, o que decorre de uma maior expansão do lodo dentro do UASB na etapa 2 do que na etapa 1 (Figura 39 e Figura 40).

Figura 39 – Teor de sólidos totais nas amostras em lodo das torneiras do reator durante as etapas avaliadas

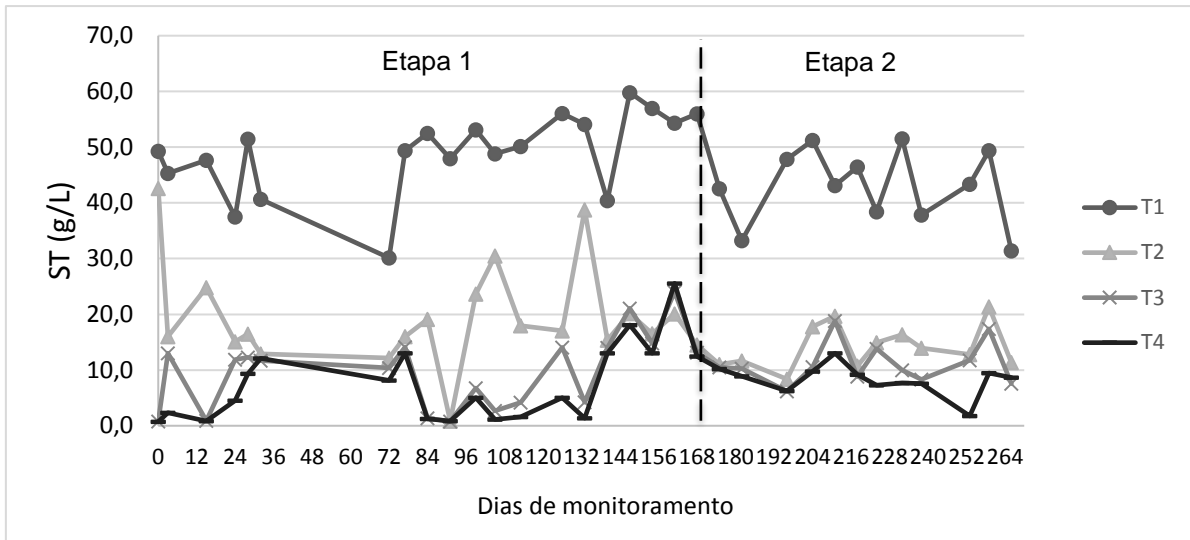
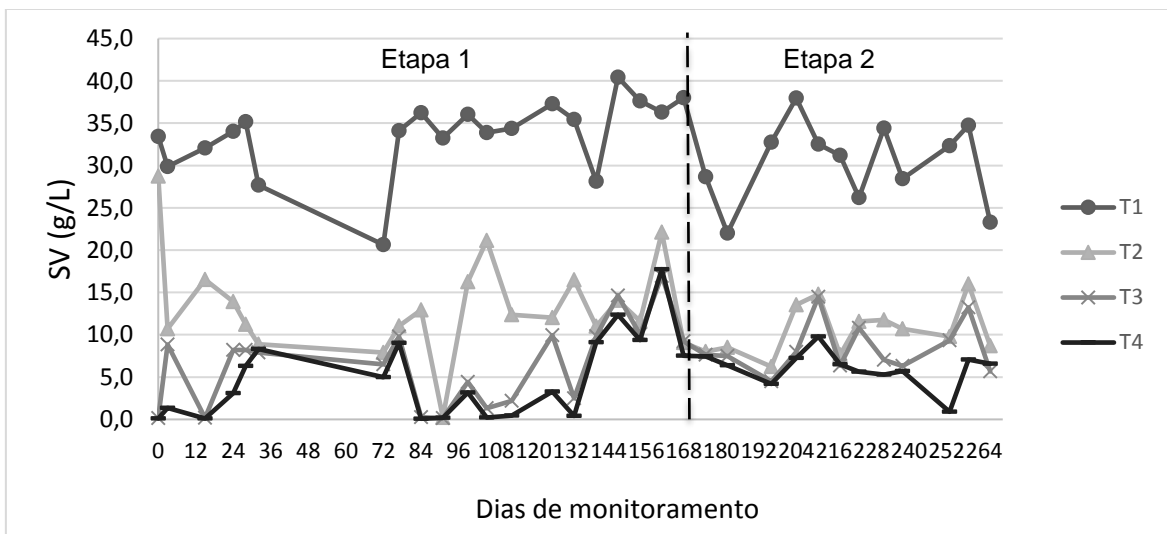


Figura 40 - Teor de sólidos voláteis nas amostras em lodo das torneiras do reator durante as etapas avaliadas



5.4.3 Relação C/N

A relação média C/N do lodo algáceo foi de 12. De acordo com Elser et al (2000) a média da relação C/N das microalgas de água doce é de 10,2. Já as microalgas de espécies marinhas possuem alto teor de proteínas (SINGH; DHAR, 2011) contribuindo para uma baixa relação C/N. Sendo assim, a presença de espécies de microalgas de água doce pode ter contribuído para que o lodo algáceo não tivesse uma relação C/N

muito baixa. Yen e Brune (2007) citaram que a relação C/N no lodo algáceo é em torno de 6, a qual é baixa para a digestão anaeróbia.

Convém ressaltar que o lodo algáceo utilizado nessa pesquisa contém o floculante que foi utilizado no processo de separação sólido-líquido, o qual diluído a 2,3%, possui concentração média de DQO de 10 g/L.

Em relação ao lodo de leite e lodo de manta, ambos tiveram um aumento médio da relação C/N da etapa 1 para a etapa 2. No entanto, essa diferença não foi significativa para o lodo de manta (valor-p = 0,278) e para o lodo de leite (valor-p = 0,064) (Tabela 29).

Tabela 29 – Valores médios da relação C/N para as amostras de lodos nas duas etapas

Tipo de Lodo	Relação C/N	
	Etapa 1	Etapa 2
Leito	16 ± 2	27 ± 15
Manta	14 ± 6	17 ± 5
Lodo algáceo	-	12 ± 4

Fonte: Autoria própria.

A relação C/N é muito importante para o processo de digestão anaeróbia. Os nutrientes desequilibrados são considerados como um fator que limita a digestão anaeróbia da matéria orgânica (KHALID et al, 2011). Altos níveis de nitrogênio, isto é, baixa relação C/N, indica concentrações relativamente elevadas de amônia, as quais excedem o necessário para o crescimento microbiano, o que pode inibir a digestão anaeróbia (MAMANI, 2015). De acordo com Sialve, Bernet e Bernard (2009), na digestão anaeróbia das proteínas, ocorre a acumulação da amônia na fase líquida quando existe alta concentração de biomassa algácea no afluente. No entanto, neste estudo não foi encontrado indícios de inibição da digestão anaeróbia devido à baixa relação C/N.

A relação C/N ideal para ocorrer a digestão anaeróbia encontrada em algumas pesquisas é na faixa de 15-30 (Tabela 30). Pode-se observar que os valores encontrados neste trabalho estão dentro da faixa ideal para a realização da digestão

anaeróbia. Esse fato indica que a codigestão anaeróbia neste estudo utilizando o lodo algáceo como substrato não influenciou negativamente neste parâmetro.

Tabela 30 – Relação C/N ideal na digestão anaeróbia encontrada em alguns estudos

REFERÊNCIA	Relação C ⁽¹⁾ /N ⁽²⁾
Parkin, Owen (1986)	20-30
Yen e Brune (2007)	20-25
Ehimen et al (2009)	>30
Weiland (2010)	15-30

Fonte: Autoria própria

Nota: ⁽¹⁾COT = Carbono Orgânico Total/ ⁽²⁾NTK = Nitrogênio Total Kjeldahl.

5.4.4 Observação de microalgas

As imagens de microscopia óptica apresentadas permitiram observar as microalgas presentes no lodo algáceo, lodo de manta, lodo de leito e efluente do UASB (Figura 41). Nota-se uma grande variedade de espécies de microalgas em todas as imagens. Nas imagens do lodo de manta, lodo de leito e no efluente do reator é possível observar células de microalgas inteiras, ou seja, que não sofreram lise celular.

Experimentos realizados por Golueke, Oswald e Gotaas (1957) utilizaram digestores em escala de bancada de 11 litros para digerir anaerobicamente as microalgas. Os autores utilizaram um tempo de detenção de 30 dias, com temperatura de 30°C e 50°C, sendo obtida uma digestibilidade desses microrganismos que variou de 24-44%. Os autores também realizaram análise de microscopia do lodo algáceo e observaram grande quantidade de células verdes intactas no digestor.

No estudo realizado por Tartakovsky, Lebrun e Guiot (2015), foi realizada a digestão anaeróbia de microalgas em um UASB em escala de bancada. Em média, apenas 50% da biomassa de algas que alimentava o reator foi digerida. Ao realizar a contagem de células, os autores observaram que o lodo de leito continha de 2% a 9% de células de microalgas inteiras, enquanto o efluente continha de 25% a 30%, em comparação com o afluente. Isto implica que, embora a digestão anaeróbia seja capaz

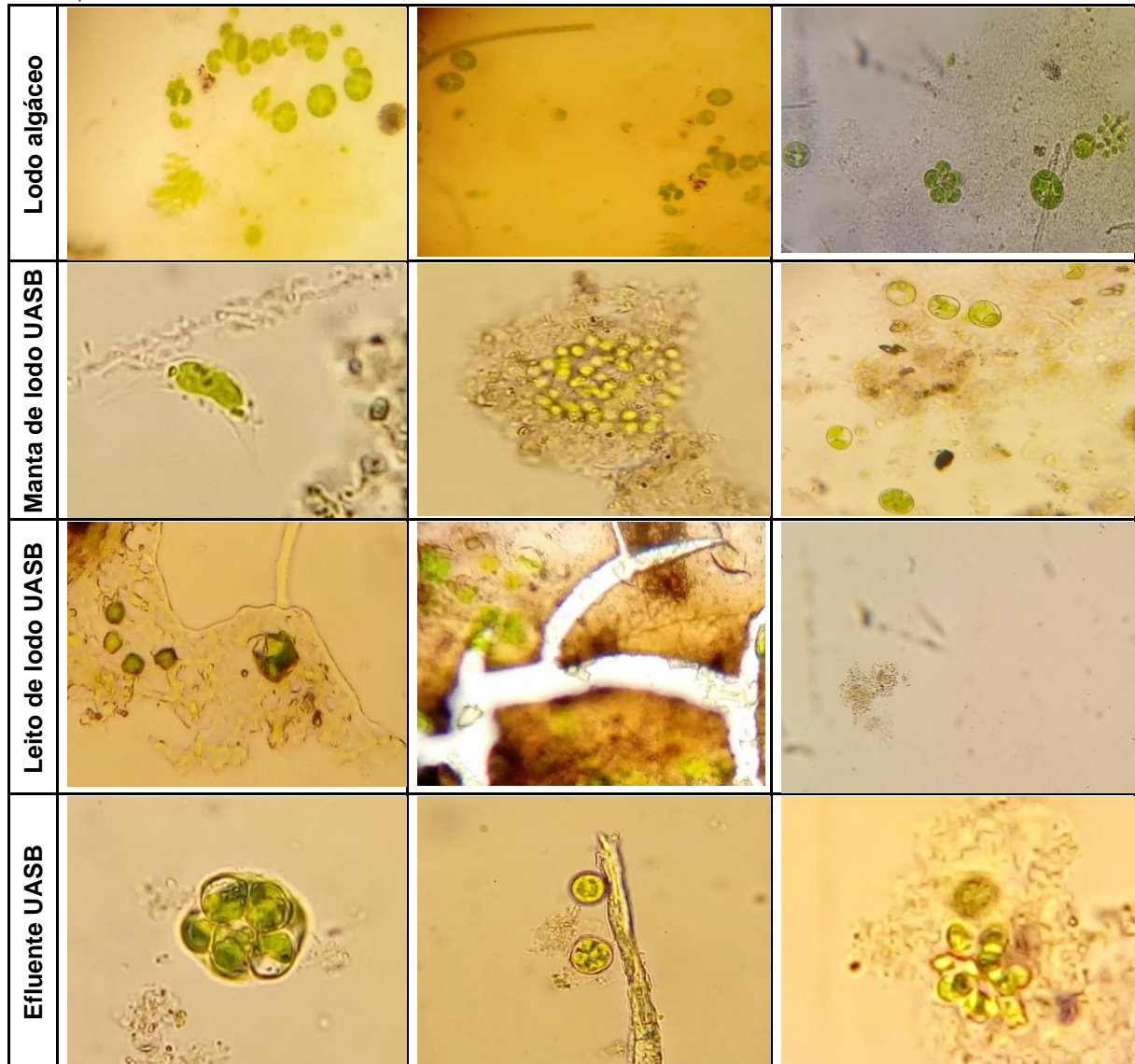
de iniciar a lise das células, nem todos os componentes da célula são facilmente digeridos.

Uziel (apud SIALVE, BERNET, BERNARD, 2009, p. 413) relatou a observação de células de microalgas intactas no digestor mesmo após 30 dias de tempo de detenção. Sanchez e Travieso (1993) observaram células intactas de microalgas em um digestor após 64 dias de tempo de detenção. Embora os autores citados tenham utilizado elevados tempos de detenção (acima de 30 dias), a lise de muitas células de microalgas não ocorreu.

De acordo com Okuda (2002), muitas espécies possuem parede celular de difícil digestibilidade, sendo que as espécies de microalgas *Scenedesmus sp.* e *Chlorella sp.* são conhecidas por possuírem uma parede celular rígida. Segundo Wang e Evangelou (1995), a parede celular de microalgas é composta por 25- 30% de celulose, 15 - 25% de hemicelulose, 35% de pectina e de 5-10% de glicoproteínas. Esses compostos são menos biodegradáveis devido à dificuldade de acesso das enzimas a esses substratos (LAMBERTI, 2017).

A celulose que compõe a parede celular é um carboidrato estrutural que contém regiões amorfas que afetam diretamente sua digestibilidade enzimática. Esse carboidrato é uma barreira importante na digestão das microalgas, conferindo proteção contra ataques de bactérias (FERREIRA, 2017, HALL et al, 2010).

