

**UNIVERSIDADE DO VALE DO RIO DOS SINOS – UNISINOS  
UNIDADE ACADÊMICA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL  
NÍVEL MESTRADO**

**ÁDRIAN JUCHEM STOCKMANN**

**AVALIAÇÃO DO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO COMBINADO COM  
RESÍDUOS SÓLIDOS DE RESTAURANTES EM BIODIGESTOR CHINÊS E  
REATOR UASB**

**SÃO LEOPOLDO  
2017**



ÁDRIAN JUCHEM STOCKMANN S

**AVALIAÇÃO DO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO COMBINADO COM  
RESÍDUOS SÓLIDOS DE RESTAURANTES EM BIODIGESTOR CHINÊS E  
REATOR UASB**

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade do Vale do Rio dos Sinos - UNISINOS

Orientadora: Profa. Dra. Luciana Paulo Gomes  
Coorientador: Prof. Dr. Marcelo Oliveira Caetano

SÃO LEOPOLDO  
2017

S865a Stockmanns, Ádrian Juchem.  
Avaliação do tratamento de esgoto sanitário combinado com resíduos sólidos de restaurantes em biodigestor chinês e reator UASB / por Ádrian Juchem Stockmanns. -- São Leopoldo, 2017.

102 f. : il. color. ; 30 cm.

Dissertação (mestrado) – Universidade do Vale do Rio dos Sinos, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, São Leopoldo, RS, 2017.

Orientação: Prof<sup>a</sup> Dr<sup>a</sup> Luciana Paulo Gomes ; Coorientação: Prof. Dr. Marcelo Oliveira Caetano, Escola Politécnica.

1.Biodigestores. 2.Esgotos. 3.Águas residuais – Eliminação. 4.Digestão anaeróbia. 5.Lixo – Eliminação. 6.Gestão integrada de resíduos sólidos. I.Gomes, Luciana Paulo. II.Caetano, Marcelo Oliveira. III.Título.

CDU 662.767.2  
628.3

Catálogo na publicação:  
Bibliotecária Carla Maria Goulart de Moraes – CRB 10/1252

Ádrian Juchem Stockmanns

**AVALIAÇÃO DO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO COMBINADO COM  
RESÍDUOS SÓLIDOS DE RESTAURANTES EM BIODIGESTOR CHINÊS E  
REATOR UASB**

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade do Vale do Rio dos Sinos - UNISINOS

Aprovado em (30) (08) (2017)

**BANCA EXAMINADORA**

Fernando Fernandes – UEL

Luis Alcides Schiavo Miranda – PPGEC, UNISINOS



Dedico este trabalho a toda minha família.





## RESUMO

STOCKMANN, A.J. **Avaliação do tratamento de esgoto sanitário combinado com resíduos sólidos de restaurantes em biodigestor chinês e reator UASB**. São Leopoldo, 2017. 102 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Unisinos, São Leopoldo. 2017.

Este trabalho teve os objetivos de estudar o tratamento de esgoto sanitário através de um biodigestor do tipo chinês (Etapa 1) e de um reator UASB (Etapa 2), além do tratamento de esgoto sanitário em conjunto com resíduos sólidos de restaurantes através de um reator UASB (Etapa 3). O experimento foi realizado na Estação de Tratamento de Esgotos da UNISINOS (Universidade do Vale do Rio dos Sinos), aonde inicialmente foi dada a partida nos sistemas (biodigestor e reator) através da utilização de lodo do UASB existente na ETE da UNISINOS como inóculo. Relacionando as etapas 1 e 2, as análises de cor aparente, cor verdadeira e turbidez apresentaram valores superiores nas análises de Saída durante a Etapa 1. Na Etapa 2 os resultados de cor aparente e turbidez apresentaram uma redução de 41% e 77% respectivamente. As análises de DBO apresentaram uma redução de 32% entre a Entrada e Saída do reator na Etapa 2 contra 17% na Etapa 1. Nas análises de DQO, a média considerada de remoção foi de 20% na Etapa 2 contra 52% na Etapa 1, porém as últimas análises da Etapa 2 chegaram a uma redução de 80% nas análises de Saída. Relacionando as etapas 2 e 3 as análises de cor (aparente e verdadeira), DBO e DQO apresentaram valores superiores na Saída devido a adição de RSR. Comparando com a etapa aonde não foi adicionado RSR (Etapa 2) os parâmetros analisados (com exceção do pH e turbidez) apresentaram-se superiores após a adição de RSR. Em relação a geração de biogás foi comprovado o aumento na produção de biogás após a adição de resíduos, algo que de fato ocorreu principalmente após a segunda adição de resíduo, impulsionando um aumento de aproximadamente 80% em sua geração, havendo, portanto, um indicativo da possibilidade de tratamento combinado, no mesmo reator, de esgoto sanitário e resíduos sólidos de restaurantes. Os resultados sugerem que a configuração de reator UASB (Etapa 2 e 3) possui um poder de remoção de matéria orgânica superior a configuração do biodigestor chinês (Etapa 1), o que impulsiona estudos com um período maior de operação com a introdução de RSR para um tratamento integrado (ES e RSR) em reatores UASB.

**Palavras-chave:** Resíduos sólidos de restaurantes. Esgoto sanitário. Reator UASB.



## ABSTRACT

This work had the objectives of studying the sewage treatment through a Chinese-type digester (Stage 1) and a UASB reactor (Stage 2), besides the sewage treatment together with solid waste from restaurants through a USB reactor (Stage 3). The experiment was performed at Estação de Tratamento de Esgotos da UNISINOS (Universidade do Vale do Rio dos Sinos), where the systems were initially started (biodigester and reactor) through the use of UASB's Iodine existing in ETE from UNISINOS as inoculum. Relating stages 1 and 2, the analysis of apparent color, true color and turbidity presented higher values in the reactor outlet analysis during stage 1. In stage 2, the apparent color and turbidity results presented a reduction of 41% and 77% respectively. The analysis of DBO presented a reduction of 32% between the inlet and outlet of the reactor in stage 2 against 17% in stage 1. In the DQO analysis, the considered mean of removal was 20% in stage 2 against 52% in stage 1, however the stage 2 latest reviews came to a reduction of 80% in the reactor outlet analysis. Relating stages 2 and 3, the color reviews (apparent and true), DBO and DQO presented higher values in the outlet due to the addition of RSR. Comparing to the stage in which no RSR was added (Stage 2), the parameters analyzed (except for pH and turbidity) presented higher after the addition of RSR. About the generation of biogas, the increase in biogas production after the waste addition has been proven, something that actually occurred mainly after the second waste addition, boosting an increase of approximately 80% in its generation, having, therefore, indicative of the possibility of combined treatment, in the same reactor, of sanitary sewage and solid waste from restaurants. The results suggest that the UASB reactor configuration (Stages 2 and 3) has a power of removal of organic matter higher than the Chinese-type digester configuration (Stage 1), which boosts studies with a longer period of operation with the introduction of RSR for a integrated treatment (ES and RSR) in UASB reactors.

**Key-words:** Solid waste from restaurants. Sanitary sewage. Reactor UASB.



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Etapas do processo da DA.....	28
Figura 2 – Influência da temperatura sobre a taxa de crescimento.....	30
Figura 3 – Configurações de reator UASB.....	38
Figura 4 – Biodigestor chinês.....	46
Figura 5 – Configurações e medidas do biodigestor chinês.....	47
Figura 6 – Chapéu Chinês do biodigestor.....	48
Figura 7 – Sistema de aquecimento do biodigestor.....	49
Figura 8 – Reator UASB.....	50
Figura 9 – Interior do Reator UASB.....	51
Figura 10 – Separador Trifásico do reator UASB.....	52
Figura 11 – Configurações e medidas do reator UASB.....	53
Figura 12 – Visão geral da ETE UNISINOS.....	54
Figura 13 – RSR segregado.....	55
Figura 14 – RSR triturado.....	55
Figura 15 – Sistema de bombeamento de ES do reservatório para o reator UASB..	57
Figura 16 – Acúmulo de sólidos no encanamento que abastece o reator.....	67
Figura 17 – Acompanhamento do pH na Saída do reator (etapa 1).....	68
Figura 18 – Acompanhamento da cor aparente na Saída do biodigestor (etapa 1) ..	70
Figura 19 – Acompanhamento da cor verdadeira na Saída do biodigestor (etapa 1)	71
Figura 20 – Acompanhamento da turbidez na Saída do biodigestor (etapa 1) .....	72
Figura 21 – Acompanhamento do Nitrogênio Total na Saída do biodigestor (etapa 1) .....	73
Figura 22 – Acompanhamento do COT na Saída do biodigestor (etapa 1).....	74
Figura 23 – Acompanhamento da DBO na Saída do biodigestor (etapa 1) .....	76
Figura 24 – Acompanhamento da DQO do na Saída do biodigestor (etapa 1).....	77
Figura 25 – Níveis de coleta do biodigestor.....	78
Figura 26 – Sólidos Totais em diferentes níveis de coleta.....	80
Figura 27 – Acúmulo de espuma durante a operação do reator UASB.....	81
Figura 28 – Acúmulo de espuma após a adição de RSR ao reator.....	82
Figura 29 – Acompanhamento do pH na Saída do reator (etapa 2).....	83
Figura 30 – Acompanhamento da cor aparente na Saída do reator (etapa 2) .....	84
Figura 31 – Acompanhamento da cor verdadeira na Saída do reator (etapa 2) .....	85

Figura 32 – Acompanhamento da turbidez na Saída do reator (etapa 2).....	86
Figura 33 – Acompanhamento da DBO na Saída do reator (etapa 2).....	87
Figura 34 – Acompanhamento da DQO na Saída do reator (etapa 2) .....	88

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Padrões de DBO e DQO exigidos pela CONSEMA 355/17 .....	35
Quadro 2 – Vazão x Frequência do sistema de bombeamento .....	58
Quadro 3 – Métodos de análises e referências dos parâmetros medidos.....	60
Quadro 4 - Resultados dos ST em diferentes níveis .....	79
Quadro 5 - Resultados dos STF em diferentes níveis .....	79
Quadro 6 - Resultados dos STV em diferentes níveis.....	79
Quadro 7 – Comparativo das análises de Saída da Etapa 1 e Etapa 2 .....	89
Quadro 8 – Resultados da quantificação de biogás .....	92
Quadro 9 – ANOVA Etapa 1 x Etapa 2 .....	93
Quadro 10 – ANOVA Etapa 2 x Etapa 3 .....	94





## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Vantagens e desvantagens do tratamento anaeróbio em reator UASB em comparação com processos aeróbios convencionais .....	39
---	----



## LISTA DE SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AGCL	Ácidos Graxos de Cadeia Longa
AGV	Ácidos Graxos Voláteis
AS	Aterros Sanitários
BRS	Bactérias Redutoras de Sulfato
CHV	Carga Hidráulica Volumétrica
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CONSEMA	Conselho Estadual do Meio Ambiente
COV	Carga Orgânica Volumétrica
DA	Digestão Anaeróbia
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ES	Esgoto Sanitário
ETE	Estação Tratamento Esgoto
FORSU	Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos
MMA	Ministério do Meio Ambiente
NBR	Normas Brasileiras de Regulação
OD	Oxigênio Dissolvido
pH	Potencial Hidrogênio
PGRS	Planos de Gerenciamento de Resíduos Sólidos
PNRS	Política Nacional de Resíduos Sólidos
RA	Reatores Anaeróbios
RACS	Reator Anaeróbio Compartimentado Sequencial
RAFA	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente
RS	Resíduos Sólidos
RSR	Resíduos Sólidos de Restaurantes
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
RU	Restaurante Universitário
SGA	Sistema de Gestão Ambiental
SST	Sólidos Suspensos Totais

ST	Sólidos Totais
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
SV	Sólidos Voláteis
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> – Reator Anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente
VSF	Velocidade Superficial de Fluxo

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>23</b>
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	<b>25</b>
2.1 OBJETIVO GERAL .....	25
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	25
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>27</b>
3.1 DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	27
<b>3.1.1 Processos</b> .....	<b>28</b>
3.1.1.1 Hidrólise .....	28
3.1.1.2 Acidogênese.....	29
3.1.1.3 Acetogênese .....	29
3.1.1.4 Metanogênese.....	29
<b>3.1.2 Fatores relacionados a DA</b> .....	<b>29</b>
3.1.2.1 Temperatura .....	29
3.1.2.2 pH.....	30
3.1.2.3 Nutrientes .....	31
3.1.2.4 Materiais tóxicos.....	31
3.2 CO-DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	31
3.3 RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS .....	32
<b>3.3.1 Resíduos Sólidos de Restaurantes</b> .....	<b>33</b>
3.4 ESGOTO SANITÁRIO.....	33
<b>3.4.1 Legislação</b> .....	<b>34</b>
3.5 TRATAMENTO ANAERÓBIO .....	36
<b>3.5.1 Reator anaeróbio de manta de lodo de fluxo ascendente (UASB)</b> .....	<b>38</b>
3.5.1.1 Parâmetros de controle .....	40
3.5.1.1.1 Carga hidráulica volumétrica (CHV) .....	40
3.5.1.1.2 Tempo de detenção hidráulica (TDH).....	40
3.5.1.1.3 Carga orgânica volumétrica (COV).....	40
3.5.1.1.4 Velocidade superficial ou ascensional de fluxo (VSF).....	40
3.5.1.2 Partida .....	41
3.5.1.3 Eficiência do processo.....	41
3.6 BIOGÁS.....	41
3.7 PESQUISAS NA ÁREA.....	42

<b>4 MATERIAIS E MÉTODOS</b> .....	<b>45</b>
4.1 PROTÓTIPOS DO BIODIGESTOR CHINÊS E DO REATOR UASB.....	45
4.2 OBTENÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO .....	54
4.3 OBTENÇÃO DOS RESÍDUOS SÓLIDOS DE RESTAURANTE .....	55
4.4 OPERAÇÃO DO SISTEMA.....	55
<b>4.4.1 Partida</b> .....	<b>56</b>
<b>4.4.2 Alimentação do biodigestor e do reator UASB</b> .....	<b>57</b>
4.5 MONITORAMENTO DO PROCESSO.....	59
<b>5 APRESENTAÇÃO, ANÁLISE E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS</b> .....	<b>61</b>
5.1 PARÂMETROS OPERACIONAIS (ETAPA 1).....	61
<b>5.1.1 CHV (etapa 1)</b> .....	<b>61</b>
<b>5.1.2 TDH (etapa 1)</b> .....	<b>61</b>
<b>5.1.3 COV (etapa 1)</b> .....	<b>62</b>
<b>5.1.4 VSF (etapa 1)</b> .....	<b>63</b>
5.2 PARÂMETROS OPERACIONAIS (ETAPA 2).....	63
<b>5.2.1 CHV (etapa 2)</b> .....	<b>63</b>
<b>5.2.2 TDH (etapa 2)</b> .....	<b>64</b>
<b>5.2.3 COV (etapa 2)</b> .....	<b>64</b>
<b>5.2.4 VSF (etapa 2)</b> .....	<b>64</b>
5.3 PARÂMETROS OPERACIONAIS (ETAPA 3).....	65
<b>5.3.1 CHV (etapa 3)</b> .....	<b>65</b>
<b>5.3.2 TDH (etapa 3)</b> .....	<b>65</b>
<b>5.3.3 COV (etapa 3)</b> .....	<b>65</b>
<b>5.3.4 VSF (etapa 3)</b> .....	<b>66</b>
5.4 ETAPA 1.....	66
<b>5.4.1 pH (etapa 1)</b> .....	<b>67</b>
<b>5.4.2 Cor Aparente, Cor Verdadeira e Turbidez (etapa 1)</b> .....	<b>69</b>
<b>5.4.3 Nitrogênio Total e Carbono Orgânico Total (etapa 1)</b> .....	<b>72</b>
<b>5.4.4 DBO e DQO (etapa 1)</b> .....	<b>75</b>
<b>5.4.5 Sólidos (etapa 1)</b> .....	<b>77</b>
5.5 ETAPA 2.....	81
<b>5.5.1 pH (etapa 2)</b> .....	<b>83</b>
<b>5.5.2 Cor Aparente, Cor Verdadeira e Turbidez (etapa 2)</b> .....	<b>84</b>
<b>5.5.3 DBO e DQO (etapa 2)</b> .....	<b>87</b>

5.6 ETAPA 3.....	89
5.6.1 pH (etapa 3).....	90
5.6.2 Cor Aparente, Cor Verdadeira e Turbidez (etapa 3).....	90
5.6.3 DBO e DQO (etapa 3).....	91
5.6.4 Quantificação do biogás (etapa 3) .....	92
5.7 ANÁLISE DE VARIÂNCIA .....	93
6 CONCLUSÕES .....	95
7 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	97
REFERÊNCIAS.....	99





## 1 INTRODUÇÃO

Com o passar dos anos a geração de resíduos obteve um salto considerável, principalmente devido ao desenfreado crescimento populacional. Problemas com a destinação de resíduos sólidos urbanos (RSU) passou a ser um assunto muito discutido entre organizações governamentais devido aos impactos ambientais que sua disposição incorreta pode causar, e a partir disso, o tratamento de RSU passou a ser inevitável, mesmo que esta prática já deveria ser algo comum.