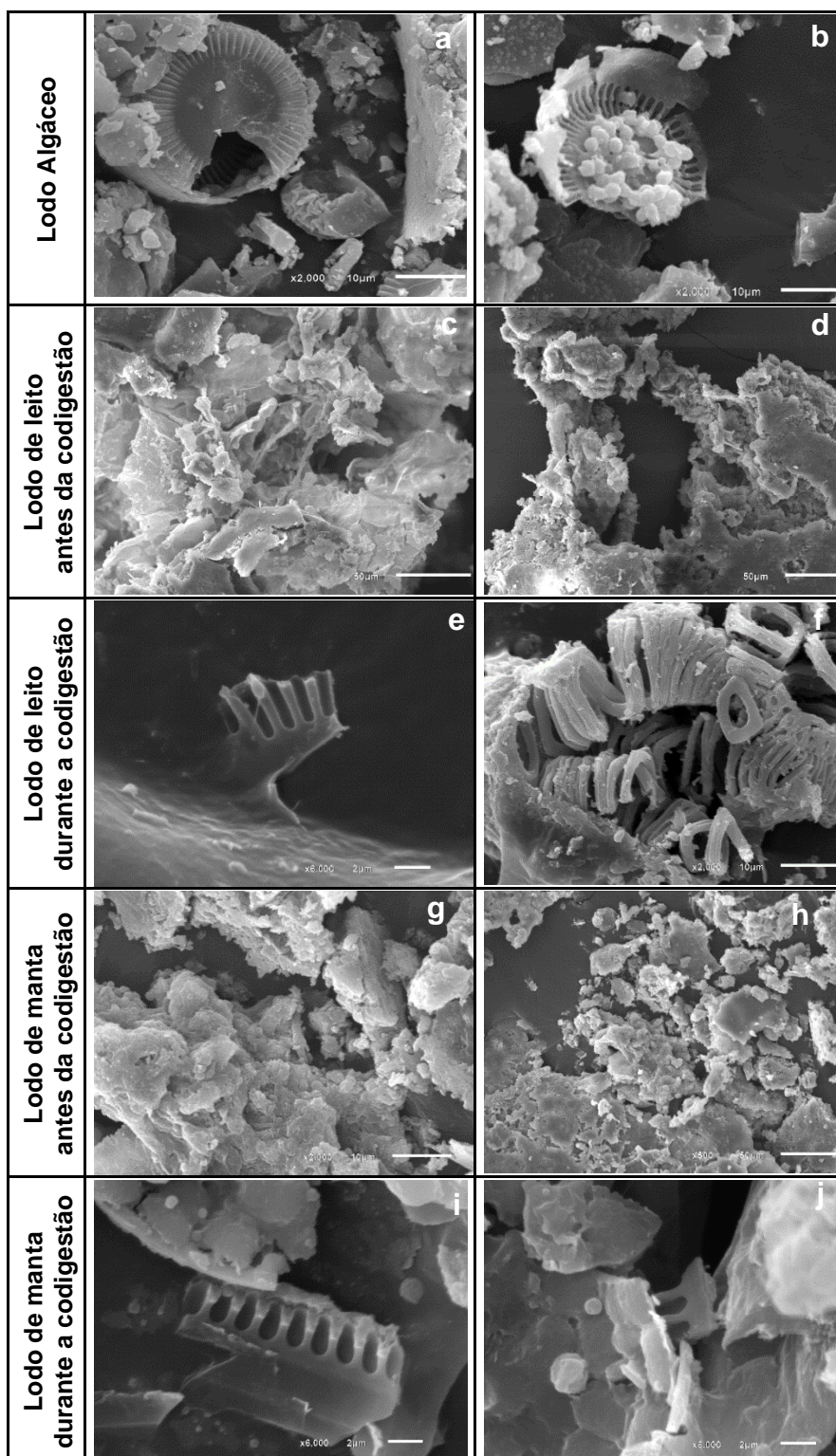
Figura 41 – Imagens de microscopia óptica para observação de microalgas no lodo algáceo, lodo de manta, lodo de leito e efluente do UASB



As imagens de microscopia eletrônica de varredura foram utilizadas para fornecer informações adicionais em relação a estrutura da célula das microalgas dentro do reator e a observação de espécies de microalgas (Figura 42).

Foram obtidas imagens do lodo algáceo, lodo de leito antes e durante a codigestão e lodo de manta antes e durante a codigestão. Dentre os táxons, foram observadas imagens sugestivas da presença de Diatomáceas (*Bacillariophyceae*) cêntricas do gênero *Cyclotella* (*Stephanodiscaceae*) nas imagens de lodo algáceo e leito e manta após a codigestão anaeróbia. Nas imagens a, b, e, i e j há indícios de que ocorreu a lise da célula desta microalga.

Figura 42 – Imagens de microscopia eletrônica para observação de microalgas no lodo algáceo, lodo de leito antes e durante a codigestão e lodo de manta antes e durante a codigestão



Vários estudos estão sendo realizados com o intuito de aumentar a taxa de hidrólise das microalgas por meio de pré-tratamentos, os quais rompem ou enfraquecem a estrutura da parede celular elevando a eficiência da hidrólise e o acesso ao conteúdo

intracelular. Após o pré-tratamento, as células de microalgas possuem maior biodisponibilidade para os processos seguintes da digestão anaeróbia, ou seja, aumenta a sua biodegradabilidade. (FERNANDEZ; SIALVE; SALCES, 2015). No entanto, muitas pesquisas realizadas até o momento concluíram que consumo energético durante os processos de pré-tratamento é equivalente e por vezes até superior ao ganho de energia gerado pelo mesmo (WARD; LEWIS; GREEN, 2014). Logo, a pesquisa sobre a produção de biogás a partir de microalgas deve se concentrar em tecnologias de pré-tratamento com baixa demanda de energia (PASSOS et al., 2016) para que o balanço energético da ETE seja positivo.

5.5 POTENCIAL ENERGÉTICO DO PROCESSO DE CODIGESTÃO ANAERÓBIA

5.5.1 Produção de biogás no reator UASB

Durante o monitoramento do reator, observou-se a queda na produção de biogás da etapa 1 ($0,75 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) para a etapa 2 ($0,49 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$), a qual foi significativa (valor-p = 0,000) (Tabela 31). Tal fato ocorreu concomitantemente com o decaimento da temperatura durante a estação de inverno e com a redução da carga orgânica afluyente ao reator em consequência da diluição do esgoto sanitário, mencionada anteriormente (Figura 43).

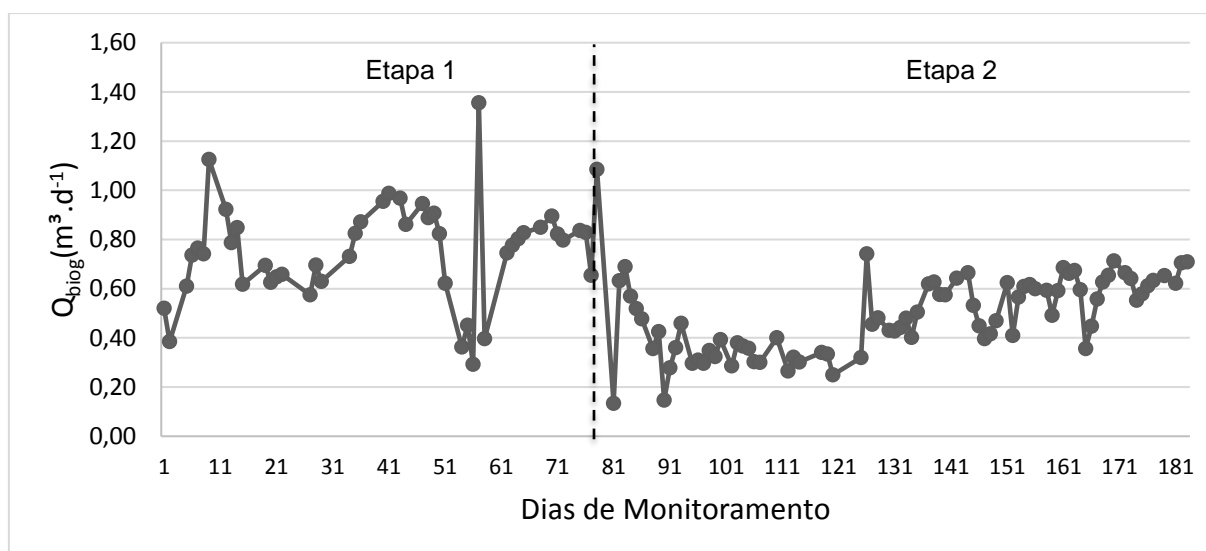
Considerando que o reator UASB foi projeto para uma população de 76 habitantes, a produção per capita do biogás efetivamente capturado corresponde a 10 L/hab.d e 6 L/hab.d nas etapas 1 e 2, respectivamente. Em uma Estação de Tratamento de Esgoto a produção de biogás por pessoa atendida pode variar, predominantemente, entre 5 a 20 L/hab.d (SOUZA JUNIOR; LOPES, 2016).

Tabela 31 – Estatística descritiva da produção de biogás em $\text{m}^3.\text{d}^{-1}$

Estatística descritiva	Etapa 1	Etapa 2
Média	0,75	0,49
DP	0,20	0,16
CV	26,6%	32,6%
Mediana	0,78	0,48
Mínimo	0,29	0,13
Máximo	1,36	1,09
n	46	82

Fonte: Autoria própria.

Nota: DP=Desvio Padrão; CV = Coeficiente de Variação.

Figura 43 – Produção volumétrica de biogás em $\text{m}^3.\text{d}^{-1}$ nas etapas avaliadas

Nota: O primeiro dia de monitoramento do biogás corresponde ao dia 30/03/2017 da etapa 1.

Utilizou-se a equação proposta por Lobato, Chernicharo, Souza (2010) para o cálculo das concentrações de metano presente no biogás em função da concentração da DQO afluente (Equação 16). Estimou-se a produção de metano que, em média, foi de $0,44 \pm 0,11 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ (6 L/hab.d) na etapa 1 e $0,28 \pm 0,09 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ (4 L/hab.d) na etapa 2 o que resultam nos valores de $0,17 \text{ Nm}^3\text{CH}_4.\text{kgDQO}_{\text{removida}}^{-1}$ e $0,11 \text{ Nm}^3\text{CH}_4.\text{kgDQO}_{\text{removida}}^{-1}$ nas etapas 1 e 2, respectivamente. Nota-se que os valores estimados de produção de metano nas duas etapas estão dentro da faixa citada em outras pesquisas (Tabela 32).

Tabela 32 – Comparação da produção de metano em relação à DQO removida no sistema nesse estudo e em outras pesquisas em reatores UASB tratando esgoto sanitário em clima tropical com TDH na faixa de 6-9h

Referência	Produção de Metano ($\text{Nm}^3\text{CH}_4 \cdot \text{kgDQO}_{\text{removida}}^{-1}$)
Noyola, Capdeville e Roques (1988)	0,08-0,18
Behling et al (1997)	0,34
Van Haandel e Lettinga (1994)	0,17
Veronez (2001)	0,21
Eller (2013)	0,24
Esse estudo – Etapa 1	0,17
Esse estudo – Etapa 2	0,11

Fonte: Autoria própria

Lobato (2011) estimou a produção de metano para os reatores UASB de acordo com as relações unitárias obtidas nas simulações efetuadas. O estudo considerou todas as rotas de conversão de DQO, inclusive as perdas de CH_4 e a redução de sulfato. A autora obteve uma faixa de produção teórica de metano de 0,11 a 0,20 $\text{Nm}^3\text{CH}_4 \cdot \text{kg DQO}_{\text{removida}}^{-1}$.

Para avaliar a produção de metano em relação ao total de sólidos orgânicos aplicados no reator, calculou-se a carga média de Sólidos Voláteis (SV) afluyente ao UASB nas duas etapas. Obteve-se os valores de 3,07 $\text{kgSV} \cdot \text{d}^{-1}$ e 3,55 $\text{kgSV} \cdot \text{d}^{-1}$ nas etapas 1 e 2, respectivamente, que resultam nos valores de 0,15 $\text{Nm}^3\text{CH}_4 \cdot \text{kgSV}_{\text{aplicada}}^{-1}$ na etapa 1 e 0,09 $\text{Nm}^3\text{CH}_4 \cdot \text{kgSV}_{\text{aplicada}}^{-1}$ na etapa 2.

A literatura apresenta alguns estudos em escala de bancada que realizaram a codigestão anaeróbia de microalgas utilizando substrato rico em carbono (Tabela 33).

Tabela 33 – Codigestão anaeróbia de microalgas sem pré-tratamento com diferentes substratos orgânicos em digestores anaeróbios (escala de bancada)

Referência	TDH (dia)	Codigestão	Regime de alimentação	COV aplicada (kgDQO/m ³ .d)	Taxa de metano (m ³ CH ₄ /kgSV)	Temperatura (°C)
Yen e Brune (2007)	10	Microalgas + Resíduos de papel	Batelada	5,9	0,29	35
Spierling (2011)	20	Microalgas + resíduos de alimentos e lodo anaeróbio	Alimentou uma única vez	4,0	0,00040	37,5
Park e Li (2012)	13-40	Microalgas + resíduos de óleos, graxas e gorduras	Batelada	6,0	0,54	37
Esse Estudo	0,4	Lodo algáceo + Esgoto sanitário	Contínua ¹	0,98	0,10	23,4

Fonte: Autoria própria.

Nota: ¹ A alimentação do esgoto sanitário foi contínua (24h/d) e a alimentação do o lodo algáceo foi diária (6h/d).

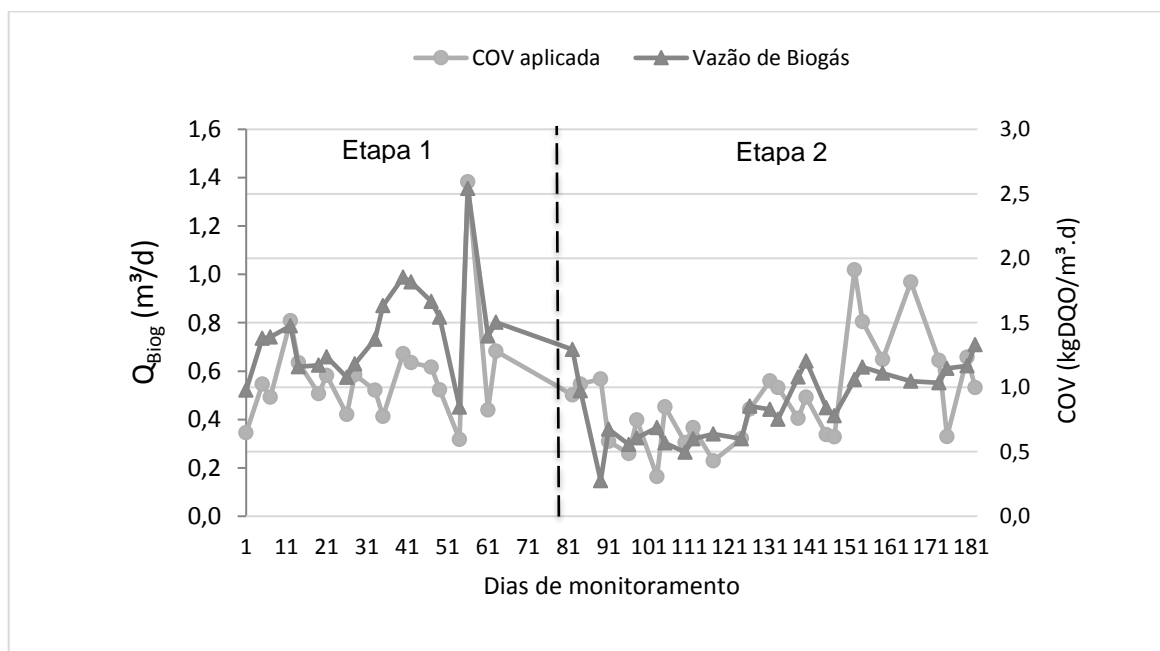
Nota-se que a produção de metano apresentada neste estudo é inferior a maioria dos estudos encontrados na literatura. No entanto, tais experimentos foram realizados em escala de bancada com condições ambientais controladas de temperatura, carga orgânica aplicada, tempo de detenção elevado (dias) o que favorece a produção máxima de metano.

O estudo da codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo em reatores anaeróbios em escala piloto ainda é muito incipiente. Aparentemente, a presente pesquisa seria o primeiro trabalho a desenvolver a codigestão anaeróbia de esgoto sanitário e lodo algáceo em um reator UASB em escala piloto. Os estudos realizados até o momento focaram em realizar a codigestão anaeróbia de microalgas com algum substrato rico em carbono em escala de laboratório com condições ambientais diferente das condições de operação de um reator em escala piloto.