No Brasil, o principal método de tratamento para RSU ainda são os aterros sanitários (AS). Algumas desvantagens como as grandes áreas necessárias para sua construção e o longo prazo que os resíduos necessitam para estabilizar impulsionaram pesquisas sobre novas tecnologias, como por exemplo, o tratamento de RSU através de reatores anaeróbios.

Outro problema que serve de justificativa a este estudo são os baixos níveis de qualidade na entrega dos serviços de saneamento básico oferecido à população brasileira, que podem estar relacionados a problemas políticos e econômicos. A destinação do esgoto sanitário (ES) em sistemas de fossa e filtro, quando presentes, é considerado por muitos especialistas como algo ultrapassado, e que assim como os AS no tratamento de RSU pode ser substituído por sistemas que operem a digestão anaeróbia (DA) em reatores. Com isso, essa pesquisa buscou concentrar o tratamento de ES e RSU em um único sistema. Além disso pode-se constatar fatos ligados aos Brasil que impulsionam este estudo, como o não aproveitamento de resíduos orgânicos para fertilizantes, o não aproveitamento energético e as grandes emissões de  $\text{CH}_4$  a partir de AS sem tratamento adequado.

Para esta pesquisa foram utilizados um biodigestor do tipo chinês e um reator de configuração UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), muito comum no tratamento de ES em âmbito nacional e internacional. Esse sistema apresenta algumas vantagens em comparação a outros convencionais como por exemplo sua simplicidade de construção, a facilidade na operação, a baixa demanda de área necessária para sua implantação, o baixo custo de energia necessário e a boa remoção de matéria orgânica.

O substrato utilizado nessa pesquisa foi nomeado como resíduos sólidos de restaurantes (RSR), já que este o Restaurante Universitário foi o local de geração dos resíduos estudados. Outras pesquisas empregaram o termo “Fração orgânica de

resíduos sólidos urbanos (FORSU)”, contudo no caso deste trabalho, como o material orgânico não veio da geração da população em áreas urbanas, preferiu-se a nomenclatura: RSR.

A estrutura desta dissertação foi dividida em sete capítulos: introdução; objetivos; revisão bibliográfica; materiais e métodos; apresentação, análise e discussão dos resultados; conclusões e recomendações para trabalhos futuros.

O capítulo revisão bibliográfica, também chamado de referencial teórico busca embasar o tema associado a pesquisa a livros e artigos, além de trabalhos semelhantes que servem como embasamento para a definição dos métodos de pesquisa e posteriormente para comparativo dos resultados alcançados. A revisão bibliográfica foi dividida em: DA (fatores e processos), co-digestão anaeróbia, RSU (RSR), ES, tratamento anaeróbio, biogás e pesquisas na área.

A metodologia utilizada possui um formato de pesquisa teórica e experimental a qual teve como objetivo avaliar a possibilidade da DA em 3 etapas. Na etapa 1 a operação foi feita somente com ES através de um biodigestor chinês. Na etapa 2 foi utilizado um reator UASB para tratamento de ES e na etapa 3 foi acrescentado RSR como continuação da etapa 2.

Os principais parâmetros para o monitoramento da bioestabilização dos RSR segundo diversos autores (De Baere (2000), Carneiro (2005), Silva (2009), González *et al.* (2010)) são a demanda química de oxigênio (DQO) e a demanda bioquímica de oxigênio (DBO). Além da DBO e da DQO, outros parâmetros, também de importância no tratamento de ES e RSR, foram monitorados nesta pesquisa: potencial hidrogeniônico (pH), carbono orgânico total (COT), nitrogênio total (NT), cor (aparente e verdadeira) e turbidez. O monitoramento desses parâmetros é explicado pela necessidade de se ter uma DA completa e eficiente, e também pelas exigências feitas pela legislação para lançamento de efluentes líquidos. Além disso, parâmetros operacionais também foram calculados e utilizados como carga hidráulica volumétrica (CHV), tempo de detenção hidráulica (TDH), carga orgânica volumétrica (COV) e velocidade superficial ou ascensional de fluxo (VSF).

A hipótese de pesquisa considerada é a de que “a adição de RSR em reator UASB tratando ES potencializa a DA que ocorre neste sistema”.

## 2 OBJETIVOS

Apresentam-se, na sequência, os objetivos gerais e específicos deste trabalho

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar a co-digestão anaeróbia de resíduos sólidos de restaurantes (RSR) com esgotos sanitários (ES) utilizando biodigestor chinês e reator UASB.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos são:

- Comparar o tratamento de ES em biodigestor chinês e reator UASB.
- Avaliar a adição de RSR em reator UASB tratando ES sob o ponto de vista da qualidade do efluente final.
- Avaliar a produção de biogás a partir da digestão anaeróbia de RSR combinado com ES.



### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Esta etapa do trabalho buscou fundamentar através de referências bibliográficas os assuntos que fazem parte do contexto desse trabalho como:

- Digestão anaeróbia;
- Co-digestão anaeróbia;
- Resíduos sólidos urbanos;
- Esgoto sanitário;
- Tratamento anaeróbio;
- Biogás;
- Pesquisas na área.

#### 3.1 DIGESTÃO ANAERÓBIA

De acordo com Harper e Pohland (1986), digestão anaeróbia (DA) pode ser definida como um processo natural biológico que ocorre na ausência de oxigênio. No processo, os compostos orgânicos são transformados principalmente em gás metano e gás carbônico a partir de estágios de degradação. Inicialmente carboidratos, proteínas e lipídios são transformados em ácidos orgânicos, dióxido de carbono e gás hidrogênio, que posteriormente são então transformados nestes gases (metano e carbônico) prioritariamente. Os processos que envolvem a DA possuem diversos grupos de micro-organismos com características distintas atuando através de reações específicas, resultando em uma simbiose microbiana (FORESTI *et al.* 1999).

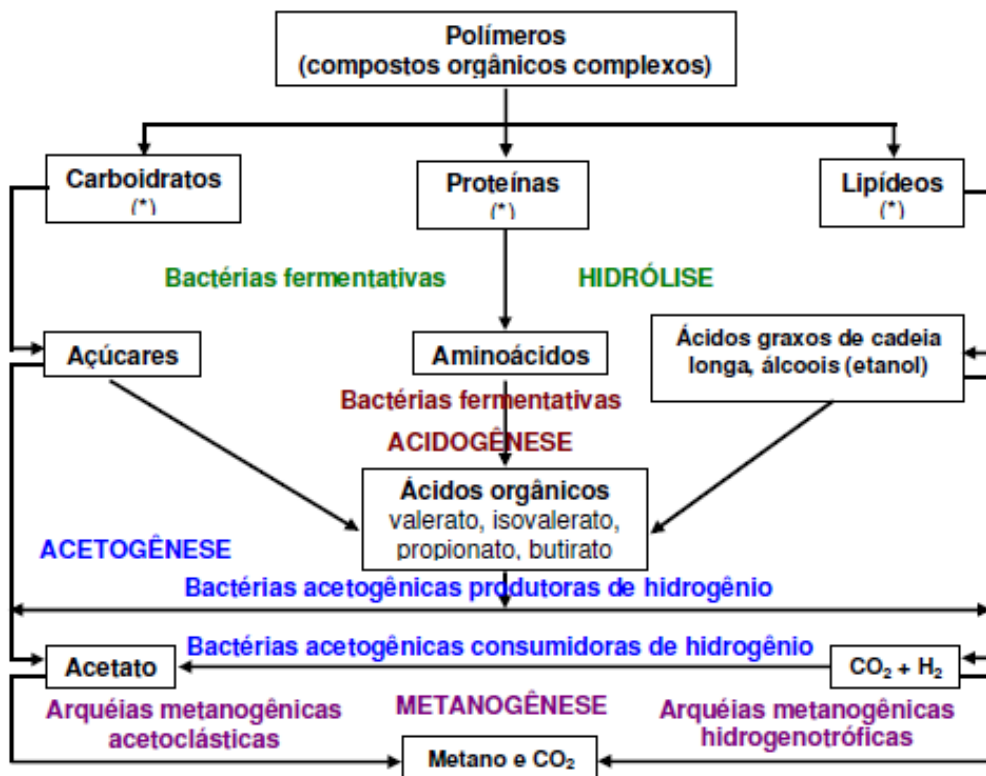
O tratamento da RSR através da DA é uma tecnologia muito atraente devido a seus resultados na estabilização da matéria orgânica e produção de energia renovável, consequência da transformação dos compostos em biogás (CUETOS *et al.* 2008 in SILVA, 2009).

A seguir serão abordados os processos e fatores que compõe e interferem respectivamente na DA.

### 3.1.1 Processos

Os Processos que compõem a digestão anaeróbia podem ser divididos em 4 etapas ou rotas metabólicas durante os dois estágios citados anteriormente, como apresenta a Figura 1:

Figura 1 – Etapas do processo da DA



Fonte: Modificado de Mc Carty *et al.* (1982) e Zehnder *et al.* (1982) in Abreu (2007).

#### 3.1.1.1 Hidrólise

Esta primeira etapa consiste na fragmentação da matéria orgânica complexa em estruturas moleculares de tamanho menor a partir da ação das exo-enzimas, que são enzimas excretadas por bactérias fermentativas hidrolíticas. Esse processo acontece de forma lenta e basicamente transforma carboidratos, proteínas e lipídios em açúcares, aminoácidos e ácidos graxos (LETTINGA *et al.*, 1996).

### 3.1.1.2 Acidogênese

Após a hidrólise, os organismos acidogênicos absorvem os açúcares e aminoácidos gerados, através da fermentação, resultando na formação de ácidos graxos voláteis, ácido láctico, álcoois e compostos minerais como o hidrogênio e o dióxido de carbono (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

### 3.1.1.3 Acetogênese

Nessa etapa ocorre a oxidação dos elementos formados na etapa anterior (acidogênese) por meio da ação das bactérias acetogênicas, resultando assim no acetato, além do hidrogênio e do dióxido de carbono, substratos importantes na produção do metano na próxima etapa (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

### 3.1.1.4 Metanogênese

A ação das archeas metanogênicas é a última etapa do processo de degradação dos produtos na digestão anaeróbia. A geração do metano se dá através de duas formas, na transformação do dióxido de carbono e hidrogênio em água e metano, e também na transformação do acetato em dióxido de carbono de metano (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

## 3.1.2 Fatores relacionados a DA

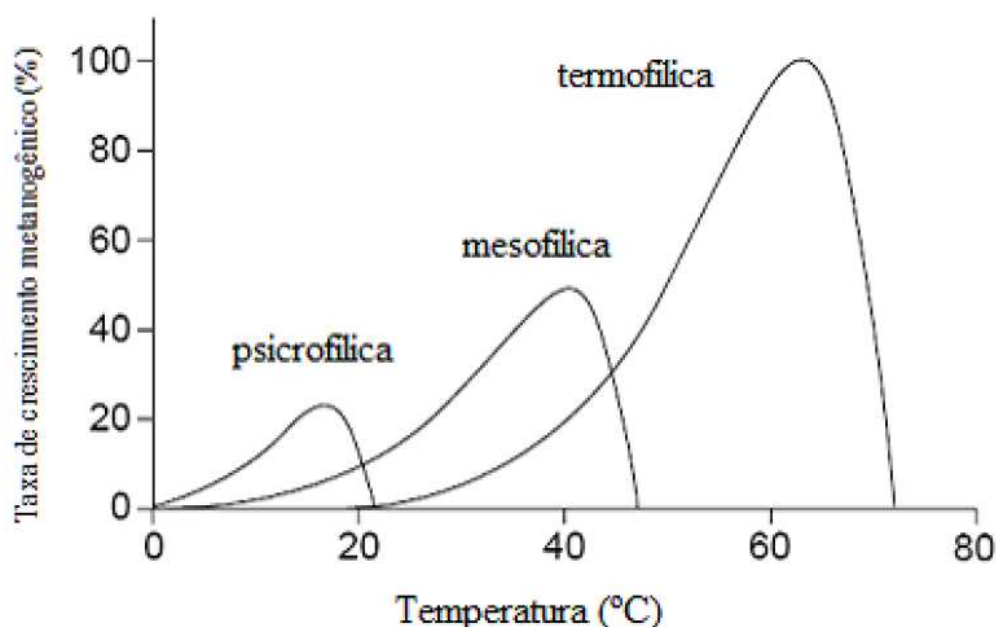
De acordo com Foresti *et al.* (1999), para obter-se um bom desempenho numa digestão anaeróbia em reator, é necessário proporcionar ao processo boas condições de operação, e para que isso seja possível, existem fatores principais que devem estar de certa forma “equilibrados” como a temperatura, Ph e nutrientes.

### 3.1.2.1 Temperatura

Lettinga *et al.* (2001) descreve a temperatura como um dos principais fatores que interferem no processo da DA. Pode-se dividir os micro-organismos presentes em três classes de acordo com a temperatura em que se encontra o reator em valores aproximados. A faixa psicrófila é aquela onde a temperatura varia de 0 a 20°C, a

mesófila que vai de 20 a 45°C e a termófila que ocorre de 45 a 70°C, além de temperaturas acima de 70°C. A temperatura do reator deve ser controlada externamente e dentre essas fases é possível ter crescimento microbiado, mas com taxas de crescimento distintas que são divididas em temperatura mínima, ótima e máxima. A Figura 2 apresenta a influência da temperatura sobre a taxa de crescimento dos micro-organismos que atuam na etapa da metanogênese da DA.

Figura 2 – Influência da temperatura sobre a taxa de crescimento



Fonte: Lettinga *et al.* (2001).

Na DA, a faixa ideal para que o processo ocorra é de 30 a 40°C, caracterizando-se uma faixa mesófila de temperatura (SEGHEZZO *et al.*, 1998).

### 3.1.2.2 pH

Assim como a temperatura, o pH também possui uma faixa ideal para que ocorra a DA, que vai de 6,3 até 7,8, devido as archeas metanogênicas que possuem um crescimento ótimo nessa fase. As bactérias acidogênicas podem obter crescimentos ótimos abaixo ou acima desses valores. Quando a ação das bactérias acidogênicas prevalece sobre as metanogênicas ocorre a acidificação do reator, fato



que as vezes pode ser solucionado com a adição de alcalinidade por via externa (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

### 3.1.2.3 Nutrientes

De acordo com Chernicharo (2007), para que ocorra o processo de DA é necessário a presença de nutrientes como principalmente os macronutrientes nitrogênio (N) e fósforo (P) que proporcionam a energia aos micro-organismos para que haja a síntese. Além desses macronutrientes, alguns micronutrientes também são necessários como principalmente o enxofre (S).

Ainda segundo o mesmo autor, pode-se encontrar todos os tipos de nutrientes necessários para a DA em ES, possibilitando assim o crescimento das bactérias durante o processo.

### 3.1.2.4 Materiais tóxicos

A toxicidade é um problema que pode afetar o processo de DA dentro de um reator, podendo ocorrer a partir da presença de compostos como o sulfeto e o oxigênio dissolvido (OD) presentes por exemplo no ES. Além desses compostos provenientes dos substratos utilizados ainda há a possibilidade de produtos gerados durante o processo causarem toxicidade como os ácidos graxos voláteis (AGV) que podem atuar como inibidores de pH (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

## 3.2 CO-DIGESTÃO ANAERÓBIA

A co-digestão nada mais é do que o próprio processo de DA se utilizando da presença de mais de um substrato, no caso um co-substrato. Essa “mistura” de substratos pode ser justificada pela valorização do co-substrato, pela potencialização do processo através da melhor estabilização do reator, que pode ser explicada pelo equilíbrio das cargas orgânicas e pelo aumento de nutrientes no sistema. O resultado é o aumento na geração de metano (MATA-ALVAREZ *et al.*, 2000).

O aumento de nutrientes na co-digestão favorece a DA pelo fato de alguns substratos suprirem a falta de nutrientes de outro. Porém é necessário cuidado com as proporções utilizadas, já que alguns substratos podem afetar o processo,

promovendo por exemplo o decréscimo do pH, o que resulta na acidificação da mistura. Outro fato que pode ocorrer é a acumulação de substâncias tóxicas presentes em alguns substratos como a amônia, por exemplo (DE BAERE, 2000 in KHAIRUDDIN *et al.*, 2015).

Patil *et al.* (2014) cita que vários substratos já foram testados na co-digestão. São exemplos: cascas de banana, cascas de mandioca, cascas de arroz, resíduos de suinocultura, esgoto sanitário, resíduos de cervejarias etc. Percebeu-se que o aumento da produção de biogás com a utilização de dois substratos chegou a ser 60% maior do que na utilização de apenas um substrato.

De acordo com Forster (2001), a geração de um resíduo como RSR por exemplo, pode ser considerada baixa individualmente e não se apresenta viável a construção de um sistema de tratamento específico. Fato que estimula a implantação de unidades de co-digestão. No item 3.7 (pesquisas na área) serão apresentados resultados envolvendo a co-digestão de substratos.

### 3.3 RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

A NBR 10004 (ABNT, 2004) define Resíduos Sólidos (RS) como: “Resíduos nos estados sólido e semi-sólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, bem como determinados líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou corpos de água, ou exijam para isso soluções técnica e economicamente inviáveis em face à melhor tecnologia disponível”.

Visando padronizar monitorar e fiscalizar o manejo dos RS no Brasil, o governo criou a Lei federal 12.305 (Brasil, 2010). Com esta, foi instituído a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS). Dentre as diversas ações previstas na legislação, cita-se as responsabilidades na destinação dos RS dos geradores (fabricantes, consumidores, por exemplo); além dos municípios e estados que são obrigados a elaborar e implantarem seus próprios Planos de Gerenciamento de Resíduos Sólidos (PGRS) (MMA, 2016).

Dentro desse contexto os RSU são aqueles originados da sociedade, através de residências e comércios por exemplo. Esses resíduos são caracterizados por

materiais que apodrecem rapidamente como restos alimentares, além de papéis, vidros, plásticos, madeiras, metais, resíduos industriais, entulhos, óleos, graxas, tecidos, etc. Com isso os RSR também estão enquadrados nesta nomenclatura (REIS, 2012).

### **3.3.1 Resíduos Sólidos de Restaurantes**

De acordo com Mata-Alvarez *et al.* (2000) os RSR são compreendidos por um resíduo orgânico biodegradável. Estes normalmente possuem um alto teor de umidade, em torno de 85 a 90%.

Os RSR segundo Tchobanoglous *et al.* (1993) são constituídos por elementos que podem ser transformados quase na sua totalidade em gases, sólidos inorgânicos relativamente inertes ou sólidos orgânicos. Esses elementos podem ser caracterizados segundo os autores em proteínas, lignina, celulose, ligninocelulose, hemicelulose, gorduras, óleos, graxas, além de constituintes solúveis em água como açúcares e aminoácidos por exemplo.

Ferreira (2008) classifica a RSR como uma mistura de resíduos putrescíveis presentes nos RSU, decompostos a partir da ação de micro-organismos. Zhu *et al.* (2009) aponta que a decomposição RSR pode ocorrer a partir de sua disposição em AS, porém os gases gerados, se não coletados e tratados adequadamente, podem causar vários danos ao planeta principalmente por serem os principais causadores do efeito estufa.

Assim, a quantidade de nutrientes contidos nos RSR, somados a necessidade de controle de gás da degradação em AS, mais a Lei 12.305 que fala de aproveitar o potencial de reciclagem de resíduos potencialmente recicláveis, servem como incentivos para estudos do tratamento da RSR a partir da DA (GOMEZ *et al.* 2006).

## **3.4 ESGOTO SANITÁRIO**

De acordo com Jordão e Pessoa (1995), atualmente o termo esgoto sanitário é designado para caracterizar despejos gerados a partir do uso das águas independente do seu caráter, industrial, agrícola ou doméstico. Que contem a presença de fezes, urina, alimentos e produtos químicos como sabões e detergentes por exemplo, além de outros resíduos.

Marques (2008) cita de 99% do ES é composto por água, e o restante é composto por sólidos que podem estar em suspensão ou diluídos na água, de característica orgânica ou inorgânica.

De acordo com o Atlas de Saneamento (IBGE, 2011), a proporção de municípios com rede coletora de esgoto no sul do Brasil é de 40%. O Atlas de Saneamento diz ainda que diversos municípios (30,5%) lançam esgoto não tratado lagos, lagoas ou rios. Fato preocupante, pois estes corpos receptores são utilizados para vários usos a jusante, como a aquicultura, a recreação, a irrigação o abastecimento de água. Neste caso, 16% dos municípios usam para o abastecimento humano e 23% destes municípios lançam o esgoto não tratado nos corpos hídricos e os utilizam a jusante para a irrigação.

A partir dos dados citados acima, a maior parte do ES gerado no Brasil não possui nenhum tipo de tratamento e é simplesmente lançado em corpos hídricos e solos, o que pode causar consequências graves como a poluição de rios, por exemplo (CERQUEIRA, 2004). Essa situação pode ser justificada a partir de problemas econômicos e políticos que o país possui, o que acarreta em más condições de saneamento básico. Assim, novas opções de tratamento acabam sendo objeto de pesquisas (ÁVILA, 2005).

A seguir serão apresentados os parâmetros solicitados pela legislação para tratamento de ES no Brasil e no Estado do Rio Grande do Sul.

### **3.4.1 Legislação**

No Brasil, os padrões de lançamento de efluentes são impostos pelo Ministério do Meio Ambiente (MMA) através da Resolução CONAMA N° 430, de 13 de maio de 2011 que: “Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n° 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA) ”.

A CONAMA N° 430 define em sua seção III alguns padrões de parâmetros a serem respeitados para lançamentos de efluentes provindos de tratamentos de ES como:

- pH entre 5 e 9;
- Temperatura inferior a 40° C;
- Materiais sedimentáveis até 1mL/L;
- DBO máxima de 120 mg/L ou remoção de 60%;
- Óleos e graxas até 100 mg/L;
- Ausência de materiais flutuantes.

No Estado do Rio Grande do Sul, o Conselho Estadual do Meio Ambiente (CONSEMA) através da Resolução CONSEMA N° 355 de 2017 “Dispõe sobre os critérios e padrões de emissão de efluentes líquidos para as fontes geradoras que lancem seus efluentes em águas superficiais no Estado do Rio Grande do Sul”.

A CONSEMA N° 355/17 define os padrões de lançamento dos efluentes domésticos a partir da vazão com que eles são lançados nos corpos hídricos. O Quadro 1 apresenta os padrões de DBO e DQO exigidos pela CONSEMA 355/17 de acordo com sua vazão.

Quadro 1 - Padrões de DBO e DQO exigidos pela CONSEMA 355/17

Vazão (m³/dia)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)
$Q < 200$	120	330
$200 \leq Q < 500$	100	300
$500 \leq Q < 1000$	80	260
$1000 \leq Q < 2000$	70	200
$2000 \leq Q < 10000$	60	180
$10000 \leq Q$	40	150

Fonte: CONSEMA N° 355 (2017).

A seguir serão apresentados a faixa de outros parâmetros que devem ser respeitados segundo a CONSEMA 355/17:

- pH entre 6 e 9;
- NT até 20 mg/L (exceto em casos especiais);
- Cor verdadeira não deve gerar mudança em seu corpo receptor.

### 3.5 TRATAMENTO ANAERÓBIO

Os sistemas de tratamento anaeróbio consistem basicamente na capacidade de microrganismos transformarem através de um processo biológico compostos orgânicos em subprodutos como gases (gás carbono e gás metano principalmente), água e lodo biológico. Os sistemas podem ser divididos em convencionais e de alta taxa. Dentro dos sistemas de tratamento anaeróbio convencionais podemos citar os digestores de lodo, tanques sépticos e as lagoas anaeróbias (CHERNICHARO, 2007). O próprio autor define esses sistemas através dos tópicos a seguir.

- Digestores de lodo: possuem normalmente o formato circular com uma inclinação no fundo, e são usados para estabilização de lodos compostos por elevada taxa de partículas, como por exemplo lodos provenientes de tratamento de esgoto, primários e secundários.
- Tanques sépticos: muito comuns em locais aonde não existem redes de coleta de esgoto, são principalmente utilizados para tratamento primário de ES através da remoção de partículas flutuantes e sedimentadas.
- Lagoas anaeróbias: assim como os tanques sépticos, são usadas principalmente para tratamento de ES, mas com um tamanho amplamente superior. Devido ao seu tamanho as partículas sedimentadas são retiradas apenas após a limpeza da lagoa, o que pode gerar um prazo de mais de dez anos, constituindo um elevado tempo de detenção hidráulica. Outro fator que as distingue dos tanques sépticos é o fato das lagoas não possuírem cobertura, contribuindo para a proliferação de insetos e geração de maus odores.

Ainda segundo Chernicharo (2007), os sistemas de alta taxa podem ser divididos em sistemas com crescimento aderido (reatores de leito fixo, de leito rotatório e de leito expandido/fluidificado) e sistemas com crescimento disperso (reatores de dois estágios, de chicanas, de manta de lodo, com leito granular expandido e com recirculação interna). A seguir a definição de cada reator segundo o mesmo autor.

- Reatores de leito fixo: são compostos por um material que granular com função de reter o material suporte a fim de degradá-lo. Um dos principais exemplos são os filtros anaeróbios.

- Reatores de leito rotatório: comum em tratamento de esgotos, esse sistema é composto por um tanque horizontal aonde discos giratórios permanecem em movimento constante. O esgoto flui entre os discos aonde os micro-organismos ficam grudados ao suporte, de modo a criar um filme biológico.
- Reatores de leito expandido e fluidificado: se trata de reatores em forma cilíndrica composto por um material suporte aonde o afluente circula de forma ascendente. A diferença entre o leito expandido e o fluidificado se dá pelo tamanho das partículas do material inerte (de 0,3 a 3,0mm no leito expandido e de 0,5 a 0,7mm no fluidificado).
- Reatores de dois estágios: como o nome já diz, é separado em dois estágios. O primeiro estágio é composto por um reator anaeróbio, e o segundo por um decantador que tem como objetivo a separação dos sólidos para que sejam misturados com o afluente novamente.
- Reatores de chicanas: possui uma configuração semelhante aos tanques sépticos, porém com vários compartimentos sequenciais aonde o esgoto é obrigado a percorrer um fluxo ascendente e descendente.
- Reatores de manta de lodo: conhecido como UASB, o afluente percorre o reator de forma ascendente. Como é o reator utilizado nesse experimento será abordado com mais ênfase a seguir.
- Reatores com leito granular expandido: possui a mesma configuração do reator UASB, porém se utiliza de um lodo granular que se mantém expandido, consequência das altas taxas hidráulicas.
- Reatores com recirculação interna: possui uma configuração baseada em dois reatores UASB, onde o primeiro é responsável pela separação do biogás e o segundo responsável pela separação dos sólidos.

Vários fatores contribuem para pesquisas de tratamento de resíduos em reatores, principalmente se tratando de ES. Um dos fatores de destaque são os resultados expressivos de tratamento com testes feitos em países de clima tropicais

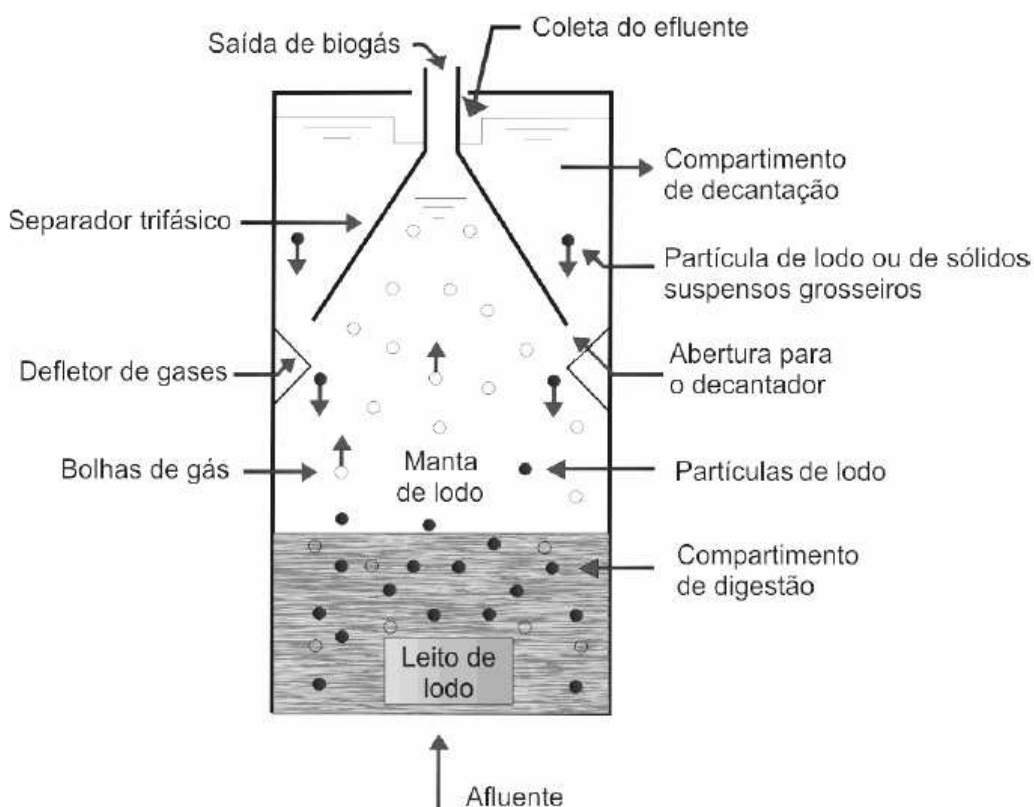
e subtropicais, além de outras regiões com temperaturas semelhantes (SEGHEZZO *et al.*, 1998).

Dentre as configurações de reatores existentes, o reator do tipo UASB é um dos mais comuns na atualidade, devido principalmente ao seu custo benefício, sendo de longe o mais utilizado para tratamento de ES (HIRATA *et al.*, 1986 in ROSARIO, 2007; SEGHEZZO *et al.*, 1998).

### 3.5.1 Reator anaeróbico de manta de lodo de fluxo ascendente (UASB)

Nomeado de Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente (RAFA), no inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)*, foi criado inicialmente na Holanda por Gatzke Lettinga com objetivo de tratar efluentes industriais. Posteriormente, no entanto, foi principalmente utilizado para tratamento de águas residuárias (LETTINGA *et al.*, 1980). A Figura 3 apresenta as configurações de um reator UASB.

Figura 3 – Configurações de reator UASB



Fonte: Chernicharo (2007).



Chernicharo (2007) descreve o reator UASB em formato circular dividido em 3 câmaras, de digestão, de decantação e a de captação de gases. A câmara de digestão é dividida das demais por um separador trifásico que tem a função de separar os sólidos, líquidos e gases. É nessa câmara que acontece a degradação dos resíduos, resultando na produção dos gases. Na câmara de decantação os resíduos são clarificados, e como o nome já diz, a câmara de captação de gases tem função de armazená-los.

Conforme a Figura 3, o afluente é introduzido no reator pela parte de baixo, seguindo um fluxo ascendente, aonde entra em contato com o lodo permitindo a digestão e conseqüentemente a produção de biogás, que é coletado na parte de cima do reator. O efluente tratado também é retirado por um compartimento posicionado na parte de cima do reator (CHERNICHARO, 1997).

No tratamento de águas residuárias, dependendo da sua composição, a utilização do reator UASB pode apresentar algumas vantagens e desvantagens em comparação com tratamentos aeróbios como é demonstrado na Tabela 1.

Tabela 1 – Vantagens e desvantagens do tratamento anaeróbio em reator UASB em comparação com processos aeróbios convencionais

<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>
Simplicidade de construção e operação	Geração de maus odores
Baixa demanda de área	Longo intervalo de tempo necessário para partida
Baixo custo de energia elétrica	Necessidade de pós-tratamento para atender a legislação
Boa desidratabilidade do lodo	Baixa remoção de nutrientes e patógenos
Reuso do lodo em novos reatores	
Eficiência na remoção da matéria orgânica	

Fonte: Foresti (2002), Seghezo (2004) in Carvalho (2006).

### 3.5.1.1 Parâmetros de controle

De acordo com Chernicharo (2007), existem alguns parâmetros a serem controlados para o reator UASB, descritos a seguir:

#### 3.5.1.1.1 Carga hidráulica volumétrica (CHV)

A CHV é considerada o volume de substrato aplicado no reator diariamente, calculado a partir da divisão da vazão pelo volume total do reator. De acordo com Chernicharo *et al.* (1999), a CHV não deve ultrapassar  $5 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$  para tratamento de ES.

#### 3.5.1.1.2 Tempo de detenção hidráulica (TDH)

De acordo com o autor o TDH é o tempo de passagem do efluente pelo reator, ou seja, pode ser calculado a partir da divisão do volume total do reator pela vazão. O valor ideal não pode ultrapassar 4,8 horas (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

#### 3.5.1.1.3 Carga orgânica volumétrica (COV)

COV é denominada pelo autor como a massa de matéria orgânica aplicada no reator, calculada a partir da divisão da vazão multiplicada pela concentração de substrato afluente, pelo volume total do reator. Segundo Foresti *et al.* (1999), o volume limite de COV aceito é de até  $15 \text{ kg.DQO}/\text{m}^3.\text{dia}$ . Ainda segundo Foresti *et al.* (1999) a faixa para ES dificilmente se distancia de  $1 \text{ kg O}_2/\text{m}^3$  (DQO).

#### 3.5.1.1.4 Velocidade superficial ou ascensional de fluxo (VSF)

VSF é a velocidade superficial ou ascensional de escoamento, calculada pela divisão da vazão pela área da seção transversal do reator. Chernicharo *et al.* (1999) definem que a faixa ideal deve estar entre 0,5 a 0,7 m/h, com picos podendo chegar a 1,5 m/h.

### 3.5.1.2 Partida

Conforme Chernicharo (1997) a melhor maneira de fazer a partida no reator se dá a partir da utilização de lodo já adaptado ao que será tratado como inóculo. Este fato economiza o tempo de tratamento, além de obter resultados mais interessantes (remoção da matéria orgânica), mesmo que sem a utilização de lodo também seja possível.

A partir de um estudo feito por Mata-Alvarez *et al.* (2014), no tratamento de RSR, a quantidade ideal de lodo a ser utilizado como inóculo deve estar próxima de 30% em termos de SV em relação ao substrato utilizado.