As condições ambientais e operacionais são muito importantes para o desempenho satisfatório do reator. Os parâmetros de temperatura e carga orgânica são essenciais para o sistema atingir um nível de eficiência aceitável (LETTINGA et al, 1993). Além disso, o aumento da produção de biogás ocorre principalmente devido ao incremento

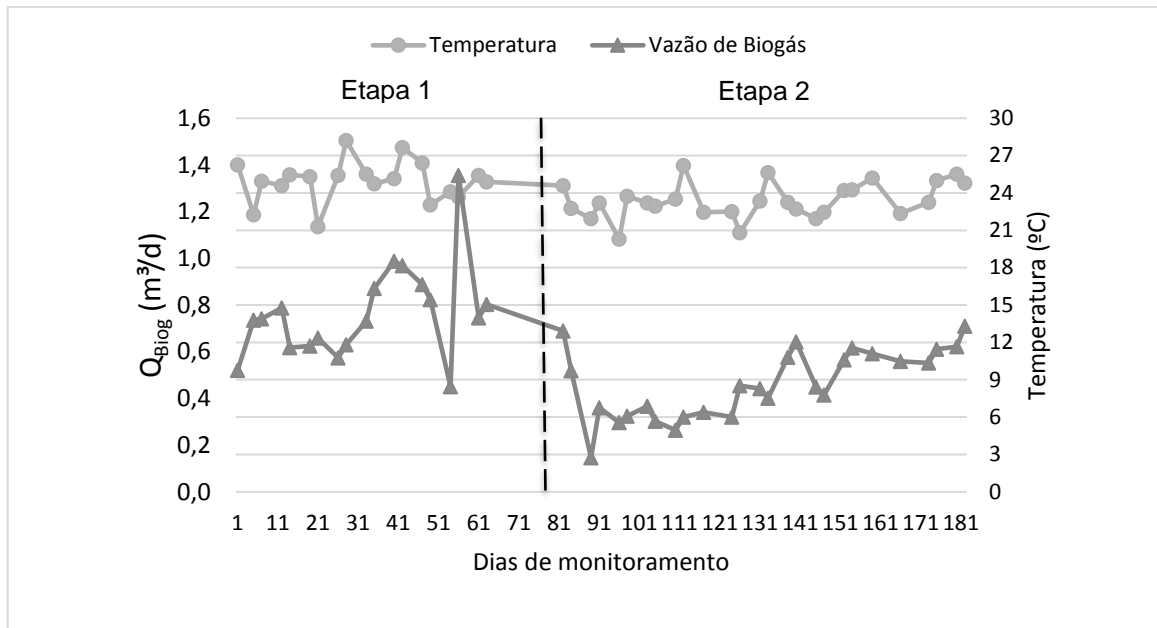
da carga orgânica aplicada ao reator (MATA-ALVAREZ et al, 2014). Adicionalmente, a temperatura tem forte influência no processo de metanogênese, já que esse parâmetro influencia consideravelmente no crescimento e na sobrevivência de microrganismos (RIZVI et al, 2015; WATANABE et al, 2017). Geralmente, temperaturas mais elevadas implicam em maior produção de metano em um menor tempo de digestão (ESPOSITO et al, 2012). Observou-se ao longo do monitoramento que a produção de biogás acompanha a taxa de aplicação da carga orgânica volumétrica aplicada ao reator (Figura 44). Constatou-se também uma tendência de comportamento similar entre o aumento da temperatura com o aumento da produção de biogás (Figura 45).

Figura 44 – Vazão de biogás e carga orgânica volumétrica (COV) durante as etapas monitoradas



Nota: O primeiro dia de monitoramento do biogás corresponde ao dia 30/03/2017 da etapa 1.

Figura 45 - Vazão de biogás e temperatura durante as etapas monitoradas



Nota: O primeiro dia de monitoramento do biogás corresponde ao dia 30/03/2017 da etapa 1.

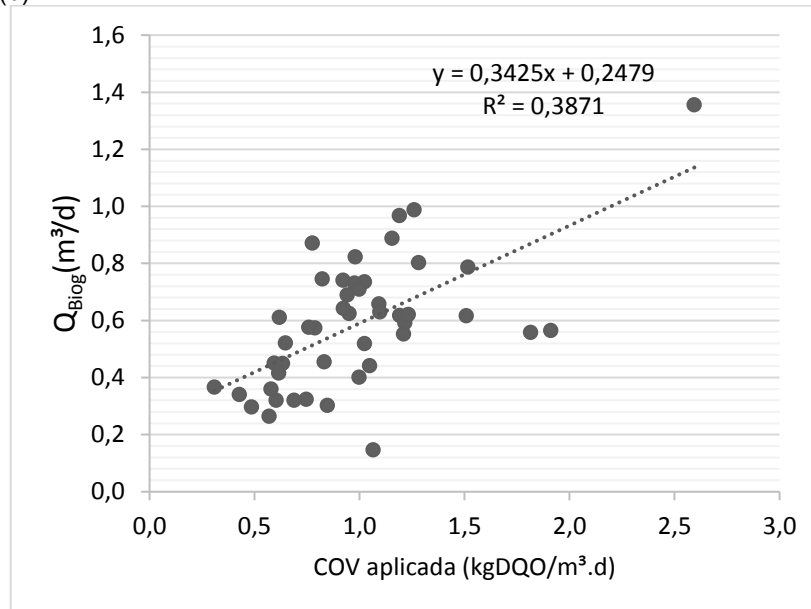
Com o intuito de investigar os fatores que poderiam interferir na queda da produção do biogás, adotou-se uma abordagem hierárquica. Em um primeiro momento, testou-se os parâmetros de temperatura e carga orgânica volumétrica (COV) aplicada de forma individual e depois de forma conjunta para verificar qual modelo se ajustava mais ao conjunto de dados.

Observa-se que a produção de biogás teve uma tendência a assumir uma relação linear positiva com a carga orgânica volumétrica e temperatura (Figura 46). Sendo assim, a produção de biogás aumenta com o aumento da temperatura e com o aumento da carga orgânica volumétrica aplicada. O coeficiente de Pearson foi de 0,40 entre as variáveis biogás e temperatura (valor-p= 0,021) e 0,62 para as variáveis biogás e COV (valor-p = 0,000). Diante disto, pode-se inferir que existe uma relação significativa, ao nível de 5%, entre a produção de biogás e as duas variáveis (Temperatura e COV), tendo em vista que a hipótese nula foi rejeitada. Além disso, esta relação é mais forte entre a COV e a produção de biogás (0,62).

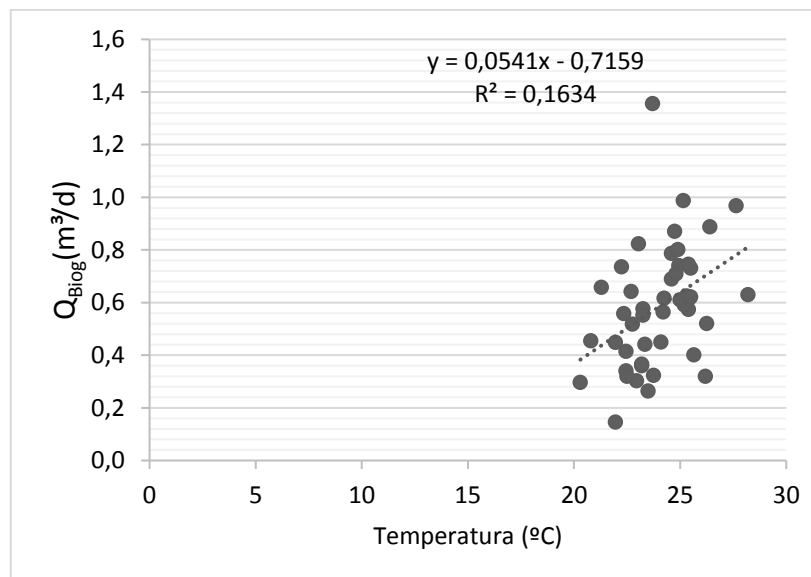
Em relação ao valor do coeficiente de determinação (R^2), observa-se que os valores nas duas equações estão relativamente baixos, indicando que as equações explicam

aproximadamente 38,7% e 16,3% da variação da produção de biogás, respectivamente.

Figura 46 - Diagramas de dispersão da produção de biogás e COV aplicada (a) e produção de biogás e Temperatura (b)



(a)



(b)

Prosseguindo com a análise, através do método de mínimos quadrados a equação de regressão linear múltipla é dada por.

$$y = 0,01163 X_1 + 0,31381 X_2 \quad (21)$$

Em que:

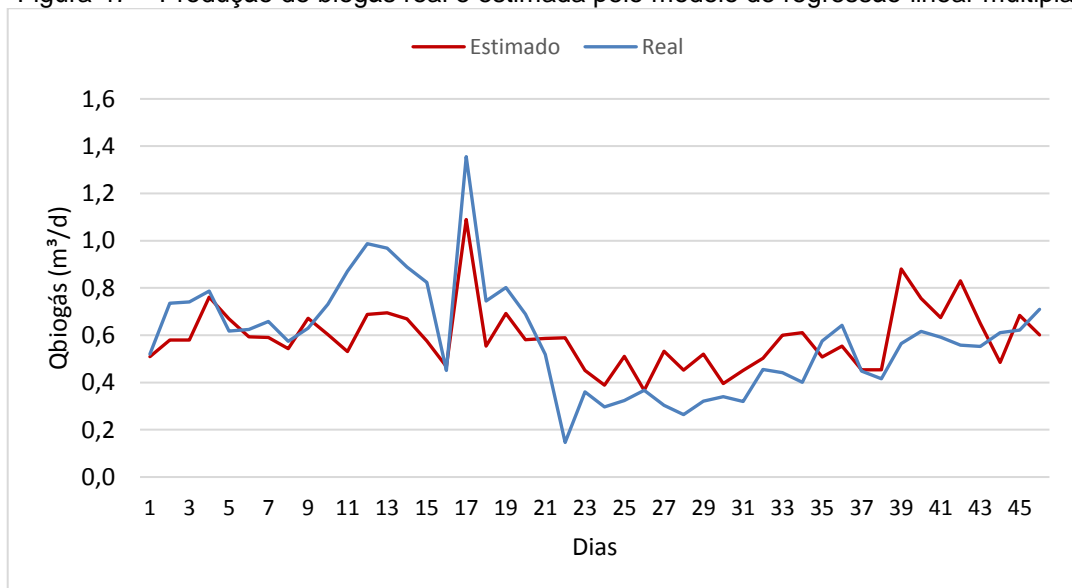
y = Vazão de biogás ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$);

X_1 = Temperatura ($^{\circ}\text{C}$);

X_2 = COV ($\text{kgDQO} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$).

O coeficiente de determinação da equação ajustada foi de 92% indicando que a equação explica aproximadamente 92% da variação da produção de biogás, sendo esse um ajuste considerado adequado. Além disso, nota-se que a produção de biogás estimada pelo modelo acompanha a produção real de biogás no reator (Figura 47).

Figura 47 – Produção de biogás real e estimada pelo modelo de regressão linear múltipla



Realizou-se a análise de variância para verificar a significância da regressão (Tabela 34). O resultado do teste indicou, ao nível de 5%, que a regressão é válida. A análise de significância dos coeficientes do modelo, bem como a análise de resíduos para verificar se não ocorreu violação dos pressupostos para o modelo de regressão estão apresentados no Anexo C.

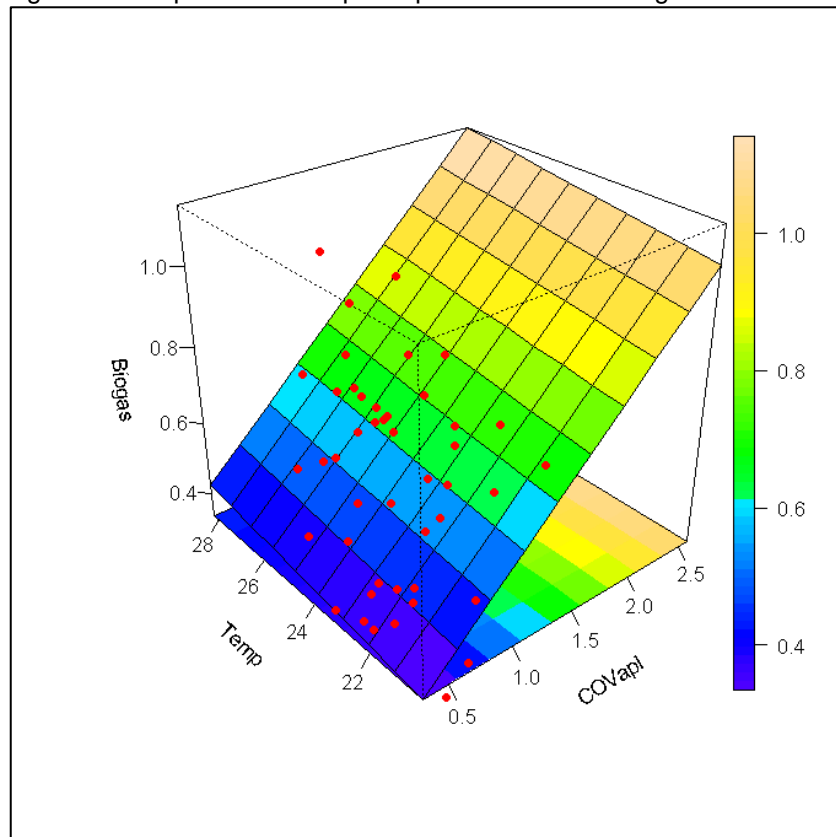
Tabela 34 – Tabela da Análise de Variância (ANOVA) do modelo de regressão linear múltipla

Tabela da ANOVA					
Fatores	G.L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	Valor-p
Temp	1	16,08256423	16,08256423	533,2980155	3,1575E-26
COVapl	1	0,737140585	0,737140585	24,44359029	1,15965E-05
Resíduos	44	1,326899418	0,030156805		

Fonte: Autoria Própria

Nota-se que a variável COVapl contribui com um maior incremento no aumento da produção de biogás do que a variável temperatura (Figura 48). Adicionalmente, os coeficientes angulares da equação expressam uma razão de variação da produção de biogás maior em função de uma variação unitária da COV (0,31381) do que da temperatura (0,01163). Sendo assim, os dados sugerem que a queda da produção de biogás tem forte relação com a diminuição da temperatura e redução da carga orgânica aplicada ao reator que ocorrem na etapa 2 da pesquisa.

Figura 48 - Superfície de resposta para o modelo de regressão linear múltipla



Além das variáveis temperatura e carga orgânica, o tempo de detenção hidráulica e idade do lodo também são parâmetros que influenciam na produção de biogás. De

acordo com Speece (1996), o tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção celular ou idade do lodo são parâmetros fundamentais em processos anaeróbios. Eles devem ser suficientemente altos para permitir que as populações ativas permaneçam no reator, especialmente as metanogênicas. Desta forma, a etapa de hidrólise que é geralmente a passo limitante da conversão geral de substratos complexos não é comprometida. Mantendo uma longa idade do lodo, uma grande massa de lodo estará presente no reator, contribuindo para a eficiência da remoção do material orgânico biodegradável (VAN HAANDEL et al., 2015).

Para uma conversão eficiente da matéria orgânica, a aplicação de taxas ótimas de cargas orgânicas e tempos de detenção hidráulicos devem ser escolhidos de acordo com o tipo ou composição do substrato de microalgas. Quando as células de microalgas são diretamente injetadas no processo anaeróbio, a acessibilidade do material intracelular é limitada pela resistência da parede celular da microalga limitando a hidrólise. Assim, as características da espécie fazem a diferença para uma taxa ótima de carga orgânica aplicada, tempo de detenção hidráulica e idade do lodo (SIALVE; BERNET; BERNARD, 2009).

Neste estudo, houve aumento do TDH da etapa 1 (8,8h) para a etapa 2 (9,5h) que favorece a conversão da matéria orgânica. No entanto, houve diminuição da idade de lodo da etapa 1 (108 dias) para a etapa 2 (98 dias), o que pode limitar o processo de hidrólise da matéria orgânica biodegradável presente no reator.

5.5.2 Atividade Metanogênica Específica e Teste de biodegradabilidade

A produção cumulativa de biogás utilizando acetato como substrato (controle positivo) foi de 965,5 mL para o lodo de manta e 883,5 mL para o lodo de leito (Figura 49) na etapa 1. Na etapa 2 (Figura 50) a produção cumulativa de biogás utilizando acetato foi de 1121,8 mL para o lodo de manta e 881,8 mL para o lodo de leito. Nas duas etapas, os testes duraram 60 dias. Convém destacar que ao utilizar o acetato como

substrato, estima-se a produção de 60-70% de toda a produção de metano, o qual é realizado pelas arqueias acetoclásticas (CHERNICHARO, 2007).

Utilizando o coeficiente angular das retas, obteve-se o valor de produção diária de metano (Tabela 35). Os valores de produção diária aumentaram em 63% da etapa 1 para a etapa 2 para o lodo de manta e 16% da etapa 1 para a etapa 2 para o lodo de leite. Observa-se que na etapa 2 houve um incremento na atividade metanogênica principalmente na manta de lodo do reator. De acordo com as discussões anteriores, infere-se que o lodo de manta possui mais microalgas do que o lodo de leite pelo aumento da relação SV/ST que ocorreu neste lodo na etapa 2. Desta forma, há indícios de que as microalgas contribuíram para o aumento da AME neste teste.

Os valores médios de AME de lodo anaeróbio, utilizando acetato como substrato, podem variar na faixa de 0,01-0,04gDQOCH₄/gSV.d (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). Hussain e Dubey (2017), encontraram valores médios de AME de lodo anaeróbio, utilizando acetato como substrato, na faixa de 0,1-1gDQO/gSV.d. Como o teste AME não possui uma metodologia padronizada, os valores médios podem variar muito em cada pesquisa (PIEROTTI, 2007).

Adicionalmente, nota-se que na etapa 2, o tempo necessário para ter o lodo completamente degradado é maior do que na etapa 1, pois observa-se pelo gráfico que a reta não atingiu a assíntota horizontal. Normalmente, as curvas dos testes de AME são de forma reversa em L ou em forma de S, ambos tendendo a uma assíntota horizontal que representa a produção teórica máxima de metano por grama de SV obtida a partir do substrato considerado (ESPOSITO et al, 2012).

Figura 49 – Produção máxima de biogás no lodo anaeróbio do reator UASB (controle positivo) na etapa 1.

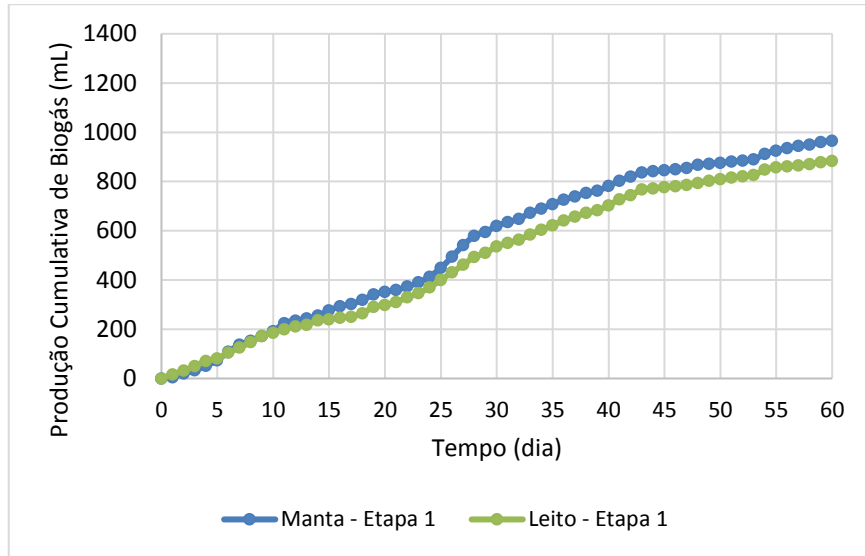


Figura 50 - Produção máxima de biogás no lodo anaeróbio do reator UASB (controle positivo) na etapa 2.

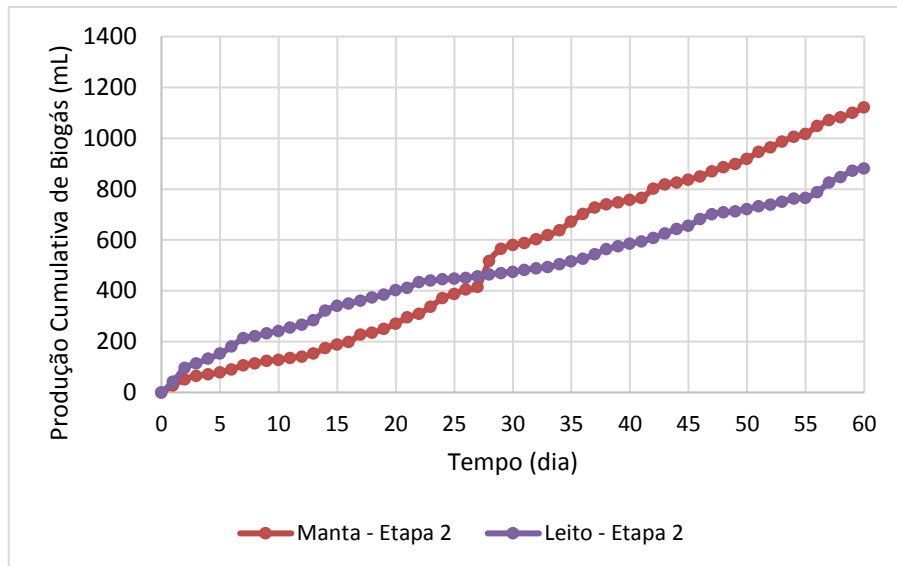


Tabela 35 - Produção de metano pelo teste de AME do lodo do reator UASB durante as duas etapas avaliadas utilizando acetato como substrato

Etapa	Tipo	AME		% de aumento na produção de metano
		(gCH ₄ DQO/gSV.d)	(mLCH ₄ /gSV.d)	
1	Manta	0,084	33,463	-
	Leito	0,073	29,281	-
2	Manta	0,137	54,869	64
	Leito	0,085	34,009	16

Fonte: Autoria própria.

No teste de biodegradabilidade (controle negativo) obteve-se a produção cumulativa de 774 mL para o lodo de manta e 932 mL para o lodo de leito na etapa 1 (Figura 51) e 1175,6 mL para o lodo de manta e 673,0 mL para o lodo de leito na etapa 2 (Figura 52). Utilizando o coeficiente angular das retas, obteve-se o valor de produção diária metano (Tabela 36). Os valores de produção diária aumentaram em 92% da etapa 1 para a etapa 2 para o lodo de manta, no entanto diminuíram em 2% da etapa 1 para a etapa 2 para o lodo de leito. Observando a porção inicial da curva que compreende a produção de biogás nos primeiros 5 dias de ensaio, nota-se a etapa limitante do processo, uma vez que esta indica a fase de hidrólise ou desintegração (ESPOSITO et al., 2012). Desta forma, ocorreu uma pequena diminuição na taxa de hidrólise no lodo da etapa 2. O lodo anaeróbio de codigestão pode conter partículas de difícil degradabilidade devido a composição bioquímica da parede celular das microalgas. (SIALVE; BERNET; BERNARD, 2009). O tamanho das partículas do substrato também afeta significativamente a biodegradabilidade, pois influencia na relação entre a superfície e volume para cada partícula orgânica. Essa relação é relevante uma vez que os microrganismos podem degradar apenas as substâncias presentes na superfície dos sólidos orgânicos (ESPOSITO et al, 2012).

Figura 51 – Teste de biodegradabilidade (controle negativo) do lodo anaeróbico do reator UASB na etapa 1

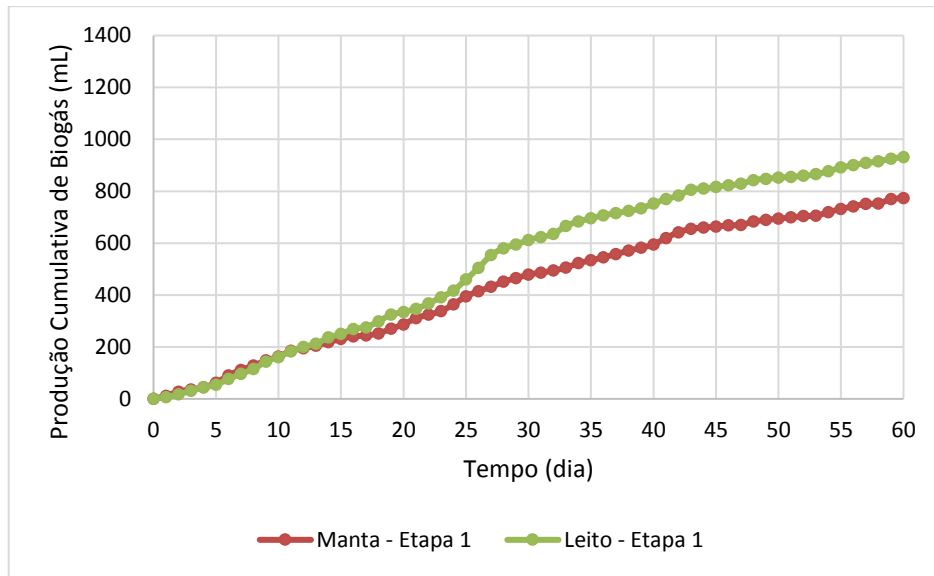


Figura 52 - Teste de biodegradabilidade (controle negativo) do lodo anaeróbico do reator UASB na etapa 2

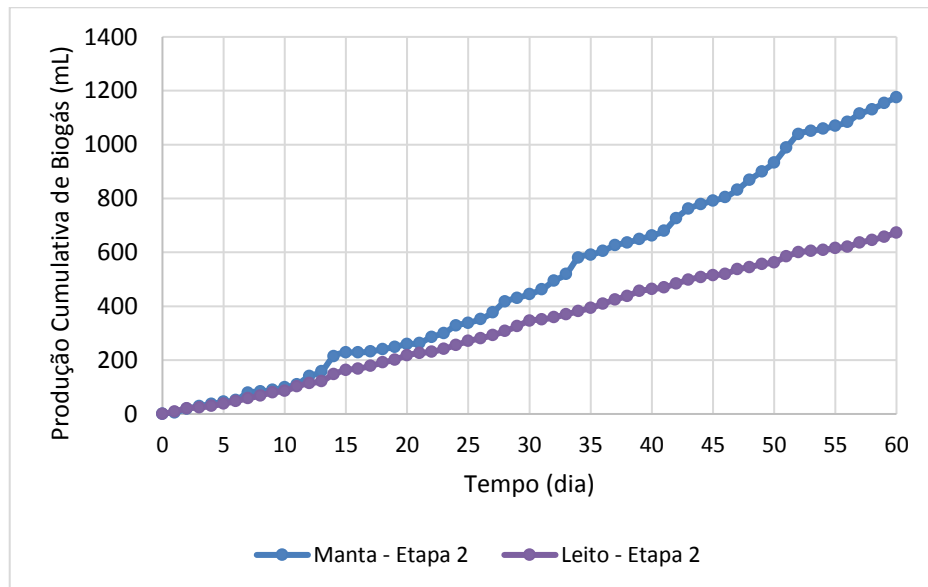


Tabela 36 – Produção de metano pelo teste de biodegradabilidade do lodo do reator UASB durante as duas etapas avaliadas

Etapa	Tipo	AME		% de aumento na produção de metano
		(gCH ₄ DQO/gSV.d)	(mLCH ₄ /gSV.d)	
1	Manta	0,063	25,213	
	Leito	0,084	33,439	
2	Manta	0,121	48,352	92
	Leito	0,082	32,689	-2

Fonte: Autoria própria.

5.5.3 Potencial energético disponível do UASB

A produção estimada de metano no reator, conforme citado anteriormente, foi de 0,44 $\text{Nm}^3.\text{d}^{-1}$ na etapa 1 e 0,27 $\text{Nm}^3.\text{d}^{-1}$ na etapa 2. Tais valores dizem respeito ao biogás efetivamente capturado na saída da tubulação de gases e disponível para aproveitamento energético. Com base nessas informações, foram obtidas as relações unitárias de energia do reator UASB (Tabela 37).

Considerando o poder calorífico do metano ($35,9 \text{ MJ.Nm}^{-3}$) e a taxa acima referida, a queima do biogás produzido no reator forneceria uma potência de 0,18 kW ($0,0024 \text{ kW/hab}$) e 0,11kW ($0,0015 \text{ kW/hab}$) nas etapas 1 e 2, respectivamente. De acordo com Lobato (2011), no caso de motores de combustão interna, a eficiência de geração de energia elétrica varia numa faixa entre 33 e 36%, o que geraria uma potência elétrica efetiva de 0,06 kW ($0,00079 \text{ kW/hab}$) e 0,04 kW ($0,00053 \text{ kW/hab}$) nas etapas 1 e 2, respectivamente.

No caso da cogeração, grande parte da energia contida no biogás é transformada em calor. Desta forma, a cogeração possibilita a utilização tanto da energia, quanto do calor gerado, esta última usualmente na forma de vapor ou água quente. Considerando a eficiência de sistemas empregando motores de combustão interna está entre 75 e 76% (LOBATO, 2011), a potência efetiva total seria de 0,14 kW ($0,0018 \text{ kW/hab}$) e 0,08 kW ($0,0011 \text{ kW/hab}$) nas etapas 1 e 2, respectivamente.

Tabela 37 – Relações unitárias de energia do reator UASB

Relação Unitária	Unidade	Etapa 1	Etapa 2
		Média	
Potencial Energético Unitário	$\text{kW.m}^{-3}\text{esgoto}$	0,0182	0,0114
	$\text{MJ.m}^{-3}\text{esgoto}$	1,5731	0,9823
	$\text{kW.DQO}_{\text{removida}}^{-1}$	0,0723	0,0414
	kW.hab^{-1}	0,0024	0,0015

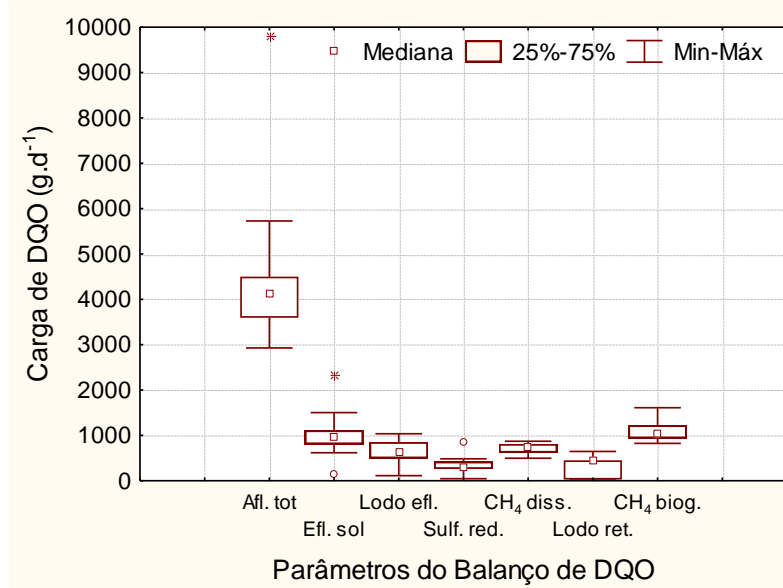
Fonte: Autoria Própria.