### 3.5.1.3 Eficiência do processo

De acordo com Campello (2009), existem 3 parâmetros principais para avaliar a eficiência do processo de digestão:

- Atividade microbiana;
- Remoção da matéria orgânica;
- Produção de biogás.

## 3.6 BIOGÁS

De acordo com Lantz *et al.* (2006), o biogás é considerado uma energia renovável e se caracteriza como um gás composto principalmente por metano e dióxido de carbono. Sua formação pode ser gerada através da DA de vários produtos orgânicos.

O teor de metano contido no biogás é o que determina o seu potencial energético, e está ligado diretamente com o tipo de substrato utilizado no seu processo de geração (SALOMON; LORA, 2009).

Segundo Percora (2006), o biogás gerado a partir da DA é considerado uma fonte de energia renovável que apresenta um potencial poluente pequeno devido à baixa emissão de metano e dióxido de carbono, que são os principais responsáveis pelo efeito estufa.

### 3.7 PESQUISAS NA ÁREA

A seguir serão abordados alguns resumos sobre pesquisas envolvendo os assuntos que servem como base para este trabalho como DA envolvendo o uso de reatores UASB e outros modelos envolvendo o tratamento de vários tipos de resíduos como a RSR, ES e lixiviados, entre outros.

Campello (2009) estudou o desempenho de reatores do tipo UASB no tratamento de esgoto sintético com concentrações de DQO semelhantes ao ES em diferentes temperaturas. O lodo utilizado como inóculo foi de origem de outro reator UASB utilizado no tratamento de efluentes de uma indústria de gelatina. Inicialmente a temperatura foi mantida em 35°C afim de se obter a aclimatação, obtendo a remoção de DQO de aproximadamente 90%. Posteriormente as temperaturas utilizadas foram de 35, 30, 25, 20 e 15°C, com remoções de 95,7; 91,0; 94,2, 90,6 e 87,2% respectivamente. A partir de análises estatísticas foi comprovado que não houve influência da temperatura na remoção de DQO solúvel.

Versiani (2005) estudou o tratamento de esgotos através de um reator UASB em escala real com possibilidade de atender até 500 pessoas. Foram testados três TDH: 3 horas, 5 horas e 9 horas. O TDH de 5 horas foi o que apresentou melhores resultados, com remoções de 81 e 89% para DQO e sólidos suspensos totais (SST), respectivamente.

Araujo (2014), desenvolveu um estudo com o objetivo de avaliar o desempenho de um reator híbrido (leito fixo e manta de lodo) com adição de material suporte para adesão celular em comparação com o modelo convencional de UASB (manta de lodo e escoamento ascendente), no tratamento de ES em escala piloto. Na primeira etapa o reator foi utilizando o sistema convencional de escoamento ascendente, onde o TDH foi de 8,8h e velocidade ascensional de 0,63m/h para um volume útil de 12,5m<sup>3</sup>. Na etapa seguinte foi então adicionado o material suporte Biobob® no leito do reator numa quantidade de 5,0m<sup>3</sup>, variando o TDH de 7,4h até 3,9h e a velocidade ascensional de 0,66m/h a 1,25m/h. Em condição semelhantes, o reator híbrido teve uma remoção de DQO de 18% a mais que o reator UASB, e uma remoção 30% maior em termos de SST. Quando variado o TDH e a velocidade ascensional para o reator híbrido, as remoções obtidas foram de DQO e SST foram de 55±9% e 63±14% respectivamente. Nestes casos as concentrações finais obtidas foram de 205±46 mg DQO/L e 73±30 mg SST/L.

Aisse *et al.* (2000) compararam o tratamento de ES a partir de duas configurações de reatores, o reator UASB e o Reator Anaeróbico Compartimentado Sequencial (RACS). Os resultados apontaram remoções mais expressivas com o uso do UASB, 70%, 39,3% e 72,6% para DQO, ST e SST, respectivamente. As remoções do RACS foram de 58,2%, 33,3% e 60,6% também na sequência de DQO, ST e SST.

Carneiro (2005) estudou o tratamento da RSR através de Reator Híbrido Sólido-Líquido com a utilização de lixiviado juntamente com lodo anaeróbico proveniente de reator UASB como inóculo. Os resultados obtidos foram positivos sendo que houve a aceleração na degradação dos AGV. Também foi constatado um aumento no percentual de produção de metano, além de uma maior remoção de SST e ST.

Costa *et al.* (2007) se utilizaram do método de co-digestão anaeróbia para tratar dois tipos de substâncias surfactantes, lodo de esgoto e óleo, a partir de 26 reatores de batelada com capacidade unitária de 1,1 litros. O monitoramento ocorreu durante o período de 150 dias, constatando remoções de 47 a 84% para DQO filtrada e 67 a 81% para DQO bruta.

González *et al.* (2010) avaliaram a co-digestão anaeróbia da RSR com lipídios (gorduras óleos e graxas) extraídos de uma usina de tratamento de esgotos através de um reator contínuo de laboratório. O objetivo foi obter um aumento na produção de biogás da etapa inicial onde ocorreu apenas a digestão dos lipídios para a etapa final onde foi acrescentado a RSR (co-digestão). Os resultados são citados a seguir:

- Aumento de 72% na produção de biogás;
- Rendimento de metano 46% superior;
- Reator permaneceu estável, sem inibições na acumulação de Ácidos Graxos de Cadeia Longa (AGCL) ou excesso de AGV;
- Sólidos voláteis (SV) e ST se mantiveram estáveis (65%; 57%);
- Conteúdo de metano no biogás foi de 63%.

Carlino, Catellucci e Moneti (2015) estudaram a co-digestão envolvendo resíduos provenientes da produção de azeites, esterco bovino sólido e líquido através de um reator com agitação interna. O processo ocorreu sob uma condição mesófila (temperatura de 38°C) e teve um TRH de 55 dias. A proporção ideal verificada ficou em 23,5% de resíduos provenientes da produção de azeites, 72,10% de esterco bovino líquido e 4,65% de esterco bovino sólido.

Nielfa, Cano e Polanco (2015) propuseram a co-digestão da RSR com lodo biológico sob faixa mesófila de temperatura com o objetivo de avaliar a produção de metano. A proporção em massa verificada que obteve o maior potencial de produção de metano ficou em 80% de RSR e 20% de lodo biológico.

Khairuddin *et al.* (2015) avaliaram o efeito sinérgico da co-digestão entre RSR e esterco bovino em proporções diferentes através de um reator descontínuo (batelada). O TRH utilizado foi de 40 dias e a proporção ideal se obteve a partir de 254 (mL, 5% ST) de esterco bovino, 506 (mL, 5% ST) de RSR e 40 (mL) de inóculo. A geração nessa proporção chegou a uma produção de 247 mL CH<sub>4</sub>/g SV. Os resultados comprovaram o efeito sinérgico a partir da co-digestão entre os substratos utilizados.

## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

O objetivo deste estudo foi avaliar a co-digestão anaeróbia de resíduos sólidos de restaurantes (RSR) com esgotos sanitários (ES) utilizando biodigestor chinês e reator UASB, dividindo o estudo em três etapas distintas citadas a seguir:

- 1º etapa: Co-digestão anaeróbia entre lodo e ES em biodigestor chinês;
- 2º etapa: Co-digestão anaeróbia entre lodo e ES em reator UASB;
- 3º etapa: Co-digestão anaeróbia entre lodo, ES e RSR em reator UASB.

Para isso esse trabalho experimental foi realizado na Estação de Tratamento de Esgotos da UNISINOS, e suas análises laboratoriais foram feitas no Laboratório de Saneamento Ambiental também localizado na UNISINOS. A seguir estão expressos os materiais e a metodologia empregada nessa pesquisa, em subcapítulos definidos como:

- Protótipos do biodigestor chinês e do reator UASB;
- Obtenção do ES;
- Obtenção da RSR;
- Operação do sistema (partida e alimentação do sistema);
- Monitoramento do sistema.

### 4.1 PROTÓTIPOS DO BIODIGESTOR CHINÊS E DO REATOR UASB

O biodigestor utilizado na 1ª Etapa era usado no tratamento de efluentes suínos, e foi construído pela empresa SEMANT que possui sua sede no município de Esteio-RS, em parceria com a UNISINOS. Após a operação da Etapa 1 o biodigestor foi então transformado em um reator UASB pela mesma empresa (SEMANT). A Figura 4 apresenta a configuração do biodigestor utilizado na 1ª Etapa do estudo.

Figura 4 – Biodigestor chinês

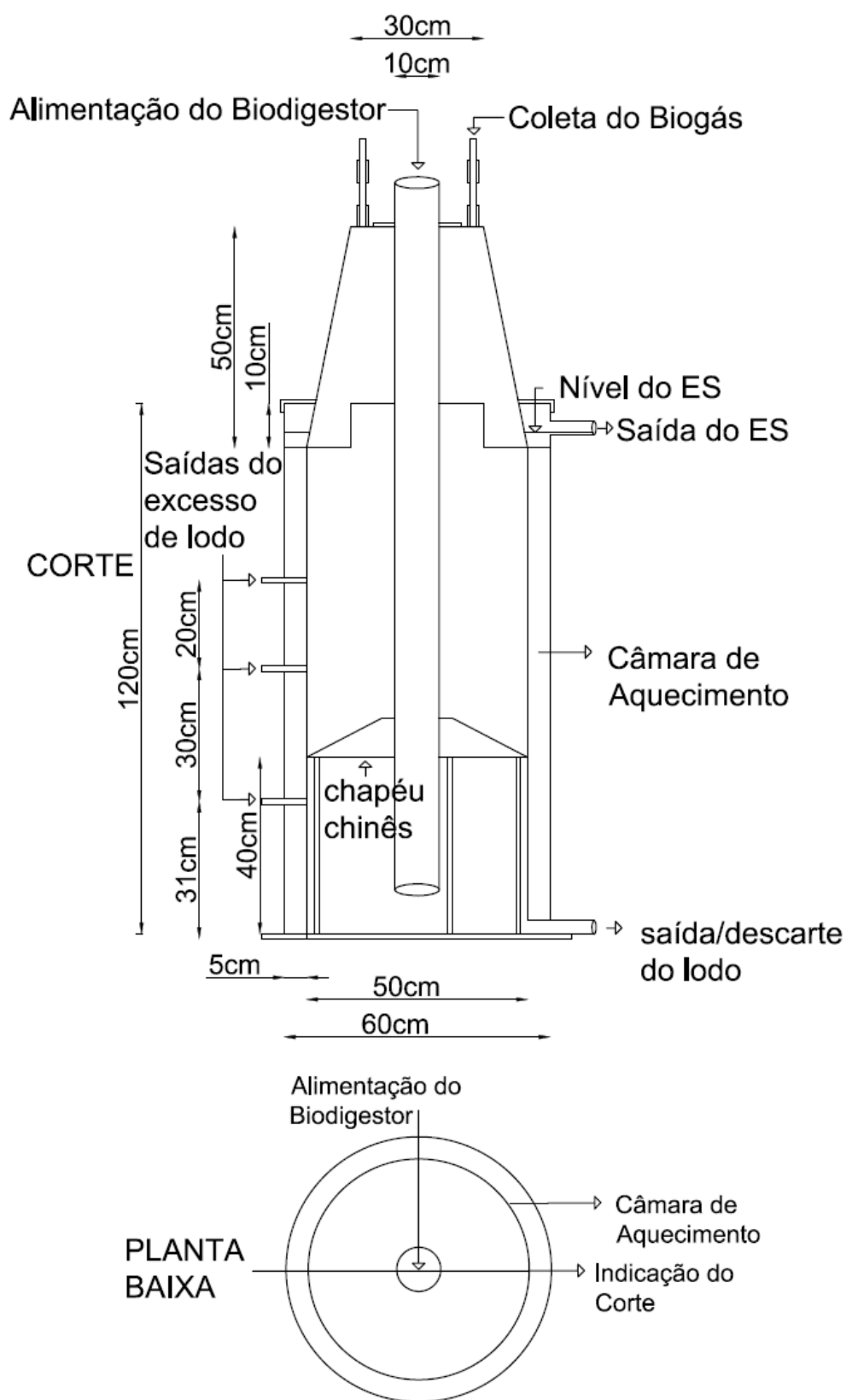


Fonte: O autor (2017).

O biodigestor possuiu um volume útil de digestão na câmara de esgoto de 216 litros, resultado obtido a partir do cálculo do volume do cilindro. A Figura 5 apresenta a configuração do biodigestor juntamente com suas dimensões.



Figura 5 – Configurações e medidas do biodigestor chinês



Fonte: O autor (2017).

Em seu interior, se encontra um chapéu chinês, apresentado separadamente na Figura 6.

Como dito anteriormente, este biodigestor foi projetado e utilizado no tratamento de efluentes suínos, se utilizando da presença de um chapéu chinês.

Figura 6 – Chapéu Chinês do biodigestor



Fonte: O autor (2017).

Como verificado na Figura 6, o biodigestor possui uma parede dupla em seu exterior, e essa câmara foi responsável pelo aquecimento do meio. Através de um sistema de abastecimento externo a água circula ao redor da câmara de esgoto mantendo o biodigestor na temperatura desejada. A Figura 7 apresenta o sistema de aquecimento da água que circula pelo biodigestor.

Figura 7 – Sistema de aquecimento do biodigestor



Fonte: O autor (2017).

Após a operação desta etapa, o biodigestor foi transformado em um reator UASB. A Figura 8 apresenta uma imagem do reator UASB utilizado na etapa 2 e etapa 3 do estudo.

Figura 8 – Reator UASB



Fonte: O autor (2017).

Nesta nova configuração foram feitas algumas modificações necessárias para a transformação do biodigestor em um reator UASB, como:

- Retirada do chapéu chinês;
- Introdução de defletores;
- Introdução de um separador trifásico;
- Aumento da câmara de digestão.

O sistema de aquecimento do reator se manteve igual ao do biodigestor.

O volume útil de digestão da câmara passou de 216 litros para 430 litros. A Figura 9 apresenta o interior da parte inferior do reator após a retirada do chapéu chinês.

Figura 9 – Interior do Reator UASB



Fonte: O autor (2017).

A Figura 10 apresenta o separador trifásico avulso e instalado no reator UASB.

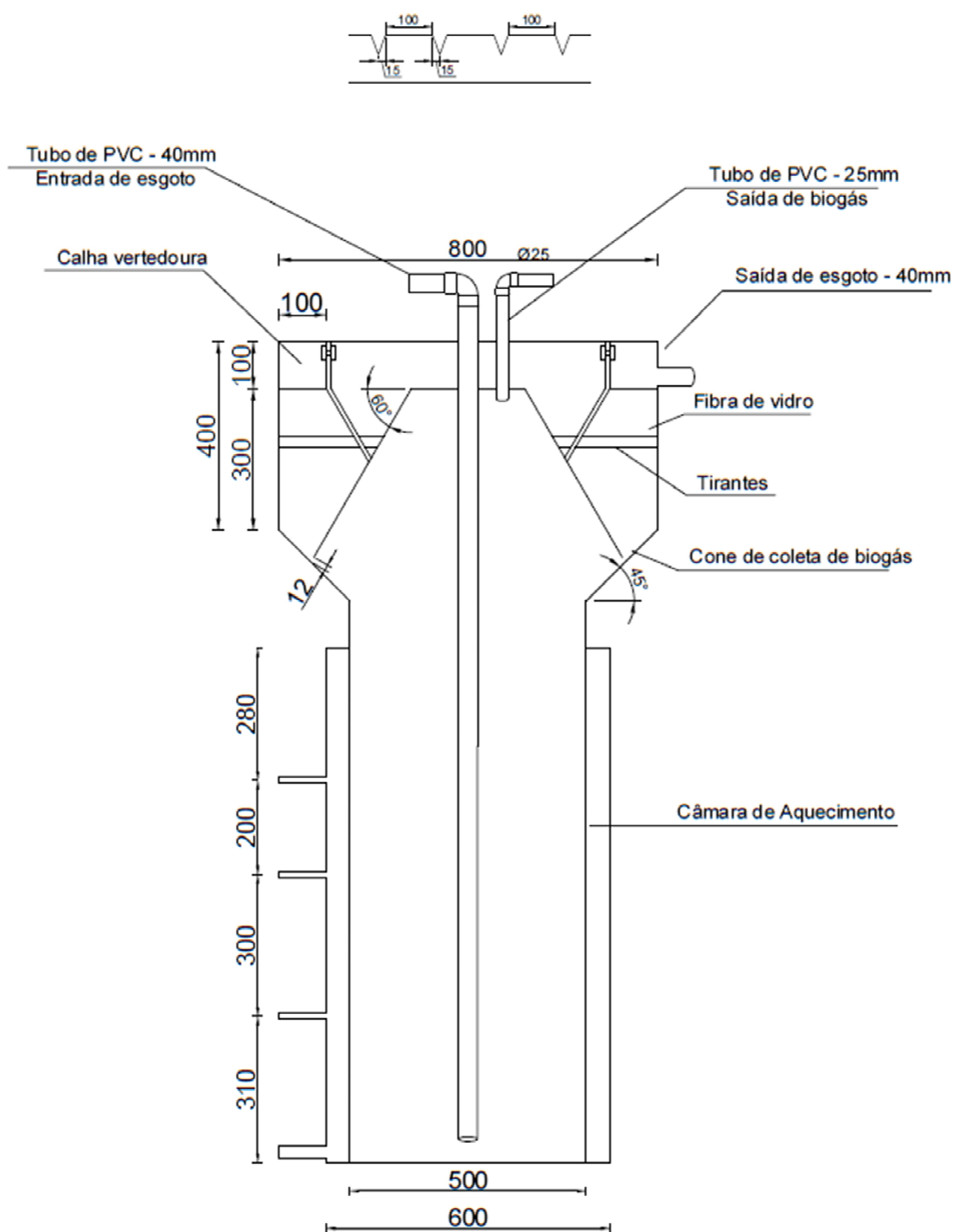
Figura 10 – Separador Trifásico do reator UASB



Fonte: O autor (2017).