5.6 AVALIAÇÃO DO IMPACTO DA CODIGESTÃO ANAERÓBIA NO BALANÇO DE MASSA DE DQO DO UASB

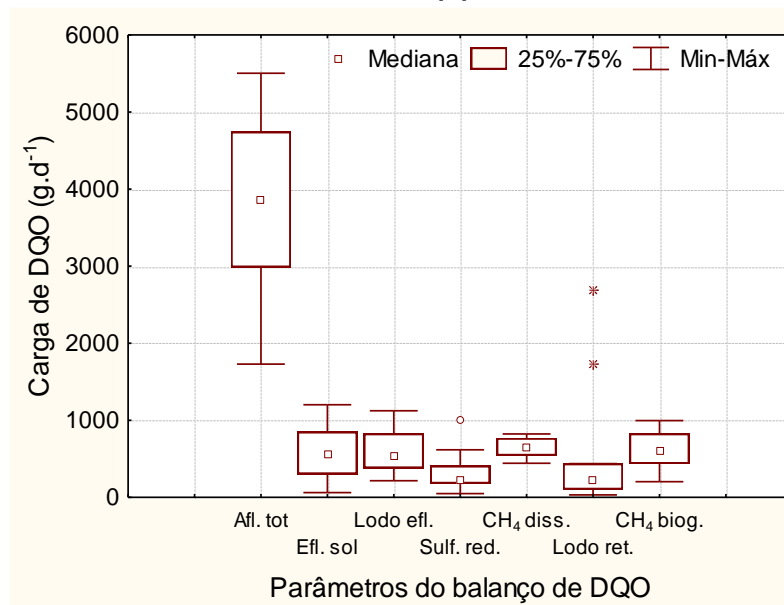
Observa-se que não houve grande variação na carga orgânica afluyente ao reator na etapa 1, pois o 3º e 4º (25-75%) quartis estão relativamente próximos indicando que as cargas diárias de matéria orgânica aplicadas ao UASB tiveram valores próximos neste período. Na etapa 2 houve uma maior variabilidade da carga orgânica total afluyente ao reator, já que o 3º e 4º (25-75%) quartis não estão muito próximos (Figura 53).

Esse fato pode ser atribuído às alterações na concentração e no volume do lodo algáceo utilizado no processo de codigestão anaeróbia. O valor médio de carga orgânica de lodo algáceo aplicada ao reator foi de 692 gDQO.d⁻¹ com desvio padrão de ± 408 gDQO.d⁻¹. Adicionalmente, como citado antes, na etapa 2 ocorreram variações na concentração do esgoto sanitário que se mostrou mais diluído devido ao período chuvoso, ocasionando a redução da carga orgânica afluyente ao reator na etapa 2.

Figura 53 – Box-plot dos parâmetros utilizados no balanço de massa de DQO na etapa 1 (a), sendo n = 18 para TDH de 8,8 e etapa 2 (b), sendo n = 19 para TDH de 9,5h



(a)

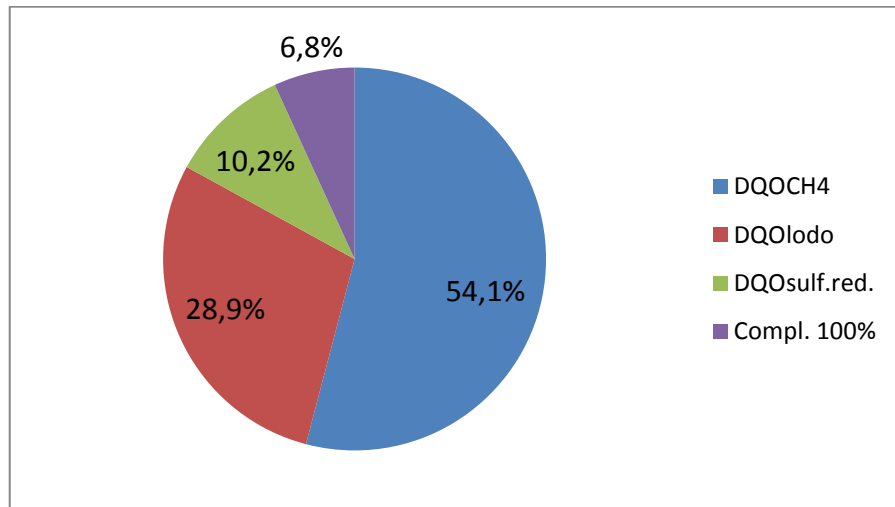


(b)

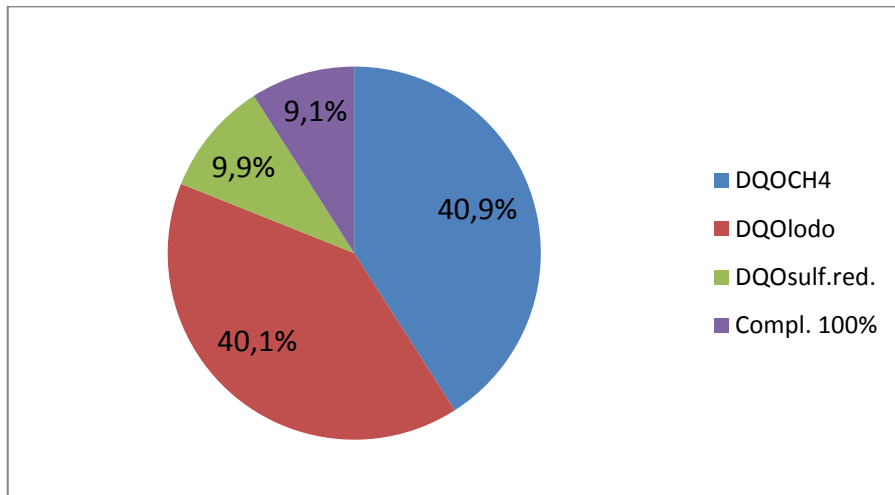
Da DQO total afluyente ao reator, 23,1% e 16,4 % saiu solubilizada no efluente nas etapas 1 e 2 respectivamente, sendo que utilizando um complemento para 100% admitiu-se que a DQO convertida foi de 76,9% na etapa 1 e 83,6 % na etapa 2 (Figura 54). Observa-se que a DQO convertida na etapa 2 foi, em média, 8,7% maior do que na etapa 1. Esse acréscimo pode estar relacionado ao aumento do TDH na etapa 2 que foi de 9,5h comparado a etapa 1 de 8,8h. Um aumento no TDH do reator permite um poder de conversão mais acentuado, apesar da diferença de TDH não ter sido significativa nesta pesquisa (valor-p= 0,942).

Foram quantificados 54,09% e 40,94% da DQO convertida em metano (DQOCH₄), 28,89% e 40,12% convertida em lodo anaeróbico (DQOlodo) (lodo retido no reator e perdida junto ao efluente) e 10,18% e 9,89% utilizada na redução de sulfato, sendo que a diferença para chegar aos 100% foi de 6,84% e 9,05% nas etapas 1 e 2, respectivamente (Figura 54). Nota-se que nos dois balanços, a parcela que mais se destaca é a parcela referente a DQO convertida no processo de metanogênese.

Figura 54 – Balanço de massa da DQO convertida no tratamento anaeróbico na Etapa 1 (a) e na Etapa 2 (b)



(a)



(b)

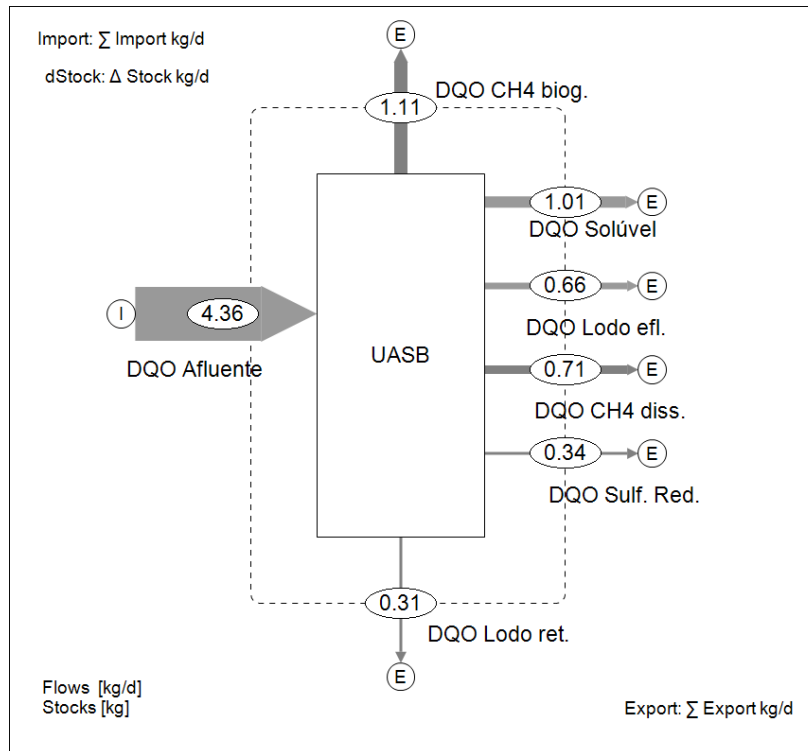
Testes estatísticos do tipo U de Mann-Whitney sobre todas as parcelas utilizadas no balanço de DQO nos dois períodos indicaram que houve diferença nas medianas das parcelas referentes a DQO solúvel no efluente (valor-p = 0,003) e DQO de metano no biogás (valor-p = 0,000) entre as duas etapas. Ambas as parcelas tiveram redução na

etapa 2. A redução da DQO solúvel no efluente pode estar relacionada à diluição do esgoto sanitário no período de chuva e ao aumento do TDH na etapa 2 mencionado anteriormente.

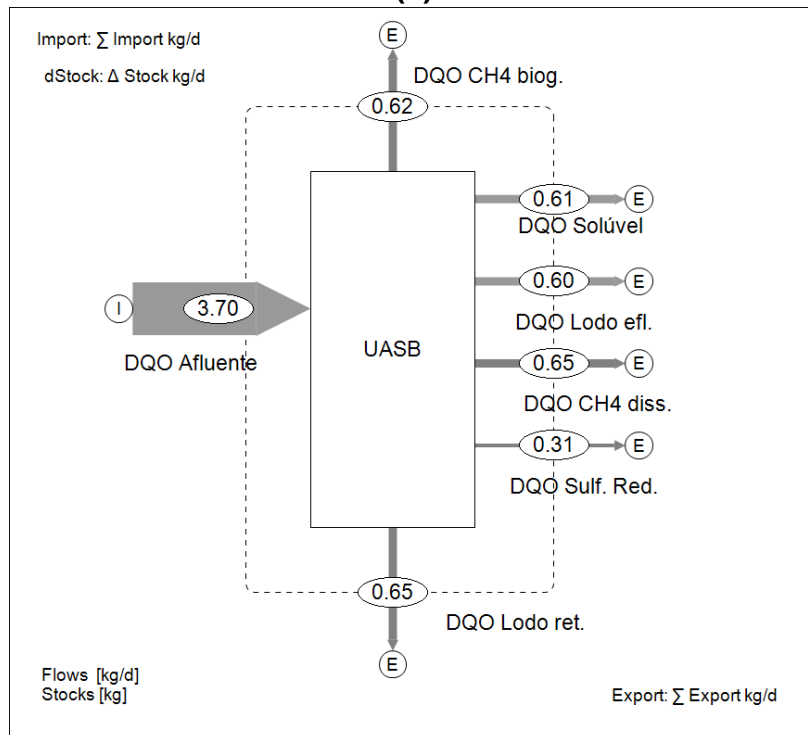
Em relação ao decréscimo da parcela de DQO de metano no biogás, os dados levantados nessa pesquisa sugerem que a redução na produção de metano pode estar vinculada à queda significativa da temperatura na etapa 2, bem como ao decréscimo da carga orgânica aplicada ao reator, em função da diluição do esgoto sanitário. No geral, houve diminuição nas médias de todas as parcelas do balanço de massa, exceto para a parcela referente à DQO convertida em lodo anaeróbio retido no reator.

Na da etapa 1, a média de DQO convertida em lodo anaeróbio retido foi de 0,31 kgDQO.d⁻¹ aumentando para 0,65 kgDQO.d⁻¹ na etapa 2 (Figura 55). Desta forma, os dados sugerem que o processo de codigestão anaeróbia contribuiu para o aumento da DQO convertida em lodo anaeróbio que permaneceu no UASB, no entanto essa diferença não foi estatisticamente significativa (valor-p= 0,725). Vale a pena destacar que o cálculo do lodo anaeróbio retido foi realizado em termos de DQO a partir da concentração sólidos voláteis (SV). Sendo assim, os valores de 0,31 kgDQO.d⁻¹ (Etapa 1) e 0,65 kgDQO.d⁻¹ (Etapa 2) representam a DQO da fração orgânica de lodo retida no reator.

Figura 55- Diagrama de Sankey do balanço de massa de DQO global do reator UASB na Etapa 1 (a) e na Etapa 2 (b)



(a)



(b)

O acréscimo da DQO de lodo retido na etapa 2 pode estar relacionado com a não digestão das microalgas, as quais são capturadas pelo lodo do reator, mas não são

totalmente digeridas por ele. Como visto anteriormente, as microalgas estão presentes no efluente do UASB e predominantemente no lodo de descarte (Lodo de manta), que passou a apresentar uma relação SV/ST elevada. Portanto, infere-se que uma parcela das microalgas é transferida do leito para manta e da manta para o decantador do UASB sendo expelida inteira no efluente. Além disso, as microalgas são retiradas do reator pelo lodo de descarte antes de sofrerem lise. Logo, essa parcela de microalgas (perdida no lodo de descarte e efluente) não é convertida em metano. Diante disso, constata-se que a DQO das microalgas pouco contribuiu para a produção de metano no UASB neste estudo.

Ademais, o aumento da relação SV/ST no lodo de descarte não é benéfico, pois isto implica em um lodo com instabilidade biológica pela presença de material orgânico biodegradável (CASSINI, 2003). Um lodo com alto teor de matéria orgânica necessita de uma etapa de estabilização antes da sua disposição final. O incremento na produção de sólidos reduz a idade do lodo do UASB e aumenta a periodicidade de descarte do lodo de excesso, o que gera aumento de custos com a disposição final desse resíduo.

Uma alta idade do lodo é desejável, pois aumenta a eficiência da hidrólise e posterior digestão da matéria solúvel (CAVALCANTI et al., 1999). A conversão eficiente do material orgânico por meio do aumento da idade do lodo pode contribuir para a digestibilidade das microalgas dentro do reator. Nesse sentido, é vantajoso operar o reator UASB à máxima idade do lodo (VAN HAANDEL et al., 2015). Adicionalmente, o pré-tratamento do lodo algáceo antes de realizar a codigestão anaeróbia se faz necessário, já que esse mecanismo interrompe ou enfraquece a estrutura da parede celular das microalgas. Logo, a matéria orgânica intracelular das microalgas se torna mais acessível e biodisponível no processo de codigestão anaeróbia facilitando sua conversão em metano no reator.

6 CONCLUSÕES

O reator UASB manteve desempenho satisfatório no tratamento anaeróbio do esgoto sanitário nas duas etapas avaliadas e apresentou eficiência de tratamento de acordo com a literatura.

A queda na produção de biogás na etapa 2 foi atribuída à diminuição da temperatura no período de inverno e da carga orgânica aplicada ao reator, em função da diluição do esgoto sanitário nesta etapa. Além disso, o modelo de regressão linear múltipla constatou que a carga orgânica afluyente ao UASB tem forte relação com a produção de biogás.

Conforme esperado, a idade do lodo do reator decresceu da etapa 1 para a etapa 2 como consequência do aumento da produção de sólidos. O incremento relativo da produção de lodo pode estar relacionado com a não digestão das microalgas, as quais são capturadas pelo lodo do reator, mas não são totalmente digeridas por ele. Ademais, o acréscimo desse parâmetro aumenta a periodicidade de descarte do lodo de excesso do UASB gerando aumento de custos com a disposição final deste resíduo

Em termos de estabilidade, o lodo do reator se tornou menos estabilizado na região de manta sugerindo que o processo de codigestão anaeróbia alterou a estabilidade do lodo de descarte do UASB. Os dados sugerem que esse fato ocorreu devido ao carreamento das microalgas no interior do reator da região de leito para a manta. O aumento da relação SV/ST no lodo de descarte implica em um lodo com instabilidade biológica pela presença de material orgânico biodegradável, necessitando de uma etapa de estabilização antes da sua disposição final.

Constatou-se que a DQO das microalgas perdidas no efluente do reator e no lodo de descarte não foi convertida em metano. Por consequência, infere-se que a DQO das microalgas pouco contribuiu para a produção de metano no UASB neste estudo. Portanto, para aumentar a conversão do material orgânico no reator deve-se operar o UASB à máxima idade do lodo. Além disso, é necessário pré-tratar as microalgas

antes de realizar a codigestão anaeróbia para aumentar a biodisponibilidade da matéria orgânica intracelular das microalgas e facilitar sua conversão em metano.

7 RECOMENDAÇÕES

A partir do que foi levantado no presente trabalho, recomenda-se a investigação dos seguintes pontos:

- Realizar o monitoramento do reator UASB englobando as quatro estações do ano, tendo em vista a forte influência de fatores ambientais tais como temperatura e precipitação pluviométrica sobre o processo de digestão anaeróbia.
- Estudar o processo de codigestão anaeróbia no reator antes e após o processo de pré-tratamento do lodo algáceo, com o intuito de aumentar a digestibilidade das microalgas dentro do reator e, conseqüentemente, aumentar o potencial energético do sistema.
- Realizar a cromatografia gasosa do biogás para conhecer a real porcentagem de metano presente no biogás gerado no UASB.
- Realizar análises de ácidos graxos voláteis (AGV) e alcalinidade no afluente e efluente do reator.
- Medir concentrações de metano dissolvido no efluente do reator para avaliar as perdas de metano.
- Realizar a contagem de células das microalgas presente no UASB para estimar a digestibilidade do lodo algáceo no sistema.
- Utilizar técnicas de traçadores para avaliar as características de transporte e dispersão das microalgas no interior do reator.
- Operar o reator à máxima idade do lodo para aumentar a conversão da matéria orgânica biodegradável presente no UASB.
- Quantificar e avaliar as perdas de biogás no reator UASB.

REFERÊNCIAS

ALVAREZ, J. A., RUIZ, I., GÓMEZ, M., PRESAS, J. SOTO, M. Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. **Bioresource Technology**, v. 97, n. 14, p. 1640-1649, 2006.

ALVAREZ, R.; LIDEN, G. Semi-continuous co-digestion of solid slaughterhouse waste, manure, and fruit and vegetable waste. **Renewable Energy**. v. 33, n. 4, p.726-734, 2008.

ANDREOLI, C. V., VON SPERLING, M., FERNANDES, F. **Sludge treatment and disposal**. IWA publishing, 2007.

APHA. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. American Public Health Association, Washington, DC, 2012.

APPELS, L., BAEYENS, J., DEGRÈVE, J., DEWIL, R. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. **Progress in energy and combustion science**, v. 34, n. 6, p. 755-781, 2008.

AQUINO, S. F. D., CHERNICHARO, C. A. D. L., FORESTI, E., SANTOS, M. D. L. F. D., MONTEGGIA, L. O. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. 2007. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.12, p. 195-201, 2007.

AQUINO, S. F. de; CHERNICHARO, C. AL. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 2, p. 152-161, 2005.

ARA - Altstoff Recyclin. **STAN (short for subSTANCE flow ANALYSIS)**. Versão 2.6 Austria. 2012.

AZEREDO, L. Z. **Potencial Energético da Codigestão da Biomassa de Microalgas no Tratamento de Esgoto Sanitário em Reatores UASB**. 2016. Dissertação

(Mestrado em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

BANU, J. R.; KALIAPPAN, S.; YEOM, I. T. Treatment of domestic wastewater using upflow anaerobic sludge blanket reactor. **International Journal of Environmental Science & Technology**, v. 4, n. 3, p. 363-370, 2007.

BARBOSA, R. A.; SANT'ANNA, G. L. Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. **Water Research**, v. 23, n. 12, p. 1483-1490, 1989.

BAUER, D. F. (1972), Constructing confidence sets using rank statistics. **Journal of the American Statistical Association**. 67, 687–690.

BAYR, S. et al. Long-term thermophilic mono-digestion of rendering wastes and co-digestion with potato pulp. **Waste Management**. v. 34, p. 1853–1859, 2014.

BECKER, E. W. Micro-algae for human and animal consumption. **Micro-algal biotechnology**, 1988.

BECKER, E. W. Micro-algae as a source of protein. **Biotechnology advances**, v. 25, n. 2, p. 207-210, 2007.

BEHLING, E., DIAZ, A., COLINA, G., HERRERA, M., GUTIERREZ, E., CHACIN, E., FORSTER, C. F. Domestic wastewater treatment using a UASB reactor. **Bioresource Technology**, v. 61, n. 3, p. 239-245, 1997.

BIGGS, E. M., BRUCE, E., BORUFF, B., DUNCAN, J. M., HORSLEY, J., PAULI, N., HAWORTH, B. Sustainable development and the water–energy–food nexus: A perspective on livelihoods. **Environmental Science & Policy**, v. 54, p. 389-397, 2015.

BOF, V. S., SANT'ANA, T. D. C., WANKE, R., SILVA, G. M., SALIM, F. P. C., NARDOTTO, J. I. O., PEGORETTI, J. M. ETEs compactas associando reatores anaeróbios e aeróbios ampliam a cobertura do saneamento no estado do Espírito

Santo. In: **Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 21ª Feira Internacional de Tecnologias de Saneamento Ambiental, 4. ABES, 2001. p. 1-8.

BORGES, R. M. **Desenvolvimento e Aplicação de um Sistema de Diagnóstico Fuzzy, Baseado em Modelos para Reatores UASB Tratando Esgoto**. 2005. Tese (Doutorado em Engenharia Elétrica) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

BRIAND, X.; MORAND, P. Anaerobic digestion of *Ulva* sp. 1. Relationship between *Ulva* composition and methanisation. **Journal of Applied Phycology**, v. 9, n. 6, p. 511, 1997.

CAMPOS, R. J. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo**, PROSAB. 1999.

CAPORGNO, M. P., TALEB, A., OLKIEWICZ, M., FONT, J., PRUVOST, J., LEGRAND, J., BENGGOA, C. Microalgae cultivation in urban wastewater: nutrient removal and biomass production for biodiesel and methane. **Algal Research**, v. 10, p. 232-239, 2015.

CAPORGNO, M. P. **The potential of sewage sludge and microalgae: "green energy" production and environment benefits**. 2016. Thesis (Doctorate degree in Chemical Engineering)- Departmente of Chemical Engineering, Universitat Rovira Virgili, Tarragona.

CARDOSO, A.; VIEIRA G.E.G.; MARQUES A.K. O uso de microalgas para a obtenção de biocombustíveis. **Revista Brasileira de Biociências**. v. 9, n. 4, p. 542-549, 2011.

CARVALHO, K. Q. D., SALGADO, T. M., PIRES, C. Influência da variação cíclica de carga hidráulica no comportamento do reator UASB. In: **Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 23. ABES, 2005. p. 1-5.

CASSINI, S.T. (Coord.). **Digestão de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do Biogás**. Rio de Janeiro: ABES/Rima, 2003. (Projeto PROSAB).

CASTRO, F. M. S. de. **Estudo do comportamento hidrodinâmico de uma nova proposta de configuração interna para reator UASB**. 2010. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, Porto Alegre.

CAVALCANTI, P. F. F., MEDEIROS, E. J. S., SILVA, J. K. M., VAN HAANDEL, A. Excess sludge discharge frequency for UASB reactors. **Water Science and Technology**, v. 40, n. 8, p. 211-219, 1999.

CHEN, Y.; CHENG, J. J.; CREAMER, K. S. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. **Bioresource technology**, v. 99, n. 10, p. 4044-4064, 2008.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v. 5, 380 p. 2007.

CHERNICHARO, C. A. L.; DOS REIS CARDOSO, M. Development and evaluation of a partitioned upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor for the treatment of domestic sewage from small villages. **Water science and technology**, v. 40, n. 8, p. 107-113, 1999.

CHISTI, Y. Biodiesel from microalgae. **Biotechnology advances**, v. 25, n. 3, p. 294-306, 2007.

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

CHOONG, Y. Y., NORLI, I., ABDULLAH, A. Z., & YHAYA, M. F. IMPACTS of trace element supplementation on the performance of anaerobic digestion process: A critical review. **Bioresource Technology**, v. 209, p.369-379, 2016.

CHYNOWETH, D. P. Renewable biomethane from land and ocean energy crops and organic wastes. **Hortscience**, v. 40, n. 2, p. 283-286, 2005.

COELHO, S., SILVA, O., VARKULYA Jr, A., AVELLAR, L., & FERLING, F. Estado da arte do biogás. **Relatório de acompanhamento. CENBIO–Centro Nacional de Referência em Biomassa. São Paulo**, 2001.

COUTO, E. D. A., CALIJURI, M. L., ASSEMANY, P. P., TANGO, M. D., DA FONSECA SANTIAGO, A. Influence of solar radiation on nitrogen recovery by the biomass grown in high rate ponds. **Ecological Engineering**. v. 81, p. 140-145. 2015.

CRAGGS, R.; SUTHERLAND, D.; CAMPBELL, H. Hectare-scale demonstration of high rate algal ponds for enhanced wastewater treatment and biofuel production. **Journal of Applied Phycology**, v. 24, n. 3, p. 329-337, 2012.

DELAZARE, T. **Desnitrificação de esgoto Sanitário tratado a nível secundário através de biofiltros submersos utilizando comparativamente Metanol e Metano como fonte de Carbono**. 2004. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

EHIMEN, E. A., SUN, Z. F., CARRINGTON, C. G., BIRCH, E. J., EATON-RYE, J. J. Anaerobic digestion of microalgae residues resulting from the biodiesel production process. **Applied Energy**. Nova Zelândia, v. 88, p. 3454-3463, 2011.

EHIMEN, E. A., CONNAUGHTON, S., SUN, Z., CARRINGTON, G. C. Energy recovery from lipid extracted, transesterified and glycerol codigested microalgae biomass. **Global Change Biology Bioenergy**. v. 1, p. 371-381, 2009.

ELLER, C. M. **Caracterização dos componentes traços efluentes no aproveitamento energético do biogás gerado em Reator UASB no tratamento de esgoto doméstico**. 2013. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

ELSER, J. J., FAGAN, W. F., DENNO, R. F., DOBBERFUHL, D. R., FOLARIN, A., HUBERTY, A., SIEMANN, E. H. Nutritional constraints in terrestrial and freshwater food webs. **Nature**, v. 408, n. 6812, p. 578, 2000.

ENDO, A., TSURITA, I., BURNETT, K., ORENCIO, P. M. A review of the current state of research on the water, energy, and food nexus. **Journal of Hydrology: Regional Studies.**, v. 11, p. 20-30, 2017.

ESPOSITO, G., FRUNZO, L., GIORDANO, A., LIOTTA, F., PANICO, A., PIROZZI, F. Anaerobic co-digestion of organic wastes. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology.**, v. 11, n. 4, p. 325-341, 2012.

FERNANDEZ, G.C.; SIALVE, B.; SALCES, B.M. Anaerobic digestion of microalgal biomass: Challenges, opportunities and research needs. **Bioresource Technology**, v. 198. p. 896-906, 2015.

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

FERREIRA, M.M.; SEIBERT, M.R. **Balanços de Massa e Energia para uma Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário Composta por UASB, Lagoa de Alta Taxa e Sistema de Separação de Algas.** 2016. Projeto de Graduação (Graduação em Engenharia Ambiental), Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

FLORÊNCIO, L.; KATO, M. T.; MORAIS, J. C. Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco. **Water Science and Technology.**, v. 44, n. 4, p. 71-77, 2001.

FRANÇA JÚNIOR, A. T.de. **Análise do aproveitamento energético do biogás produzido numa estação de tratamento de esgoto.** 2008. Dissertação (Mestrado

em Engenharia Mecânica) - Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira.

FRANCISCO, S.A. **Recuperação De Microalgas Cultivadas em Efluente de Tratamento Anaeróbio de Esgoto por Processo de Coagulação-Floculação**. 2016. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

GHANGREKARA, M.M.; ASOLEKARB, S.R.; JOSHI, S.G. Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. **Water Research**, v.39, p. 1123–1133, 2005.

GOLUEKE, C. G.; OSWALD, W. J.; GOTAAS, H. B. Anaerobic digestion of algae. **Applied microbiology**, v. 5, n. 1, p. 47, 1957.

GONÇALVES, R.F., **Projeto Hidráulico**. 2015. Planta de implantação, preto e branco.

GONÇALVES, R. F., ARAÚJO, V. D. L., CHERNICHARO, C. A. (1997). Tratamento secundário de esgoto sanitário através da associação em série de reatores UASB e biofiltros aerados submersos. In **Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental** (Vol. 19, pp. 450-61).

GONÇALVES, R. F.; ARAÚJO, V. L.; BOF, V. S. Combining upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors and submerged aerated biofilters for secondary domestic wastewater treatment. **Water science and technology**, v. 40, n. 8, p. 71-79, 1999.

GOOGLE Earth website. Disponível em: <<http://earth.google.com>>. Acesso em: 17 set. 2017.

GUTIÉRREZ, R., PASSOS, F., FERRER, I., UGGETTI, E., GARCÍA, J. Harvesting microalgae from wastewater treatment systems with natural flocculants: effect on biomass settling and biogas production. **Algal Research**, v. 9, p. 204-211, 2015.

HALALSHEH, M., SAWAJNEH, Z., ZU'BI, M., ZEEMAN, G., LIER, J., FAYYAD, M., LETTINGA, G. Treatment of strong domestic sewage in a 96 m³ UASB reactor

operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. **Bioresource Technology**, v.96, p. 577–585, 2005.

HALL, M., BANSAL, P., LEE, J. H., REALFF, M. J., BOMMARIUS, A. S. Cellulose crystallinity—a key predictor of the enzymatic hydrolysis rate. **The FEBS journal**, v. 277, n. 6, p. 1571-1582, 2010.

HARTLEY, K.; LANT, P. Eliminating non-renewable CO₂ emissions from sewage treatment: An anaerobic migrating bed reactor pilot plant study. **Biotechnology and bioengineering**, v. 95, n. 3, p. 384-398, 2006.