A Figura 11 apresenta a configuração do reator UASB juntamente com suas dimensões.

Figura 11 – Configurações e medidas do reator UASB



Fonte: O autor (2017).

## 4.2 OBTENÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO

O ES utilizado é proveniente da UNISINOS, coletado na entrada da ETE. O ES bruto é bombeado para um poço e de lá, por meio de tubulações é direcionado para o reservatório localizado no laboratório que é responsável pelo abastecimento do biodigestor e do reator UASB.

Também provém da ETE o lodo que deu partida ao biodigestor e ao reator estudado. A Estação de Tratamento de Esgotos da UNISINOS é constituída de: Gradeamento primário, Desarenador de duplo canal, Tanque de equalização/bombeamento; Reator Anaeróbio do tipo UASB, Contator Biológico Rotatório – CBR, Decantador secundário, Gerador de ozônio, Tanque de ozonização e Leitões de Secagem. A operação da ETE é realizada por empresa terceirizada e o monitoramento é coordenado pelo SGA (Sistema de Gestão Ambiental) da universidade (UNISINOS, 2016). A Figura 12 apresenta uma ilustração da ETE UNISINOS.

Figura 12 – Visão geral da ETE UNISINOS



Fonte: O autor (2017).



### 4.3 OBTENÇÃO DOS RESÍDUOS SÓLIDOS DE RESTAURANTE

O RSR utilizado no experimento foi retirado do RU (Restaurante Universitário) da UNISINOS, também situado em seu campus de São Leopoldo.

Antes da utilização, o RSR passou por um processo de triagem (segregação) para evitar a presença de materiais inertes no reator, pois estes não apresentam qualquer vantagem ao tratamento. A Figura 13 apresenta uma imagem do RSR já segregado e a Figura 14 o RSR pós trituração realizada em triturador mecânico TRAPP TR 200

Figura 13 – RSR segregado



Fonte: O autor (2017).

Figura 14 – RSR triturado



Fonte: O autor (2017).

### 4.4 OPERAÇÃO DO SISTEMA

O sistema de operação do biodigestor e do reator começa por um painel de controle que comanda a frequência do bombeamento do ES e também a temperatura do sistema de aquecimento.

De acordo com Seghezzeo *et al.* 1998, a temperatura ideal para que ocorra a DA é de 30°C a 40°C, se caracterizando na faixa mesófila. Este parâmetro foi monitorado diariamente para a manutenção da faixa ótima. Durante a operação da etapa 1 a temperatura mantida foi de 33°C. Já nas etapas 2 e 3 operou com uma temperatura média um pouco a baixo (24°C) devido a sua ampliação.

As Etapas 1 e 2 operaram de forma contínua no que se refere à entrada de ES, e no caso da etapa 3 de forma intermitente para a adição do RSR. Estes resíduos

(RSR) inicialmente estavam previstos para serem adicionados a partir da estabilização do tratamento, indicando que a partida foi efetiva. Fato ocorrido apenas na etapa 3, onde a ação foi a seguinte: retirada de 30kg em massa de lodo do UASB e adição de RSR.

A retirada de lodo na etapa 3 foi executada no dia 11 de maio de 2017, denominado como dia 1 de operação da etapa 3. Na semana seguinte foi então iniciada a adição de RSR.

Assim a primeira adição de RSR no reator foi pré-estipulada em 1,5kg, e executada no dia 18 de maio de 2017 (8º dia de operação da etapa 3) com um acréscimo de 2,5kg no dia 26 de maio de 2017 e 3,5kg no dia 31 de maio de 2017, 16º e 21º dias de operação respectivamente.

A seguir será caracterizado como foi realizada a partida do biodigestor e do reator UASB, além do procedimento de alimentação dos próprios.

#### **4.4.1 Partida**

A partida de ambas etapas de operação foi realizada juntamente com a utilização de um inóculo, no caso lodo proveniente do reator UASB em escala real localizado da ETE da UNISINOS. Esse reator é utilizado para o tratamento de ES da própria UNISINOS.

A primeira etapa se iniciou no dia 23 de julho de 2016, com a adição manual de 70 kg de lodo, o que caracteriza uma altura de 35 cm de lodo no biodigestor, o que corresponde a cerca de 32% do volume útil. Logo a seguir então foi iniciada a circulação do esgoto pelo biodigestor.

Na partida da segunda etapa (UASB), a adição do lodo ao reator foi feita manualmente no dia 22 de fevereiro de 2017, com a introdução de 150 kg de lodo, o que representa cerca de 35% do volume útil do reator, caracterizando uma altura de 76 cm de lodo no reator. Como a etapa 3 é uma sequência da etapa 2 ela se iniciou após a partida da etapa 2, onde foram retirados 30kg de lodo, permanecendo com 120kg, o que representou um volume de aproximadamente 28% do reator.

#### 4.4.2 Alimentação do biodigestor e do reator UASB

A bomba utilizada na circulação do ES é da marca NETZSCH do Brasil, de modelo Helicoidal NEMO® SF.

O sistema é impulsionado por um motor trifásico (acoplado a bomba) da marca WEG, modelo W22 Plus, que gera uma potência de 0,75 cv. O motor é de fácil instalação possuindo um peso de 23 kg, podendo também ser deslocado com muita facilidade.

A Figura 15 apresenta o sistema de bombeamento de ES do reservatório para o reator UASB.

Figura 15 – Sistema de bombeamento de ES do reservatório para o reator UASB



Fonte: O autor (2017).

Para a determinação da vazão que a bomba proporciona foram feitos testes com a variações de frequências (10, 15, 20, 30, 40, 50 e 60 Hz) (Quadro 2).

Quadro 2 – Vazão x Frequência do sistema de bombeamento

Frequência (Hz)	Vazão (L/s)
10	0,0028
15	0,0040
20	0,0055
30	0,0076
40	0,0109
50	0,0141
60	0,0173

Fonte: O autor (2017).

Em ambas configurações de tratamento utilizadas o lodo foi adicionado de forma manual pela abertura superior do biodigestor e do reator ainda desligados. O ES, por outro lado, foi adicionado com o auxílio de uma bomba programada para operar com uma frequência inicial de 20 Hz.

O ES foi armazenado antes de passar pelos sistemas de tratamento (biodigestor e reator UASB) em um reservatório de 1000 litros que foi reabastecido a cada 2 dias para manter a entrada contínua de ES. Para que não houvesse sedimentação excessiva de sólidos no reservatório e consequente entupimento nas mangueiras, foi utilizado um agitador mecânico que operava continuamente durante o tratamento.

A partir da capacidade das duas configurações de tratamento, e também da vazão exercida pela bomba, alguns fatores importantes foram utilizados como base para operação dos sistemas:

- Carga hidráulica volumétrica (CHV);
- Tempo de detenção hidráulica (TDH);
- Carga orgânica volumétrica (COV);
- Velocidade superficial ou ascensional de fluxo (VSF).

#### 4.5 MONITORAMENTO DO PROCESSO

As análises laboratoriais foram realizadas no Laboratório de Saneamento Ambiental da UNISINOS, onde foram monitorados os seguintes parâmetros:

- Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO);
- Demanda Química de Oxigênio (DQO);
- Potencial Hidrogeniônico (pH);
- Carbono Orgânico Total (COT);
- Nitrogênio Total (NT);
- Cor aparente;
- Cor verdadeira;
- Turbidez;
- Sólidos;
- Volume de biogás;

As coletas ocorreram às segundas, terças e quintas de modo a realizar-se todos os parâmetros anteriormente listados. As análises e exames foram realizadas semanalmente e os procedimentos realizados foram baseados no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2012).

A seguir no Quadro 3 está expresso o método de análise e as referências de cada parâmetro analisado durante o estudo.

Quadro 3 – Métodos de análises e referências dos parâmetros medidos

<b>Parâmetros</b>	<b>Método de análise</b>	<b>Referência</b>
pH	Potenciométrico (4500-H <sup>+</sup> )	APHA (2012)
Cor	Colorimétrico (2120 – B)	APHA (2012)
Turbidez	Nefelométrico (2130 - B)	APHA (2012)
COT	Analítico (5310-D)	APHA (2012)
NT	Titulométrico (4500-NH <sub>3</sub> - C)	APHA (2012)
(ST, STF e STV)	Gravimétrico (ST – 2540 - B; STV/STF2540 - E)	APHA (2012)
DQO	Colorimétrico (5220 - D)	APHA (2012)
DBO	Manométrico (5210 - D)	APHA (2012)
Volume de Biogás	Volumétrico	x

Fonte: O autor (2017).

Como um dos objetivos deste estudo foi o monitoramento da geração de biogás durante a introdução de RSR, a medição foi realizada durante a Etapa 3 de operação. A quantificação do biogás foi realizada através de um Medidor de Gases da marca HEMON, modelo HM – 02.

## 5 APRESENTAÇÃO, ANÁLISE E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Neste capítulo apresentam-se os resultados obtidos com a pesquisa. Inicialmente os parâmetros operacionais, para a cada etapa, foram apresentados e discutidos e depois apresentam-se os resultados do monitoramento realizado. Por fim, discute-se e comparam-se as três etapas operacionais.

### 5.1 PARÂMETROS OPERACIONAIS (ETAPA 1)

#### 5.1.1 CHV (etapa 1)

A partir do volume útil do biodigestor de 216 litros e das vazões apresentadas no Quadro 2, foram utilizadas as seguintes CHV:

- Frequência de 10hz:

$$CHV = Q/V$$

$$Q = 0,0028L/s = 0,24192 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 216 \text{ L} = 0,216 \text{ m}^3$$

$$CHV = 0,24192/0,216$$

$$CHV = 1,12 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$$

- Frequência de 20hz:

$$CHV = Q/V$$

$$Q = 0,0055L/s = 0,4752\text{m}^3/\text{dia}$$

$$V = 216 \text{ L} = 0,216 \text{ m}^3$$

$$CHV = 0,4752/0,216$$

$$CHV = 2,20 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$$

De acordo com a literatura citada no referencial teórico deste trabalho, a CHV não deve ultrapassar  $5 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$  (CHERNICHARO *et al.*, 1999), algo que não ocorreu nas duas frequências utilizadas durante esta etapa.

#### 5.1.2 TDH (etapa 1)

A partir do cálculo da CHV de cada frequência utilizada durante a primeira etapa foi possível calcular o TDH através da divisão do volume pela vazão:

- Frequência de 10hz:

$$TDH = V/Q$$

$$V = 216L$$

$$Q = 0,0028L/s$$

$$TDH = 216/0,0028 = 77143s = 21,43h$$

- Frequência de 20hz:

$$TDH = V/Q$$

$$V = 216L$$

$$Q = 0,0055L/S$$

$$TDH = 216/0,0055 = 39273s = 10,91h$$

Nesta etapa, nas duas frequências há um TDH superior ao recomendado pela literatura que é de 4,8 horas (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

### 5.1.3 COV (etapa 1)

Utilizando-se dos valores obtidos nos ensaios de DQO foi possível calcular a COV utilizada na etapa 1:

- Frequência de 10hz:

$$COV = S \times Q/V$$

$$S = \text{DQO média de entrada} = 318,03 \text{ mg/L} = 0,31803 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = 0,0028 \text{ L/s} = 0,24192 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 216 \text{ L} = 0,216 \text{ m}^3$$

$$COV = 0,31803 \times 0,24192 / 0,216$$

$$COV = 0,36 \text{ kg/DQO/m}^3.\text{dia}$$

- Frequência de 20hz:

$$COV = S \times Q/V$$

$$S = \text{DQO média de entrada} = 318,03 \text{ mg/L} = 0,31803 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = 0,0055 \text{ L/s} = 0,4752 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 216 \text{ L} = 0,216 \text{ m}^3$$

$$COV = 0,31803 \times 0,4752 / 0,216$$

$$COV = 0,70 \text{ kg/DQO/m}^3.\text{dia}$$

A COV das duas frequências utilizadas ficaram bem abaixo do limite aceitável de 15kgDQO/m<sup>3</sup>.dia recomendados pela literatura (FORESTI *et al.*, 1999), algo muito comum no tratamento de ES.



### 5.1.4 VSF (etapa 1)

A partir das vazões utilizadas que são apresentadas no Quadro 2 e da área da seção transversal do biodigestor (0,196 m<sup>2</sup>), foi possível calcular a VSF de cada frequência utilizada nessa etapa de operação:

- Frequência de 10hz:

$$\text{VSF} = 0,0028 \text{ L/s} / 0,196 \text{ m}^2 = 0,0000028 \text{ m}^3/\text{s} / 0,196 \text{ m}^2 = 0,000014 \text{ m/s} = 0,051 \text{ m/h}$$

- Frequência de 20hz:

$$\text{VSF} = 0,0055 \text{ L/s} / 0,196 \text{ m}^2 = 0,0000055 \text{ m}^3/\text{s} / 0,196 \text{ m}^2 = 0,000028 \text{ m/s} = 0,101 \text{ m/h}$$

A média recomendada para VSF varia entre 0,5 e 0,7 m/h com picos de 1,5 m/h (CHERNICHARO *et al.*, 1999), valor não ultrapassado pelas duas frequências utilizadas nessa etapa.

## 5.2 PARÂMETROS OPERACIONAIS (ETAPA 2)

### 5.2.1 CHV (etapa 2)

Na etapa 2 o reator possuía um volume útil de 430 litros e a operação foi feita a partir de uma frequência de 15hz.

- Frequência de 15hz:

$$\text{CHV} = Q/V$$

$$Q = 0,0040 \text{ L/s} = 0,3456 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 430 \text{ L} = 0,430 \text{ m}^3$$

$$\text{CHV} = 0,3456/0,430$$

$$\text{CHV} = 0,80 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$$

Assim como na etapa anterior o valor da CHV ficou abaixo do limite aconselhado pela literatura que é de 5 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.dia (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

### 5.2.2 TDH (etapa 2)

- Frequência de 15hz:

$$TDH = V/Q$$

$$V = 430L$$

$$Q = 0,0040L/s$$

$$TDH = 430/0,0040 = 107500s = 29,86h$$

O TDH utilizado nesta etapa com a frequência de 15 hz ficou acima do aconselhado pela literatura que é 4,8 horas (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

### 5.2.3 COV (etapa 2)

- Frequência de 15hz:

$$COV = S \times Q/V$$

$$S = DQO \text{ média de entrada} = 485,18 \text{ mg/L} = 0,48518 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = 0,0040 \text{ L/s} = 0,3456 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 430 \text{ L} = 0,430 \text{ m}^3$$

$$COV = 0,48518 \times 0,3456 / 0,430$$

$$COV = 1,40 \text{ kg/DQO/m}^3.\text{dia}$$

Como já dito na Etapa 1, no tratamento de ES este parâmetro dificilmente extrapola o valor máximo aconselhado pela literatura que é de 15kgDQO/m<sup>3</sup>.dia (FORESTI *et al.*, 1999).

### 5.2.4 VSF (etapa 2)

A VSF utilizada nessa etapa de operação foi de 0,073 m/h, calculada a partir da divisão da vazão proporcionada pela frequência de 15hz (0,0144m<sup>3</sup>/h) pela área da seção transversal do reator (0,196m<sup>2</sup>). Valor abaixo da média citada pela literatura que vai de 0,5 a 0,7 m/h, e bem inferior ao limite (picos de 1,5 m/h) aconselhados por Chernicharo *et al.*, 1999.

### 5.3 PARÂMETROS OPERACIONAIS (ETAPA 3)

#### 5.3.1 CHV (etapa 3)

Como a etapa 3 foi uma continuação da etapa 2, o reator possuía o mesmo volume útil (430 litros) e assim como na etapa 2, a operação do reator foi feita a partir de uma frequência de 15hz.

- Frequência de 15hz:

$$CHV = Q/V$$

$$Q = 0,0040 \text{ L/s} = 0,3456 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 430 \text{ L} = 0,430 \text{ m}^3$$

$$CHV = 0,3456/0,430$$

$$CHV = 0,80 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$$

Como podemos ver a CHV da Etapa 3 não variou muito em relação a Etapa 2, permanecendo dentro do que é recomendado pela literatura que exige que seja menor que  $5\text{m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$  (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

#### 5.3.2 TDH (etapa 3)

- Frequência de 15hz:

$$TDH = V/Q$$

$$V = 430\text{L}$$

$$Q = 0,0040\text{L/s}$$

$$TDH = 430/0,0040 = 107500\text{s} = 29,86\text{h}$$

Novamente como ocorrido na Etapa 2 o valor da TDH ficou muito acima das 4,8 horas limitadas pela literatura (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

#### 5.3.3 COV (etapa 3)

- Frequência de 15hz:

$$COV = S \times Q/V$$

$$S = \text{DQO média de entrada} = 340,65 \text{ mg/L} = 0,34065 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = 0,0040 \text{ L/s} = 0,3456 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V = 430 \text{ L} = 0,430 \text{ m}^3$$

$$\text{COV} = 0,34065 \times 0,3456 / 0,430$$

$$\text{COV} = 0,27 \text{ kg/DQO/m}^3\cdot\text{dia}$$

Como nas etapas anteriores (Etapa 1 e Etapa 2) o valor da COV introduzida no reator diariamente ficou muito abaixo do limite imposto pela literatura que é de 15kgDQO/m<sup>3</sup>.dia (FORESTI *et al.*, 1999).