HIDAKA, T. Growth and anaerobic digestion characteristics of microalgae cultivated using various types of sewage. **Bioresource Technology**, v. 170, p. 83-89, 2014.

HOLLANDER, M.; WOLFE, D.A. (1973), Nonparametric Statistical Methods. New York: John Wiley & Sons. Pages 27–33 (one-sample), 68–75 (two-sample).

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.

INSTITUTO NACIONAL DE METEOROLOGIA (INMET). Disponível em: <http://www.inmet.gov.br/portal/index.php?r=home/page&page=rede_estacoes_auto_graf>. Acesso em: 26 out. 2017.

KHALID, A., ARSHAD, M., ANJUM, M., MAHMOOD, T., DAWSON, L. The anaerobic digestion of solid organic waste. **Waste management**, v. 31, n. 8, p. 1737-1744, 2011.

KIM, J., KANG, C. M. Increased anaerobic production of methane by co-digestion of sludge with microalgal biomass and food waste leachate. **Bioresource Technology**, v. 189, p. 409-412, 2015.

LAMBERTI, G.G. **Solubilização de Matéria Orgânica e Nutrientes do Lodo Algáceo de uma Lagoa de Estabilização através de Processos Hidrolíticos Alcalino e Térmico**. 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Desenvolvimento

Sustentável) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

LEITÃO, R. **Robustness of UASB reactors treating sewage under tropical conditions**. 2004. Thesis. Wageningen Universiteit.

LETTINGA, G., DE MAN, A., VAN DER LAST, A. R. M., WIEGANT, W., VAN KNIPPENBERG, K., FRIJNS, J., VAN BUUREN, J. C. L. Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. **Water Science and Technology**, v. 27, n. 9, p. 67-73, 1993.

LEW, B., TARRE, S., BELAVSKI, M., GREEN, M. UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: a comparison between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor. **Water Science and Technology**, v. 49, n. 11-12, p. 295-301, 2004.

LIMA, A. C. G.; PASSAMANI, F. C. **Avaliação do Potencial Energético do Biogás Produzido no Reator UASB da ETE-UFES**. Monografia (Bacharel em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2012.

LOBATO, L. C. S. **Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico**. 2011. 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.

LOBATO, L.C.S.; CHERNICHARO, C.A.L.; SOUZA, C.L. Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. **Water Science and Technology**, 2012, v.6, p. 2745-2753.

LÓPEZ-GONZÁLEZ, D. et al. Energetic, economic and environmental assessment of the pyrolysis and combustion of microalgae and their oils. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 51, p. 1752-1770, 2015.

MACHADO, F.L.O. de. **Codigestão Anaeróbia de Microalgas e de Glicerol Residual do Biodiesel**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza.

MAHMOUD, N., ZEEMAN, G., GIJZEN, H., LETTINGA, G. Anaerobic sewage treatment in a one-stage UASB reactor and a combined UASB-Digester system. **Water Research**, Palestina, v. 38, p.2348–2358, 2004.

MAMANI, L.A.B. **Desenvolvimento de um Reator para Geração de Biogás a partir de Biomassa de Microalgas como Alternativa Energética nas Áreas Rurais**. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Industrial) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Industrial, Universidade Federal da Bahia, Salvador.

MATA-ALVAREZ, J., DOSTA, J., ROMERO-GÜIZA, M. S., FONOLL, X., PECES, M., ASTALS, S. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 36, p. 412-427, 2014.

McCARTY, P.L.; BAE, J. KIM, J. Domestic wastewater treatment as a net energy producer—can this be achieved?. 2011.

MENGER-KRUG, E., NIEDERSTE-HOLLENBERG, J., HILLENBRAND, T., HIESSL, H. Integration of microalgae systems at municipal wastewater treatment plants: implications for energy and emission balances. **Environmental science & technology**, v. 46, n. 21, p. 11505-11514, 2012.

METCALF; EDDY. Wastewater engineering: treatment and reuse. 4 ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

MONTEGOMERY, DOUGLAS; RUNGER, C. GEORGE. **Estatística Aplicada e probabilidade para engenheiros**. LTC, 2003. P. 268 – 270.

MONTINGELLI, M.E.; TEDESCO S.; OLABI A.G. Biogas production from algal biomass: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. v. 43, p. 961-972, 2015.

MORAIS, T. N. **Avaliação da transferência de metano no sentido gás-líquido e simulação da capacidade de suprimento da desnitrificação biológica de esgoto sanitário com doadores endógenos de elétrons (metano e sulfato de hidrogênio)**. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

MORAND, P.; BRIAND, X. Anaerobic digestion of *Ulva* sp. 2. Study of *Ulva* degradation and methanisation of liquefaction juices. **Journal of applied phycology**, v. 11, n. 2, p. 164-177, 1999.

MORTARA, F. C. **Utilização de leitos de drenagem no desaguamento de lodos anaeróbios**. 2011. Mestrado. (Mestrado em Engenharia) - Programa de Pós-graduação em Engenharia, Universidade de São Paulo, São Paulo.

NADAIS, H., BARBOSA, M., CAPELA, I., ARROJA, L., RAMOS, C. G., GRILO, A., LEITÃO, J. H. Enhancing wastewater degradation and biogas production by intermittent operation of UASB reactors. **Energy**, v. 36, n. 4, p. 2164-2168, 2011.

NASCIMENTO, M.C.P. **Filtro Biológico Percolador de Pequena Altura de Meio Suporte Aplicado ao Pós-Tratamento de Efluente de Reator UASB**. Grau M. Sc. Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais–UFMG, Belo Horizonte, 124p, 2001.

NOYOLA, A.; CAPDEVILLE, B.; ROQUES, H. Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating stationary fixed-film reactor. **Water Research**, v. 22, n. 12, p. 1585-1592, 1988.

NURDOGAN, Y.; OSWALD, W. J. Enhanced nutrient removal in high-rate ponds. **Water Science and Technology**, v. 31, n. 12, p. 33-43, 1995.

OKUDA, K. Structure and phylogeny of cell coverings. **Journal of plant research**, v. 115, n. 4, p. 283-288, 2002.

OLIVEIRA, K. P. **Análise da biomassa e do óleo microalgal de lagoa de estabilização**. 2017. Dissertação (Mestrado em Ciências Ambientais) - Programa de Pós-Graduação em Uso Sustentável de Recursos Naturais, Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Rio Grande do Norte, Natal.

OMETTO, F., QUIROGA, G., PŠENIČKA, P., WHITTON, R., JEFFERSON, B., VILLA, R. Impacts of microalgae pre-treatments for improved anaerobic digestion: Thermal treatment, thermal hydrolysis, ultrasound and enzymatic hydrolysis. **Water Research**. Reino Unido, v. 65, p.350-361, 2014.

PANPONG, K., NUIHITIKUL, K., SOMPONG, O., KONGJAN, P. Anaerobic Co-Digestion Biomethanation of Cannery Seafood Wastewater with Microcystis SP; Blue Green Algae with/without Glycerol Waste. **Energy Procedia**. v.79, p. 103-110, 2015.

PARK, J. E., KIM, J. O., LEE, W. B., LEE, S. T., LEE, J. J. UASB performance in presence of algae and synthetic media. **Water science and technology**, v. 36, n. 12, p. 125-133, 1997.

PARK, J.B.K.; CRAGGS, R.J.; SHILTON, A.N. Wastewater treatment high rate algal ponds for biofuel production. **Bioresource Technology**, Nova Zelândia, v. 102, n.1, p. 35-42, 2011.

PARK, S. LI, Y. Evaluation of methane production and macronutrient degradation in the anaerobic co-digestion of algae biomass residue and lipid waste. **Bioresource technology**, v. 111, p. 42-48, 2012.

PARKIN, G. F.; OWEN, W. F. Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. **Journal of Environmental Engineering**, v. 112, n. 5, p. 867-920, 1986.

PASSOS, F., HOM-DIAZ, A., BLANQUEZ, P., VICENT, T., FERRER, I. Improving biogas production from microalgae by enzymatic pretreatment. **Bioresource Technology**, v. 199, p. 347-351, 2016.

PASSOS, F., UGGETTI, E., CARRÈRE, H., FERRER, I. Pretreatment of microalgae to improve biogas production: A review. **Bioresource Technology**. Espanha, v. 172, p. 403-412, 2014.

PAUL, R.; MELVILLE, L.; SULU, M. Anaerobic Digestion of Micro and Macro Algae, Pre-treatment and Co-Digestion-Biomass--A Review for a Better Practice. **International Journal of Environmental Science and Development**, v. 7, n. 9, p. 646, 2016.

PECORA, V. **Implantação de uma unidade demonstrativa de geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento do esgoto residencial da USP–Estudo de Caso**. 2006. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa de Pós-graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo.

PEREZ-LOPEZ, P., DE VREE, J. H., FEIJOO, G., BOSMA, R., BARBOSA, M. J., MOREIRA, M. T., KLEINEGRIS, D. M. Comparative life cycle assessment of real pilot reactors for microalgae cultivation in different seasons. **Applied Energy**, v. 205, p. 1151-1164, 2017.

PEROVANO, T. G.; FORMIGONI, L. P. A. **Geração de energia a partir de subprodutos do tratamento de esgotos sanitários**. 2011. Monografia (Graduação–Departamento de Engenharia Ambiental). Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

PICOT, B., EL HALOUANI, H., CASELLAS, C., MOERSIDIK, S., BONTOUX, J. Nutrient removal by high rate pond system in a Mediterranean climate (France). **Water Science & Technology**, v. 23, n. 7-9, p. 1535-1541, 1991.

PIEROTTI, S. M., **Avaliação da partida do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis**. 2007.

Dissertação (Mestrado em hidráulica e saneamento) – Escola de Engenharia da Universidade de São Paulo, São Paulo.

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

PROBIO. **Fundamentação Teórica**: Programa de Estimativa de Produção de Biogás em reatores UASB. 2015. Disponível em: <site.sanepar.com.br/probio>. Acesso em: 2 ago. 2017.

R Core Team (2017). R: A language and environment for statistical computing. R Foundation for Statistical Computing, Vienna, Austria. URL <https://www.R-project.org/>.

RAMOS, R. A. **Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de Esgotos no Distrito Federal**. 2008. Dissertação (Mestrado em engenharia civil e ambiental) - Escola de Engenharia, Universidade de Brasília, Brasília.

RAMOS-SUÁREZ, J. L.; CARRERAS, N. Use of microalgae residues for biogas production. **Chemical Engineering Journal**. v. 242, p. 86-95, 2014.

RISSOLI, C. A. e BERNARDES, R. S. Estudo de parâmetros cinéticos do reator UASB tratando esgoto doméstico e avaliação da biodegradabilidade de seu efluente. In: 23º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL [**Anais eletrônico...**] Campo Grande, 2005.

RIZVI, H., AHMAD, N., ABBAS, F., BUKHARI, I. H., YASAR, A., ALI, S., RIAZ, M. Start-up of UASB reactors treating municipal wastewater and effect of temperature/sludge age and hydraulic retention time (HRT) on its performance. **Arabian Journal of Chemistry**, v. 8, n. 6, p. 780-786, 2015.

FERNÁNDEZ-RODRÍGUEZ, M. J., RINCÓN, B., FERMOSO, F. G., JIMÉNEZ, A. M., BORJA, R. Assessment of two-phase olive mill solid waste and microalgae co-digestion to improve methane production and process kinetics. **Bioresource Technology**.v. 157, p. 267-269, 2014.

ROMERO-GÜIZA, M. S., VILA, J., MATA-ALVAREZ, J., CHIMENOS, J. M., ASTALS, S. The role of additives on anaerobic digestion: a review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 58, p. 1486-1499, 2016.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S. Estimate of the electric energy generating potential for different sources of biogas in Brazil. **Biomass and Bioenergy**, v. 33, n. 9, p. 1101-1107, 2009.

SAMHAN, S. A., AL-SA 'ED, R. M., MAHMOUD, N. J. Removal of pathogenic microorganisms in pilot-scale UASB-septic tanks and Albireh urban wastewater treatment plant in Palestine. **Water International**, v. 32, n. S1, p. 798-809, 2007.

SANCHEZ E.P, TRAVIESO L. Anaerobic digestion of *Chlorella vulgaris* for energy production. **Resour Conserv Recycl**, v. 9, p.32-127. 1993.

SEGHETTA, M., ROMEO, D., D'ESTE, M., ALVARADO-MORALES, M., ANGELIDAKI, I., BASTIANONI, S., THOMSEN, M. Seaweed as innovative feedstock for energy and feed–Evaluating the impacts through a Life Cycle Assessment. **Journal of Cleaner Production**, v. 150, p. 1-15, 2017.

SEGHEZZO, L. **Anaerobic Treatment of domestic wastewater in subtropical regions**. f133. Wageningen University. Wageningen, The Netherlands, 2004.

SIALVE, B.; BERNET, N.; BERNARD, O. Anaerobic digestion of microalgae as a necessary step make microalgal biodiesel sustainable. **Biotechnology Advances**, v. 27, n. 4, p. 409 – 416, 2009.

FERREIRA DA SILVA, J., MONTENEGRO CAMPOS, C. M., LOPES PEREIRA, E., GALDINO DA SILVA, V. Avaliação microscópica da endogenia microbiana em

reatores UASB concêntricos, tratando água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro por via úmida. **Acta Scientiarum. Technology**, v. 33, n. 2, 2011.

SINGH, N. K.; DHAR, D. W. Microalgae as second generation biofuel. A review. **Agronomy for Sustainable Development**, v. 31, n. 4, p. 605-629, 2011.

SINGH, K. S.; VIRARAGHAVAN, T. Start-up and operation of UASB reactors at 20 C for municipal wastewater treatment. **Journal of fermentation and Bioengineering**, v. 85, n. 6, p. 609-614, 1998.

SOUZA JUNIOR, P. A.; LOPES, M. M. Aproveitamento energético de biogás produzido pelo tratamento de efluentes líquidos urbanos utilizando reatores uasb: um estudo de caso parapoços de caldas-mg1. **Revista Brasileira de Energias Renováveis**, v. 5, n. 2, p. 204-221, 2016.

SOUZA, C. L. **Estudos das Rotas de Formação de Gases Metano e Sulfeto de Hidrogênio Resultantes do Tratamento de Esgoto Doméstico em Reatores UASB**. 2010. 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.

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.

SPEECE, R.E. Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. In: **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. 1996.

SPIERLING, R. E. **Anaerobic Co-digestion of Microalgae with Food Waste and Wastewater Sludge**: A Thesis. 2011. Tese de Doutorado. California Polytechnic State University.

STEPHENSON, A. L., KAZAMIA, E., DENNIS, J. S., HOWE, C. J., SCOTT, S. A., SMITH, A. G. Life-cycle assessment of potential algal biodiesel production in the

United Kingdom: a comparison of raceways and air-lift tubular bioreactors. **Energy & Fuels**, v. 24, n. 7, p. 4062-4077, 2010.

STILLWELL, A. S.; HOPPOCK, D. C.; WEBBER, M. E. Energy recovery from wastewater treatment plants in the United States: a case study of the energy-water nexus. **Sustainability**, v. 2, n. 4, p. 945-962, 2010.

SYUTSUBO, K., YOOCHATCHAVAL, W., TSUSHIMA, I., ARAKI, N., KUBOTA, K., ONODERA, T., YONEYAMA, Y. Evaluation of sludge properties in a pilot-scale UASB reactor for sewage treatment in a temperate region. **Water Science and Technology**, v. 64, n. 10, p. 1959-1966, 2011.

SUBTIL, E. L.; CASSINI, S. T. A.; GONÇALVES, R. F. Sulfate and dissolved sulfide variation under low COD/Sulfate ratio in Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) treating domestic wastewater. **Revista Ambiente & Água**, v. 7, n. 1, p. 130-139, 2012.

TARTAKOVSKY, B.; LEBRUN, F. M.; GUIOT, S. R. High-rate biomethane production from microalgal biomass in a UASB reactor. **Algal Research**, v. 7, p. 86-91, 2015.

TCHOBANOGLIOUS, G. B. F. L. **Fundamentals of biological treatment**. Wastewater engineering: Treatment and reuse, p. 611-635, 2003.

TORRES, H.S.J. **Cultivo de Microalgas em Efluente de Tratamento Anaeróbio de Esgoto**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo. Vitória, 2014.

TRIPATHI, R.; SINGH, J.; THAKUR, I, S. Characterization of microalga *Scenedesmus* sp. ISTGA1 for potential CO₂ sequestration and biodiesel production. **Renewable Energy**, v. 74, p. 774-781, 2015.

TUNES, C. R. **Produção de biogás a partir da digestão anaeróbica de efluentes orgânicos em reator UASB**. 2017. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia) - Programa de Pós-graduação em Biotecnologia. Universidade Federal do Tocantins, Gurupi.

UEMURA, S.; HARADA, H.I. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. **Bioresource Technology**, v. 72, n. 3, p. 275-282, 2000.

VAN HAANDEL, A., SANTOS, S. L., CHAVES, S. R. M., COSTA, J. W. N. 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

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

VASUDEVAN, V., STRATTON, R. W., PEARLSON, M. N., JERSEY, G. R., BEYENE, A. G., WEISSMAN, J. C., HILEMAN, J. I. Environmental performance of algal biofuel technology options. **Environmental science & technology**, v. 46, n. 4, p. 2451-2459, 2012.

VERGARA-FERNÁNDEZ, A., VARGAS, G., ALARCÓN, N., VELASCO, A. Evaluation of marine algae as a source of biogas in a two-stage anaerobic reactor system. **Biomass and Bioenergy**, v. 32, n. 4, p. 338-344, 2008.

VERONEZ, F. A. **Desempenho de um Reator UASB Tratando Esgoto Sanitário e Realizando Concomitantemente o Adensamento e Digestão do Lodo de Descarte de Biofiltros Aerados Submersos**. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

VERONEZ, F. A.; GONÇALVES, R. F. Produção de biogás em um reator UASB tratando esgoto sanitário e lodo de descarte de biofiltros aerados submersos. In: **Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 6, Vitória, 2002. Disponível em: Acesso em 15 jan. 2002.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ**. 2005.

Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Civil) –Programa de Pós-graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

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

VON SPERLING, M. V. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3 ed. Belo Horizonte: UFMG, 2007.

WANG, J.; EVANGELOU, V. P. Metal tolerance aspects of plant cell wall and vacuole. **Handbook of Plant and Crop Physiology**. Marcel Dekker, Inc., New York, p. 695-717, 1995.

WANG, M., SAHU, A. K., RUSTEN, B., PARK, C. Anaerobic co-digestion of microalgae *Chlorella* sp. and waste activated sludge. **Bioresource Technology**, v. 142, p. 585–590, 2013.

WARD, A.J.; LEWIS, D.M.; GREEN, F.B. Anaerobic digestion of algae biomass: A review. **Algal Research**.v. 5, n.1, p.204-214, 2014.

WATANABE, R., NIE, Y., WAKAHARA, S., KOMORI, D., LI, Y. Y. Investigation on the response of anaerobic membrane bioreactor to temperature decrease from 25° C to 10° C in sewage treatment. **Bioresource Technology**, v. 243, p. 747-754, 2017.

WEILAND, P. Biogas production: current state and perspectives. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 85, n. 4, p. 849-860, 2010.

YAYA-BEAS, R. E., CADILLO-LA-TORRE, E. A., KUJAWA-ROELEVELD, K., VAN LIER, J. B., ZEEMAN, G. Presence of helminth eggs in domestic wastewater and its removal at low temperature UASB reactors in Peruvian highlands. **Water research**, v. 90, p. 286-293, 2016.

YEN, H.-W.; BRUNE, D. E. Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. **Bioresource Technology**, v. 98, n. 1, p. 130-134, 2007.

ZHEN, G., LU, X., KOBAYASHI, T., KUMAR, G., XU, K. Anaerobic co-digestion on improving methane production from mixed microalgae (*Scenedesmus* sp., *Chlorella* sp.) and food waste: Kinetic modeling and synergistic impact evaluation. **Chemical Engineering Journal**, v. 299, p. 332-341, 2016.

ANEXO A – MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA

Para a realização da análise de microscopia eletrônica de varredura utilizou-se uma alíquota de 2 mL de cada amostra fixada em glutaraldeído 2,5% + folmaldeído 2% tamponada (pH 7,2 - 7,4) com cacodilato de sódio 0,1mol/L por 24 horas. A pós-fixação foi realizada em solução de ferrocianeto de potássio 1,25% e tetróxido de ósmio 1,0% (1h / T°C ambiente). Após essa etapa as amostras foram lavadas com tampão cacodilato e posteriormente com água “miliQ”, seguido da desidratação em gradiente crescente de etanol (30, 50, 70, 90 e 100%).

As amostras foram então submetidas a secagem em ponto crítico (Autosandri-815, Tousimis) e posterior cobertura de ouro em metalizador (Desk V, Denton Vacuum). As imagens foram adquiridas em microscópio eletrônico de varredura da JEOL (JEM6610 LV), operado a 20 kV com filamento de tungstênio utilizando o detector de elétrons secundários, no Laboratório de Microscopia do Centro de Ciências da Saúde (CCS) da UFES.

ANEXO B – ENSAIO DE RESPIROMETRIA – TESTE DE ATIVIDADE METANOGENICA (AME) E TESTE DE BIODEGRADABILIDADE

B.1. Preparo da solução de nutrientes

O preparo da solução de nutrientes foi realizado conforme metodologia apresentada por Monteggia (apud FERREIRA, 2017, p. 57). As concentrações utilizadas para o preparo das soluções 1 (tampão e macronutrientes) e 2 (micronutrientes) estão apresentadas na Tabela 38. Realizou-se o preparo da solução de nutrientes nas proporções de 1 mL da solução 2 para cada litro de solução 1, a fim de tamponar o pH e impedir a limitação da atividade metanogênica dos microrganismos presentes no inóculo por privação de elementos traço durante o experimento (FERREIRA, 2017).

Tabela 38 - Solução tampão e de nutrientes

Solução	Reagente	Concentração	Função
1	KH ₂ PO ₄	1500 mg/L	Tampão
	K ₂ HPO ₄	1500 mg/L	
	NH ₄ Cl	500 mg/L	Macronutrientes
	Na ₂ S.7H ₂ O	50 mg/L	
2	FeCl ₃ .6H ₂ O	2000 mg/L	Micronutrientes
	ZnCl ₂	50 mg/L	
	CuCl ₂ .2H ₂ O	24,77 mg/L	
	MnCl ₂ .4H ₂ O	611 mg/L	
	(NH ₄) ₆ .Mo ₇ O ₂₄ 4H ₂ O	50 mg/L	
	AlCl ₃	90,84 mg/L	
	CoCl ₃ .6H ₂ O	2000 mg/L	
HCl (P.A.)	1 mL		

Fonte: Monteggia apud (FERREIRA, 2017, p. 57). Adaptado.

B.2. Montagem dos frascos

Para a montagem dos frascos, considerou-se um *headspace* de 15% do volume total do frasco 200 mL, resultando em volume útil de 170 mL. A montagem foi realizada nas seguintes etapas:

- Coleta do lodo de leito e manta do reator com caracterização quanto aos Sólidos Voláteis (SV);
- Determinação do volume de lodo a ser inserido nos frascos para se atingir a concentração final de 1,5 g/L de Sólidos Voláteis;
- Determinação do volume de acetato de sódio na concentração 100mg/L, usando como critério a relação de 0,5 gDQO/gSV (substrato/inóculo) e de solução de nutrientes (solução 1 e 2) a serem colocados nas garrafas até atingir o volume útil de 170 mL;
- Montagem dos frascos com inserção do volume de lodo com 40,56 mL de solução de nutrientes;
- Expurga dos frascos com injeção de N₂ utilizando pressão de 5 psi por 2 minutos para promover um ambiente anaeróbio;
- Selagem dos frascos com tampa de látex adaptadas;
- Aclimatação por 24 horas na temperatura de 35°C ±1;
- Adição de 2,57 mL de acetato em dois frascos (manta e leito) e adição de água deionizada em outros dois frascos (manta e leito) para o teste de biodegradabilidade;
- Realização de nova purga com N₂, utilizando pressão de 5 psi por 1 minuto.

Após essas etapas, realizou-se a introdução dos frascos dentro da estufa na temperatura mesofílica de 35°C ±1.

B.3. Determinação da AME e da biodegradabilidade do Lodo

Para o cálculo da AME e do teste de biodegradabilidade foram construídas as curvas de produção de metano ao longo do período do teste até ser observada uma assíntota horizontal, indicando a estabilização da curva. Na porção linear do gráfico cumulativo plotado com os dados monitorados durante o experimento aplicou-se regressão linear, tendo sido obtidas as respectivas linhas de tendência, com suas equações e coeficientes de determinação. A inclinação da reta indicava a taxa de produção de metano (mLCH₄.d⁻¹) em cada um dos ensaios. A partir da taxa de produção de metano e da quantidade inicial de biomassa, obtinha-se a Atividade Metanogênica Específica

do lodo ($\text{mLCH}_4/\text{gSV}\cdot\text{d}$). Para a porcentagem de metano presente no biogás adotou-se o valor de 70% (FERREIRA, 2017).

ANEXO C – ANÁLISE DE COEFICIENTES E DE RESÍDUOS DO MODELO DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA

A Tabela 39 apresenta a medida descritiva da qualidade do ajuste. O coeficiente de determinação do modelo de regressão linear múltipla (R^2 ajustado) foi de 92%, sendo o ajuste considerado adequado.

Tabela 39 - Medida descritiva da qualidade do ajuste do modelo de regressão

Medida Descritiva da Qualidade do Ajuste			
Desvio Padrão dos Resíduos	Graus de Liberdade	R^2	R^2 Ajustado
0,173657148	44	0,926878914	0,923555228

Fonte: Autoria Própria.

Na Tabela 40 foi realizado o teste t Student para verificar se os coeficientes da regressão eram não nulos. O resultado do teste indicou a rejeição da hipótese de que os coeficientes são nulos, ou seja, eles são significativos para o modelo ao nível de 5%.

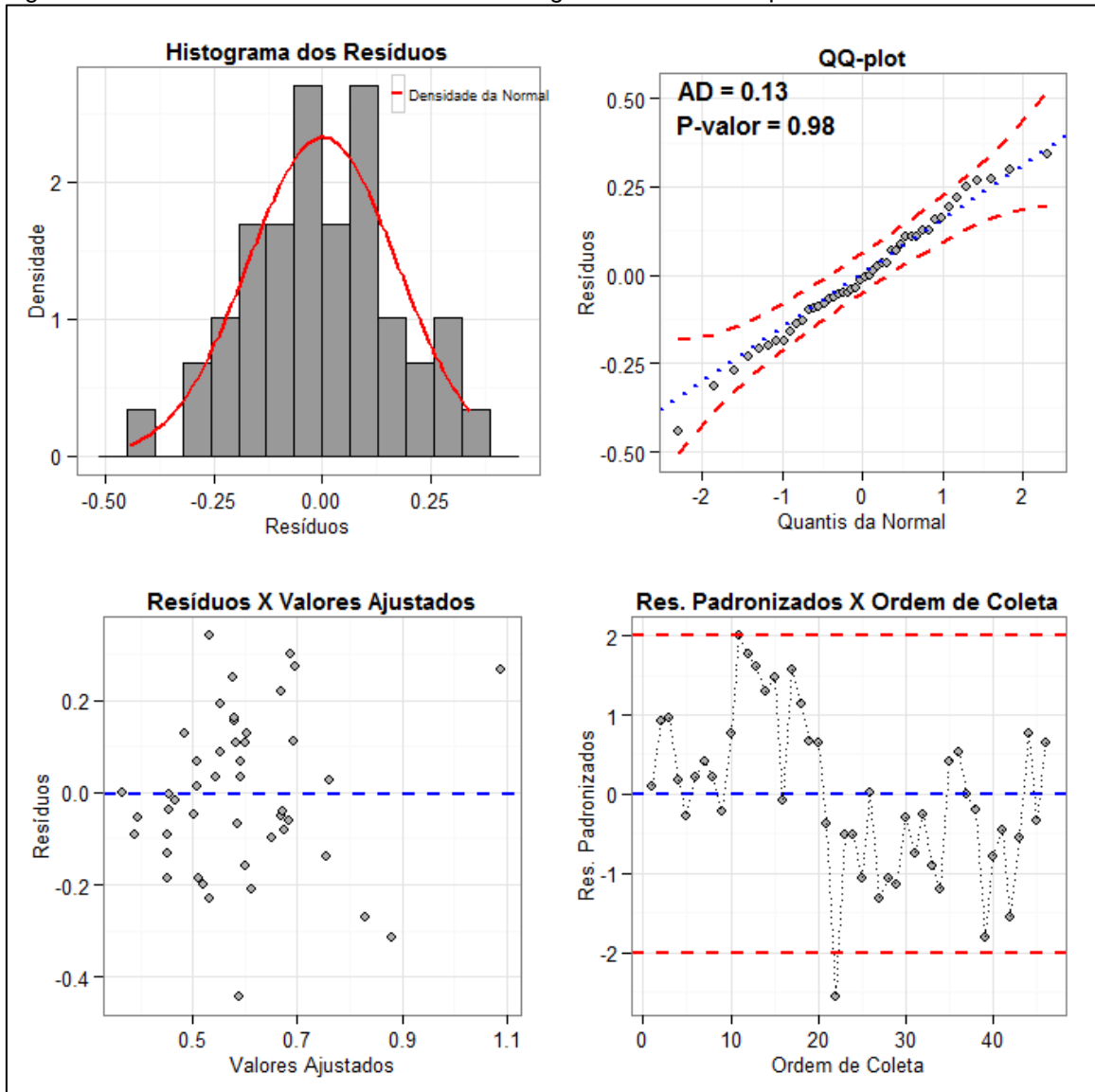
Tabela 40 - Teste de hipótese (t Student) para os coeficientes da regressão

Coefficientes				
Preditor	Estimativa	Desvio Padrão	Estat.t	Valor-p
Temp	0,011632383	0,002815636	4,131351548	0,000158817
COVapl	0,313809828	0,063472272	4,944045943	1,15965E-05

Fonte: Autoria Própria.

Depois de verificada a validade dos coeficientes, é de fundamental importância realizar a análise de resíduos para verificar se não ocorre violação dos pressupostos para o modelo de regressão. O pressuposto de normalidade foi verificado através do histograma (Figura 56) e o gráfico de probabilidade normal (Figura 56). Tanto o histograma quanto o gráfico de probabilidade normal indicam que os resíduos apresentam uma distribuição aproximadamente normal. A condição de normalidade foi confirmada através do teste de Shapiro-Wilk (valor-p = 0,975). Observa-se também que os resíduos estão distribuídos em torno da média zero e apresentam uma distribuição aleatória, porém com altos valores de resíduos.

Figura 56 – Análise de resíduos do modelo de regressão linear múltipla



Fonte: Autoria Própria.