### 5.3.4 VSF (etapa 3)

Assim como na Etapa 2 a VSF utilizada nesta etapa foi de 0,073 m/h, valor inferior à média de 0,5 a 0,7 m/h, e bem inferior ao limite (picos de 1,5 m/h) aconselhados por Chernicharo *et al.*, 1999.

A seguir serão apresentados e discutidos os resultados dos parâmetros analisados em laboratório durante as etapas 1, 2 e 3.

## 5.4 ETAPA 1

Durante a operação dos 160 dias que duraram a etapa 1 (1ª configuração de reator) a temperatura interna do meio se manteve em torno dos 33°C. Na Saída do biodigestor o efluente possuía uma temperatura um pouco inferior, em média 31 °C, o que vai de acordo com o que é exigido pela Resolução CONAMA N° 430 de 2011 (< 40° C) para lançamento de efluentes provenientes de sistemas de tratamento de ES.

Foram utilizadas principalmente duas frequências durante essa etapa, 10hz e 20hz. A frequência de 20hz foi utilizada durante os dias de semana e a de 10 hz nos finais de semana, devido a capacidade do reservatório de abastecimento que era incapaz de manter a circulação contínua no final de semana numa frequência de 20hz.

Foi constatado também um problema quando a frequência era mantida continuamente em 10hz, pois isso provocava um grande acúmulo de sólidos nas ligações que abasteciam o biodigestor e também no interior da própria bomba de sucção. A Figura 16 apresenta uma imagem do acúmulo de sólidos na tubulação.

Figura 16 – Acúmulo de sólidos no encanamento que abastece o reator



Fonte: O autor (2017)

A seguir serão apresentados os gráficos com os resultados dos parâmetros do ES analisados na entrada e na saída do biodigestor; pH, cor aparente, cor verdadeira, turbidez, NT, COT, DBO e DQO, além de uma análise de Sólidos feitas com amostras de diferentes níveis do biodigestor (Figura 17 a Figura 26).

#### **5.4.1 pH (etapa 1)**

Os resultados das análises de Entrada serão apresentados com os valores mínimos e máximos obtidos em todo o período estudado (na Etapa), a média  $\pm$  desvio padrão, o coeficiente de variação e o número de amostras. Já os resultados de SAÍDA serão expressos a partir de gráficos. O monitoramento do pH será apresentado no período total do processo (160 dias).

- Entrada:

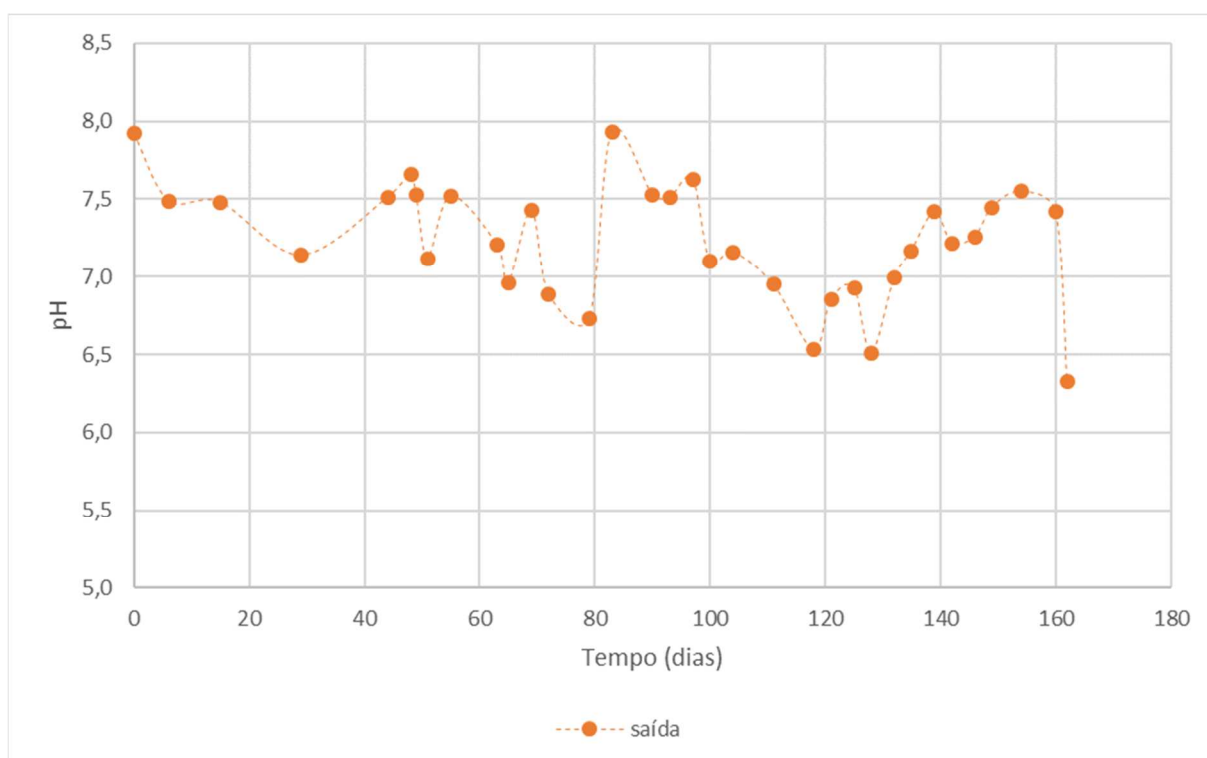
Mínimo = 6,04

Máximo = 7,78

Média (n = 33) = 7,09 ± 0,51

Coeficiente de variação = 10%

Figura 17 – Acompanhamento do pH na Saída do reator (etapa 1)



Fonte: O autor (2017).

De acordo com os resultados obtidos a partir da operação do Reator UASB sendo alimentado com ES, foi possível verificar-se que o pH foi mantido em sua faixa ideal, de 6,3 a 7,8, tanto na entrada quanto na saída do biodigestor ao longo do processo. A média da Saída ficou em 7,24 ± 0,38, um pouco acima da Entrada (7,09), mas ambas estão entre a faixa ótima de crescimento das archeas metanogênicas como citado por Van Haandel e Lettinga (1994) no referencial teórico.

Levando-se em conta os padrões de lançamentos para sistemas de tratamento de ES exigidos pela CONAMA 430/11 (5 a 9) e pela CONSEMA 355/17 (6 a 9), o pH do efluente de Saída (7,24) está de acordo com a faixa ideal.

De qualquer forma, este é um parâmetro que não deve ser analisado em separado, o importante é estando ele na faixa ideal, pode-se inferir que o sistema operou conforme o esperado e outras conclusões, dependem de outras características monitoradas e a seguir discutidas.

#### 5.4.2 Cor Aparente, Cor Verdadeira e Turbidez (etapa 1)

Os resultados das análises de cor aparente, cor verdadeira e turbidez foram divididos em 3 períodos, de 0 a 20 dias, de 20 a 60 dias e de 60 a 160 dias. Essa divisão de períodos foi feita levando em conta a necessidade de um período de aclimatação (partida), podendo assim interferir nos resultados iniciais. Então para a discussão dos resultados, o período analisado será o último pois é o que mais se distancia da fase de aclimatação (partida).

- Cor aparente (entrada 0 a 20):

Mínimo = 241,34 uH

Máximo = 670,90 uH

Média (n = 9) = 480,76 uH  $\pm$  218,98

Coeficiente de variação = 46%

- Cor aparente (entrada 20 a 60):

Mínimo = 522,66 uH

Máximo = 2434,32 uH

Média (n = 12) = 1094,48 uH  $\pm$  902,75

Coeficiente de variação = 82%

- Cor aparente (entrada 60 a 160):

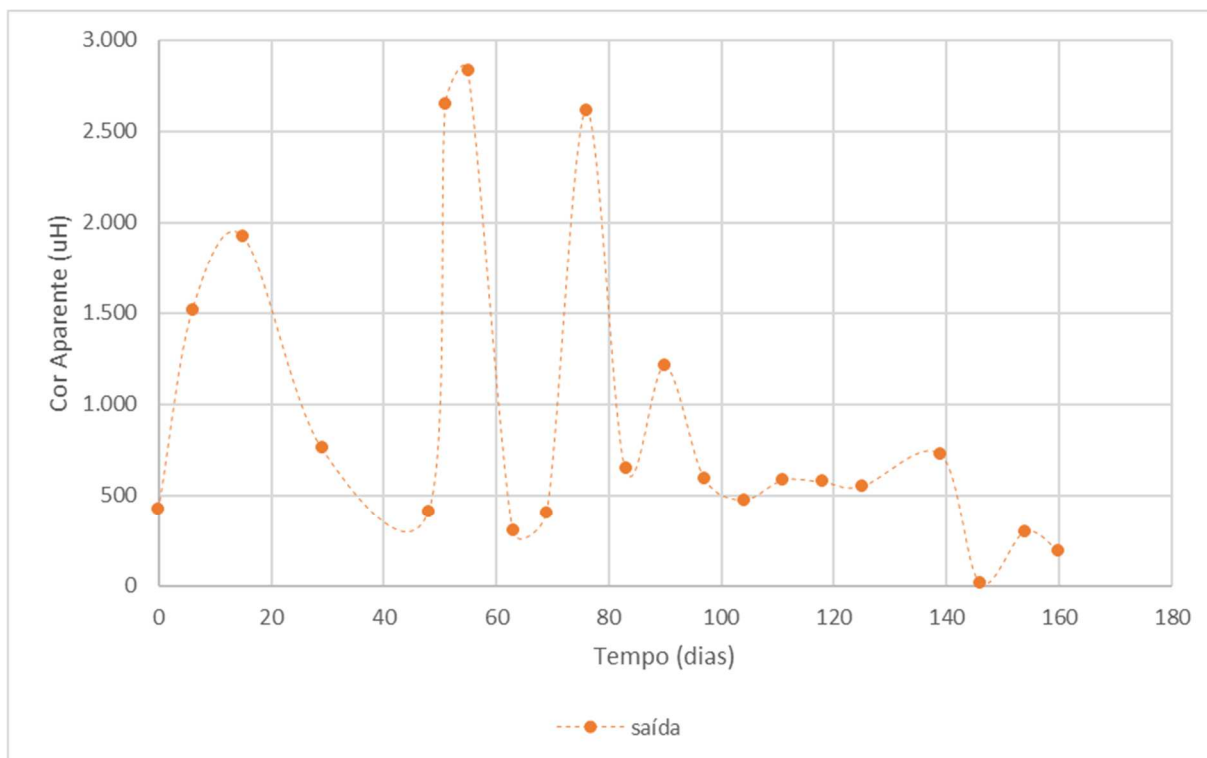
Mínimo = 21,59 uH

Máximo = 1227,50 uH

Média (n = 39) = 456,17 uH  $\pm$  315,15

Coeficiente de variação = 69%

Figura 18 – Acompanhamento da cor aparente na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017).

- Cor verdadeira (entrada 0 a 20):

Mínimo = 191,77 uH

Máximo = 444,94 uH

Média (n = 9) = 276,82 uH ± 145,60

Coeficiente de variação = 53%

- Cor verdadeira (entrada 20 a 60):

Mínimo = 98,57 uH

Máximo = 218,96 uH

Média (n = 9) = 171,95 uH ± 64,38

Coeficiente de variação = 37%

- Cor verdadeira (entrada 60 a 160):

Mínimo = 7,22 uH

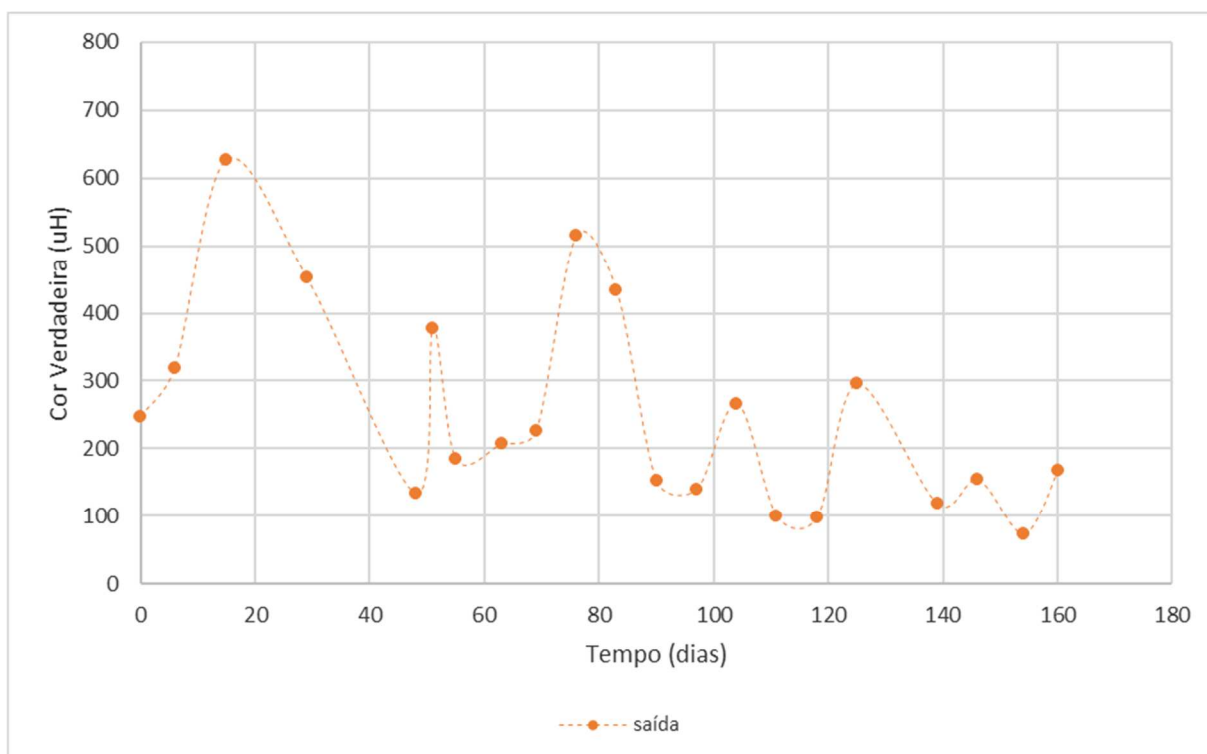
Máximo = 394,12 uH

Média (n = 42) = 112,39 uH ± 113,47

Coeficiente de variação = 101%



Figura 19 – Acompanhamento da cor verdadeira na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017)

- Turbidez (entrada 0 a 20):

Mínimo = 37,13 NTU

Máximo = 407,33 NTU

Média (n = 9) = 169,71 NTU ± 206,25

Coefficiente de variação = 122%

- Turbidez (entrada 20 a 60):

Mínimo = 82,33 NTU

Máximo = 227,67 NTU

Média (n = 9) = 134,56 NTU ± 80,84

Coefficiente de variação = 60%

- Turbidez (entrada 60 a 160):

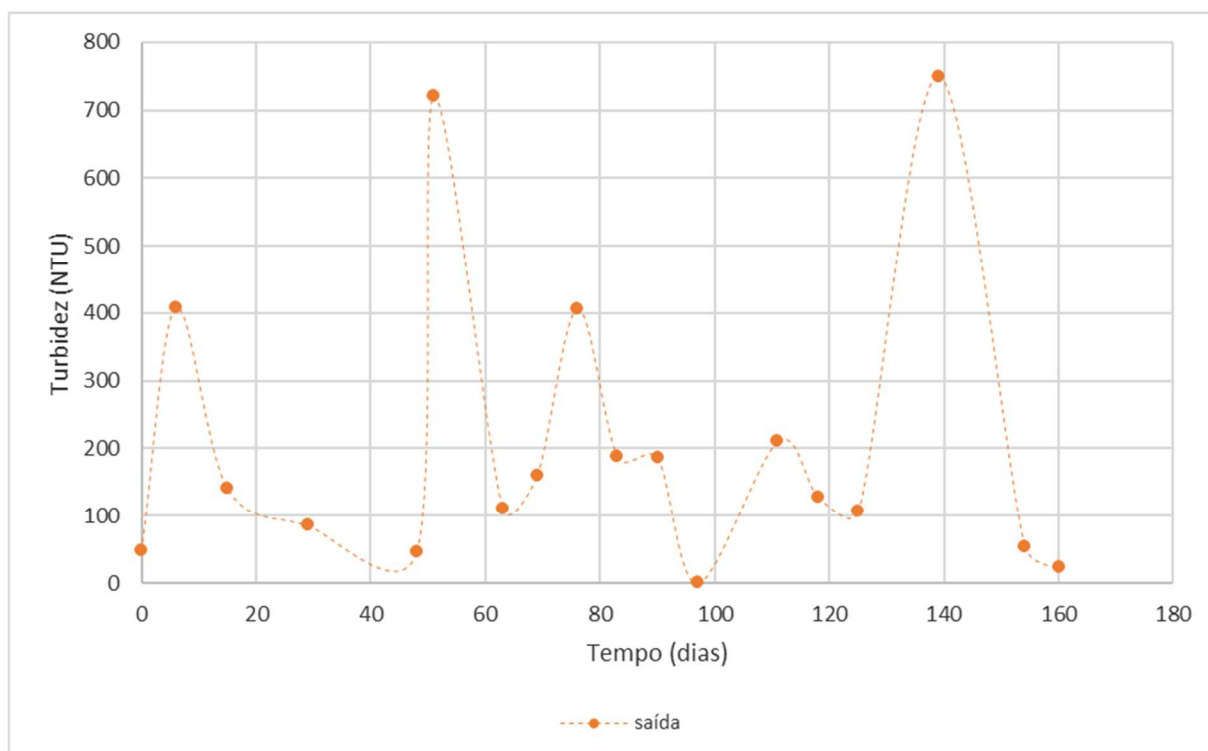
Mínimo = 54,33 NTU

Máximo = 639,33 NTU

Média (n = 42) = 164,31 NTU ± 38,28

Coefficiente de variação = 23%

Figura 20 – Acompanhamento da turbidez na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017)

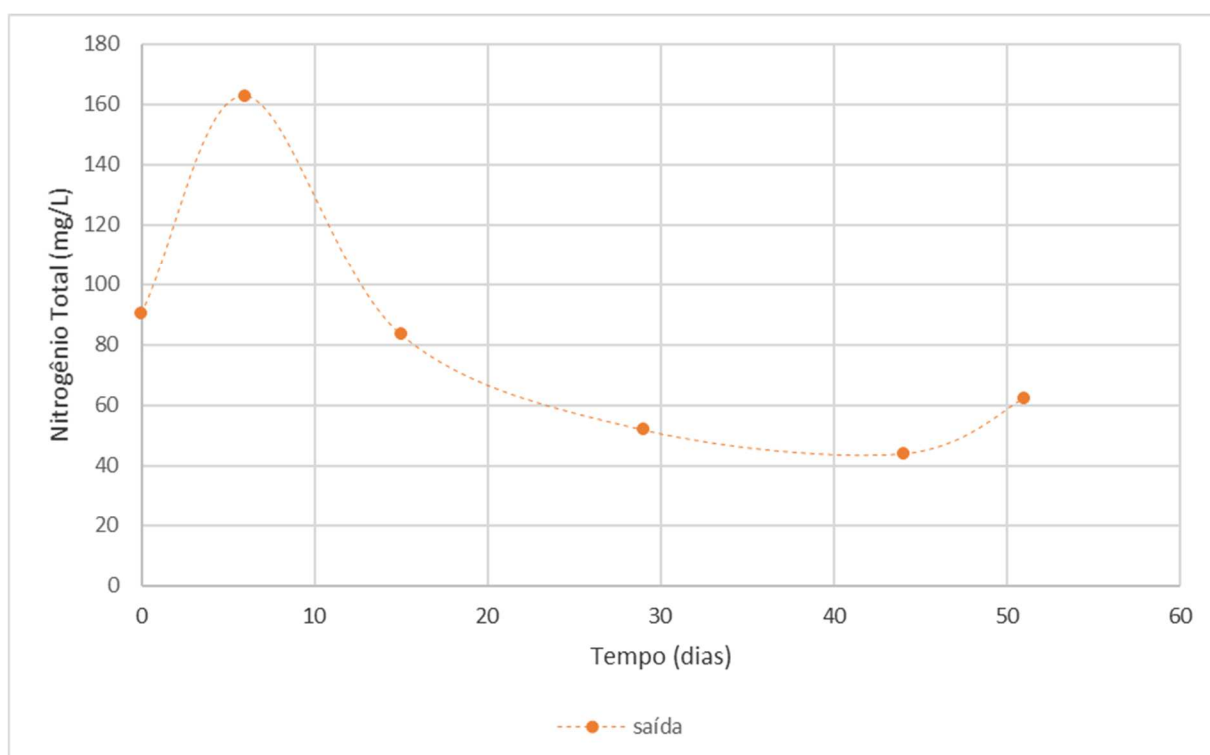
Durante as análises do período de 60 a 160 dias a cor aparente, cor verdadeira e turbidez apresentaram resultados semelhantes tanto no ES coletado na Entrada quanto na Saída. Porém a média de saída tanto da cor aparente ( $658,90 \text{ uH} \pm 629,75$ ) quanto da cor verdadeira ( $210,30 \text{ uH} \pm 130,02$ ) e da turbidez ( $193,86 \text{ NTU} \pm 204,60$ ) se apresentaram superiores as da entrada ao longo do processo que durou 160 dias. O fato dessa primeira configuração não possuir separador trifásico fez com que os sólidos contidos no efluente passassem pelo reator praticamente sem tratamento, carregando consigo sólidos do lodo (inóculo), o que acarretou no aumento da média das análises de cor (aparente e verdadeira) e turbidez.

#### 5.4.3 Nitrogênio Total e Carbono Orgânico Total (etapa 1)

As análises de NT e COT foram feitas durante os primeiros 50 dias de operação, e para análise os resultados de Saída foram discutidos em dois períodos (0 a 20 e 20 a 50 dias):

- NT (Entrada 0 a 20):  
Mínimo = 32,72 mg/L  
Máximo = 88,29 mg/L  
Média (n = 9) = 62,31 mg/L  $\pm$  27,96  
Coeficiente de variação = 45%
- NT (Entrada 20 a 50):  
Mínimo = 33,07 mg/L  
Máximo = 45,65 mg/L  
Média (n = 60) = 39,36 mg/L  $\pm$  8,89  
Coeficiente de variação = 23%

Figura 21 – Acompanhamento do Nitrogênio Total na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017).

As análises se mantiveram semelhantes na Entrada e Saída do biodigestor, entre os dias 20 e 50 de operação a média ficou em 53,01 mg/L  $\pm$  8,88, valor acima dos 20 mg/L exigidos pela da CONSEMA 355/17.

- COT (Entrada 0 a 20):

Mínimo = 55,42 mg/L

Máximo = 105,27 mg/L

Média (n = 9) = 74,19 mg/L  $\pm$  27,11

Coeficiente de variação = 37%

- COT (Entrada 20 a 50):

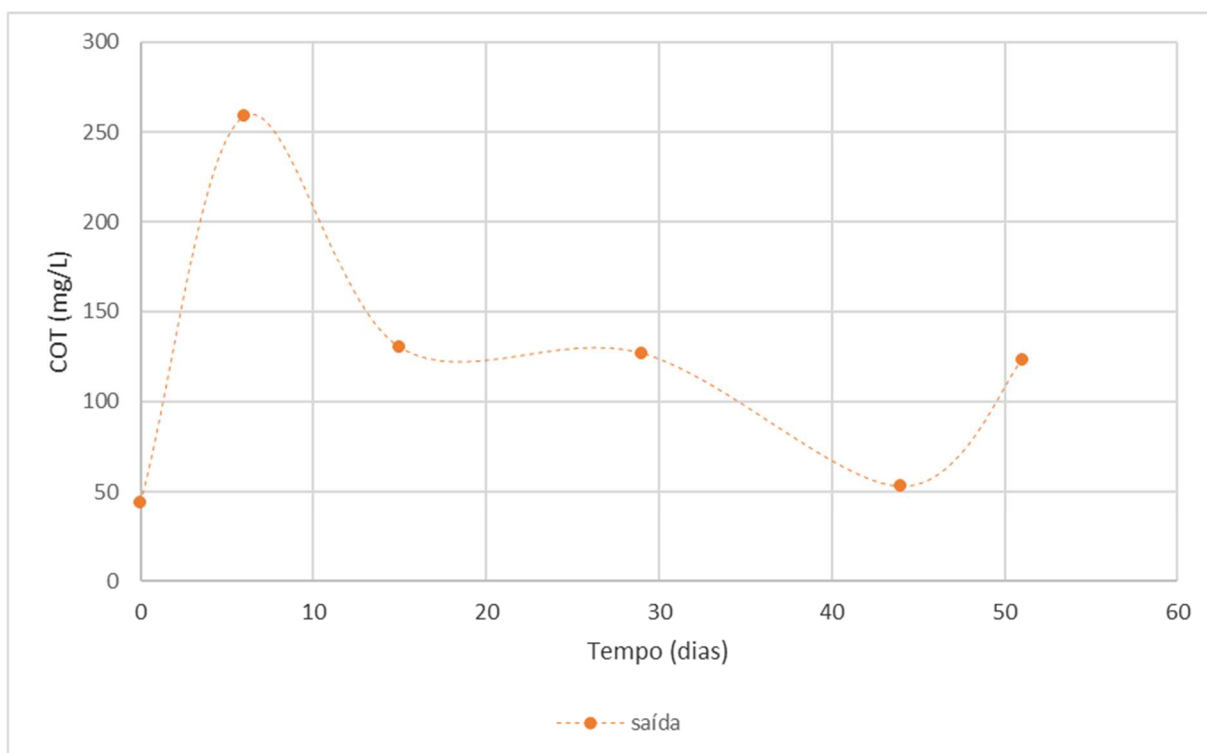
Mínimo = 38,63 mg/L

Máximo = 80,76 mg/L

Média (n = 6) = 59,70 mg/L  $\pm$  29,79

Coeficiente de variação = 50%

Figura 22 – Acompanhamento do COT na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017).

Assim como NT as análises de COT foram realizadas semanalmente durante os primeiros 50 dias de operação do biodigestor. A média do efluente de Saída entre os dias 20 e 50 de operação foi de 100,98 mg/L  $\pm$  41,69, superior à média da Entrada nesse período.

#### 5.4.4 DBO e DQO (etapa 1)

As análises de DBO e DQO foram feitas semanalmente durante todos os 160 dias de operação, e também indicaram pouca diferença entre os efluentes coletados na Entrada e Saída do biodigestor. Para análise os resultados foram divididos em 3 períodos de tempo (0 a 20, 20 a 60 e 60 a 160 dias). Para efeito de análise serão utilizados os valores do terceiro período, de 60 a 160 dias.

- DBO (entrada 0 a 20):

Mínimo = 84,67 mg/L

Máximo = 147,50 mg/L

Média (n = 6) = 116,08 mg/L  $\pm$  44,43

Coeficiente de variação = 38%

- DBO (entrada 20 a 60):

Mínimo = 18,00 mg/L

Máximo = 33,00 mg/L

Média (n = 6) = 25,50 mg/L  $\pm$  10,61

Coeficiente de variação = 42%

- DBO (entrada 60 a 160):

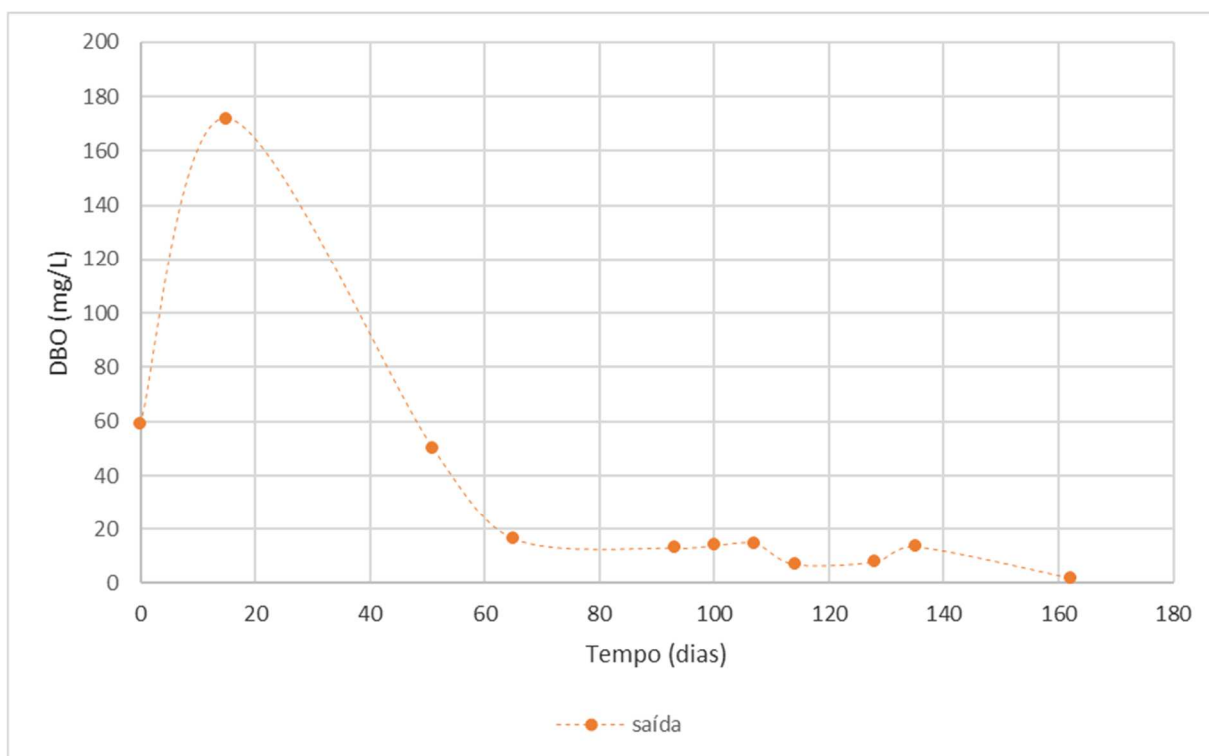
Mínimo = 3,5 mg/L

Máximo = 26,00 mg/L

Média (n = 33) = 13,33 mg/L  $\pm$  7,36

Coeficiente de variação = 55%

Figura 23 – Acompanhamento da DBO na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017).

A média da DBO de Saída dos dias 60 a 160 foi de 11,08 mg/L  $\pm$  4,91, apresentando-se pouco inferior à da Entrada neste período. Este valor está de acordo com o limite exigido pela CONAMA 430/11 (até 120 mg/L) e também pela CONSEMA 355/17 (até 120 mg/L para uma vazão menor que 200 m<sup>3</sup>/dia).

- DQO (entrada 0 a 20):

Mínimo = 266,35 mg/L

Máximo = 755,04 mg/L

Média (n = 9) = 451,76 mg/L  $\pm$  264,81

Coeficiente de variação = 59%

- DQO (entrada 20 a 60):

Mínimo = 187,81 mg/L

Máximo = 397,24 mg/L

Média (n = 12) = 332,84 mg/L  $\pm$  99,32

Coeficiente de variação = 30%

- DQO (entrada 60 a 160):

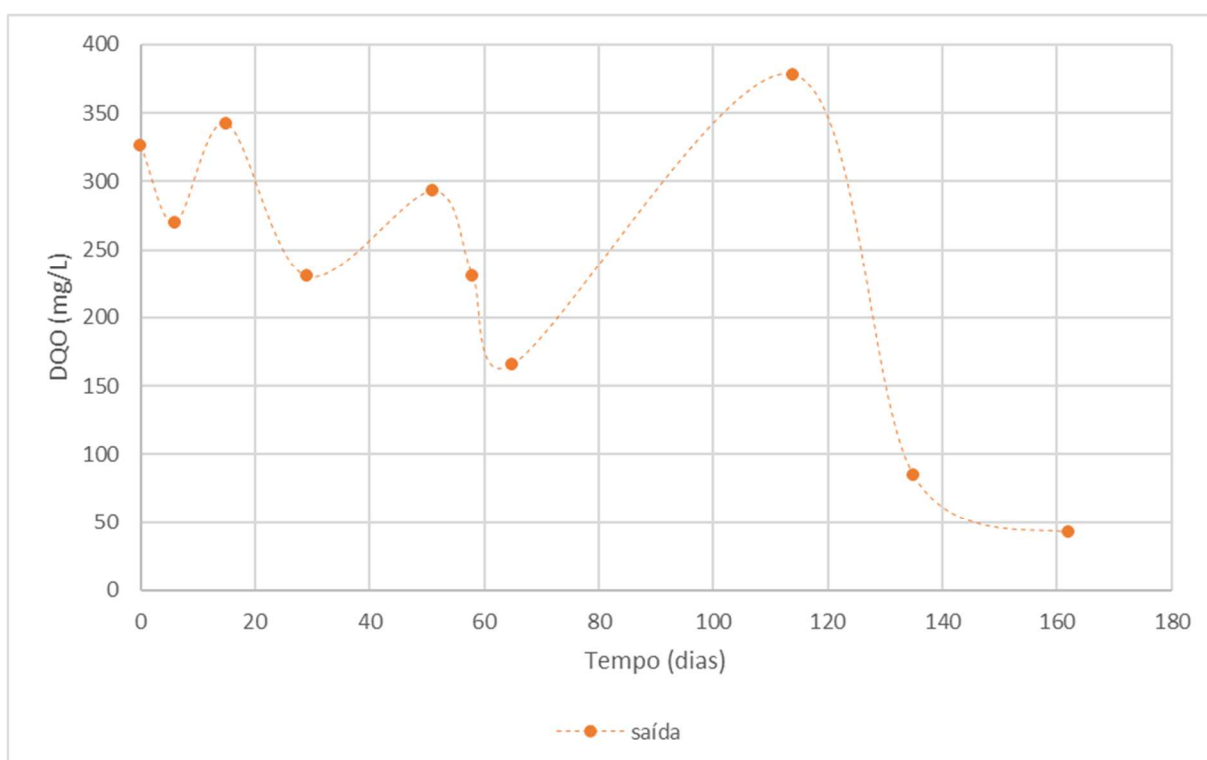
Mínimo = 49,30 mg/L

Máximo = 422,90 mg/L

Média (n = 12) = 202,92 mg/L  $\pm$  158,56

Coefficiente de variação = 78%

Figura 24 – Acompanhamento da DQO do na Saída do biodigestor (etapa 1)



Fonte: O autor (2017).

Na DQO de Saída a média do período de 60 a 160 dias foi de 97,62 mg/L  $\pm$  62,92) apresentou uma queda aproximadamente 52% em relação a sua Entrada, estando de acordo com a faixa exigida pela CONSEMA 355/17 que vai até 330 mg/L para vazões menores que 200 m<sup>3</sup>/dia.

#### 5.4.5 Sólidos (etapa 1)

Durante o final do período de operação do biodigestor (etapa 1) foram feitas análises de sólidos totais de três diferentes níveis do biodigestor (Quadro 4 a Quadro 6) com intuito de verificar uma possível interferência do chapéu chinês presente nesta configuração. No projeto do biodigestor as saídas utilizadas para coleta estão

denominadas como “saídas de excesso de lodo”, situadas nas alturas de 31, 61 e 81 centímetros, com o chapéu chinês numa altura de 40 centímetros (situado entre o nível inferior e o nível intermediário). A Figura 25 apresenta os três níveis de coleta.

Figura 25 – Níveis de coleta do biodigestor



Fonte: O autor (2017).



Quadro 4 - Resultados dos ST em diferentes níveis

Tempo (dias)	Amostragem	ST (mg/g)		
		Lodo Inferior	Lodo Intermediário	Lodo Superior
134	A1	55,45	79,69	67,85
141	A2	61,82	65,55	44,83
147	A3	45,03	64,82	51,32
154	A4	46,57	64,65	47,77

Fonte: O autor (2017).

Quadro 5 - Resultados dos STF em diferentes níveis

Tempo (dias)	Amostragem	STF (mg/g)		
		Lodo Inferior	Lodo Intermediário	Lodo Superior
134	A1	30,26	29,07	39,65
141	A2	35,39	34,83	27,69
147	A3	36,64	35,26	30,06
154	A4	38,36	35,32	28,19

Fonte: O autor (2017).

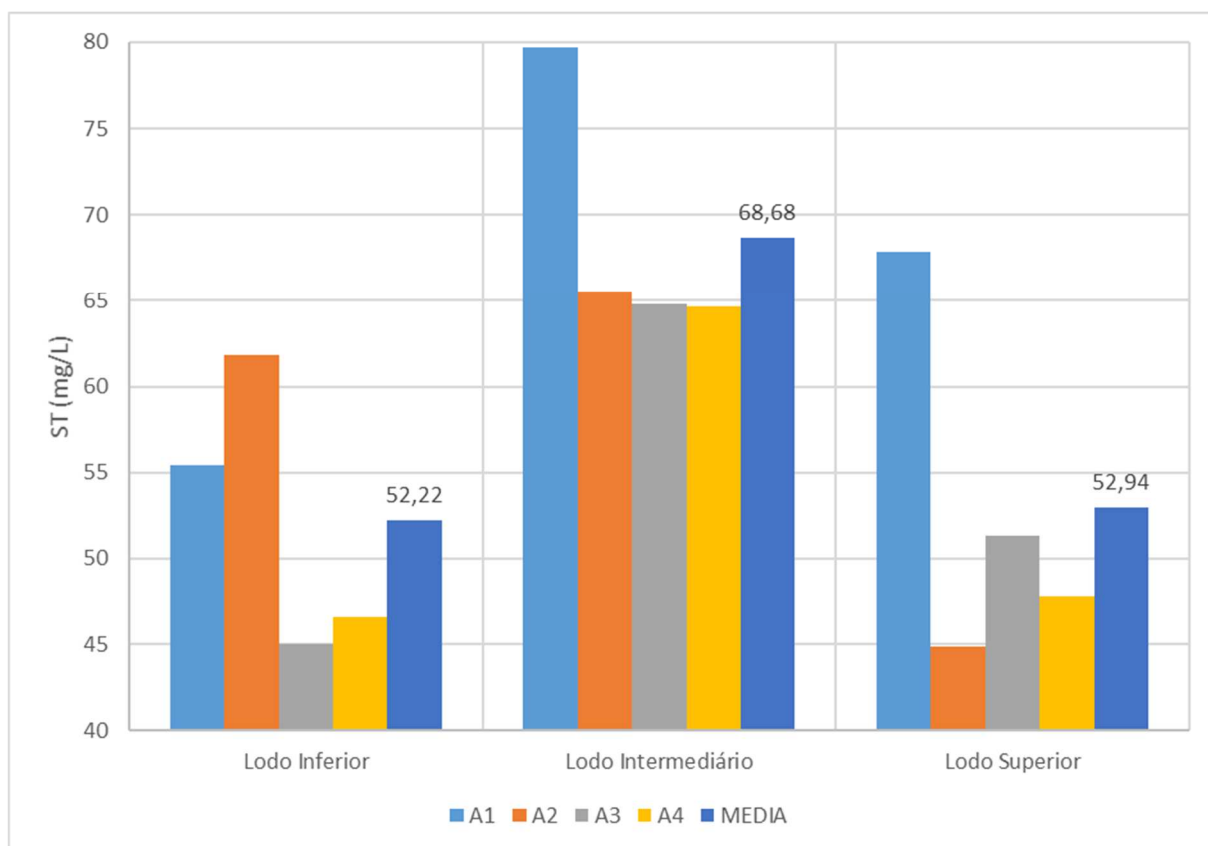
Quadro 6 - Resultados dos STV em diferentes níveis

Tempo (dias)	Amostragem	STV (mg/g)		
		Lodo Inferior	Lodo Intermediário	Lodo Superior
134	A1	25,18	50,62	28,19
141	A2	26,42	30,73	17,14
147	A3	23,70	30,73	21,3
154	A4	23,54	30,15	19,76

Fonte: O autor (2017).

Os resultados dos ST e STV apresentam valor elevado no lodo retirado no meio do biodigestor. Este fato pode ser explicado pela presença do chapéu chinês logo abaixo do registro aonde foi retirado o lodo, o que gerou uma maior concentração de sólidos neste local. A Figura 26 apresenta um gráfico que demonstra com mais clareza a maior concentração de ST no lodo intermediário, retirado acima do chapéu chinês.

Figura 26 – Sólidos Totais em diferentes níveis de coleta



Fonte: O autor (2017).

A semelhança dos resultados obtidos nas análises do efluente de entrada e saída do biodigestor confirmaram a necessidade do separador trifásico, como existente nos reatores UASB convencionais. Decidiu-se pela alteração no sistema, sendo necessário o esvaziamento completo do mesmo e posterior reinício dos trabalhos (etapa 2).

As modificações realizadas, já citadas na metodologia, foram: a retirada do chapéu chinês, a introdução de defletores, a introdução de um separador trifásico e o aumento da câmara de ES.

## 5.5 ETAPA 2

Durante a operação das etapas 2 e 3 a temperatura interna do meio se manteve em torno dos 24°C nos 60 dias que ela durou. A temperatura do efluente de saída se manteve em torno dos 22° C, abaixo dos 40° C solicitados pela CONAMA 430.

A frequência utilizada durante a Etapa 2 foi de 15 hz, o que possibilitou uma operação igual nos finais de semana sem os constantes entupimentos observados durante a Etapa 1.

Nesta etapa foi constatado o acúmulo de gordura na parte superior do reator, flutuando sobre o efluente, algo normal no tratamento de ES. A Figura 27 apresenta uma imagem do acúmulo de gordura na superfície do efluente.

Figura 27 – Acúmulo de espuma durante a operação do reator UASB



Fonte: O autor (2017)

Para evitar interferências nos resultados foram feitas limpezas semanais na superfície do efluente. Através do uso de uma concha e uma espátula essa gordura foi retirada.

Em um Reator UASB de escala real essa limpeza também é feita manualmente se utilizado de conchas e peneiras.

Após o início de adição de RSR ao reator o acúmulo dessas gorduras se intensificou, como mostra a Figura 28.

Figura 28 – Acúmulo de espuma após a adição de RSR ao reator



Fonte: O autor (2017).

A limpeza da superfície do reator ajuda a impedir que materiais flutuantes sejam transportados juntamente com o efluente de saída, algo proibido pela CONAMA 430.

O fato de a primeira configuração (biodigestor) utilizada na Etapa 1 possuir a parte superior lacrada impossibilitou a limpeza da superfície do efluente, o que possivelmente prejudicou a obtenção de resultados mais favoráveis.

As figuras a seguir (Figura 29 a 34) irão apresentar os resultados dos parâmetros do ES analisados em laboratório, coletados na entrada e na saída do reator durante a Etapa 2.

### 5.5.1 pH (etapa 2)

- Entrada:

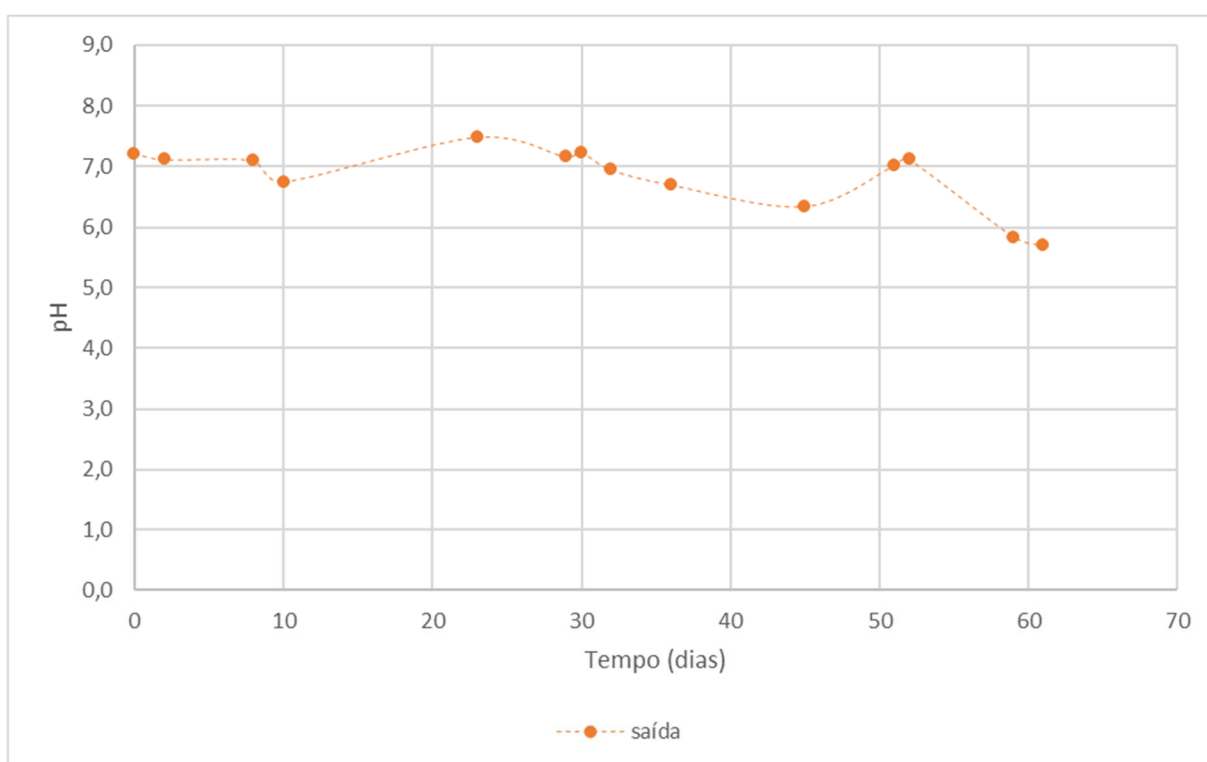
Mínimo = 3,25

Máximo = 6,81

Média (n = 14) =  $5,70 \pm 1,06$

Coeficiente de variação = 19%

Figura 29 – Acompanhamento do pH na Saída do reator (etapa 2)



Fonte: O autor (2017).

Assim como na primeira configuração de tratamento o pH medido na Saída se manteve dentro da faixa ideal (6,3 e 7,8) solicitada pela literatura para que haja uma boa DA, com uma média de  $6,84 \pm 0,53$ , valor dentro dos padrões da CONAMA 430/11 (5 a 9) e CONSEMA 355/17 (6 a 9) para emissão de efluentes de ES que receberam tratamento. Durante certos momentos de operação ocorreram princípios de acidificação no ES de Entrada como no dia 59 de operação, fato corrigido com esvaziamento e limpeza do reservatório que abasteceu o reator.

### 5.5.2 Cor Aparente, Cor Verdadeira e Turbidez (etapa 2)

Nestes 60 dias de análise desta etapa os resultados das análises também foram divididos em períodos, de 0 a 20 dias e de 20 a 60 dias devido a aclimação do reator, então os resultados considerados na análise serão retirados do período de 20 a 60 dias.

- Cor aparente (entrada 0 a 20):

Mínimo = 851,26 uH

Máximo = 1485,27 uH

Média (n = 9) = 1167,32 uH  $\pm$  317,01

Coefficiente de variação = 27%

- Cor aparente (entrada 20 a 60):

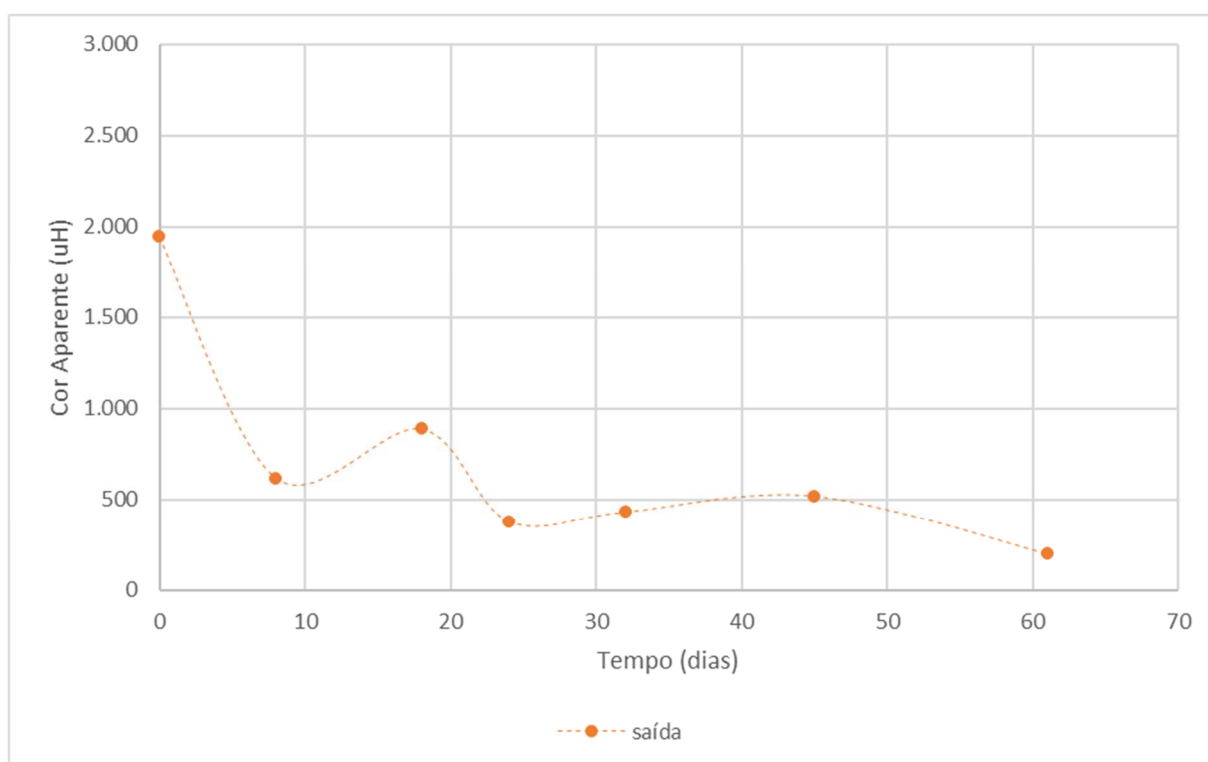
Mínimo = 440,49 uH

Máximo = 985,53 uH

Média (n = 12) = 649,79 uH  $\pm$  293,73

Coefficiente de variação = 45%

Figura 30 – Acompanhamento da cor aparente na Saída do reator (etapa 2)



Fonte: O autor (2017).

Após os primeiros 20 dias (aclimação) o resultado médio da cor aparente na saída do reator foi de 381,36 uH  $\pm$  135, comprovando uma redução de aproximadamente 41%.

- Cor verdadeira (entrada 0 a 20):

Mínimo = 0 uH

Máximo = 593,00 uH

Média (n = 9) = 197,67 uH  $\pm$  342,38

Coefficiente de variação = 173%

- Cor verdadeira (entrada 20 a 60):

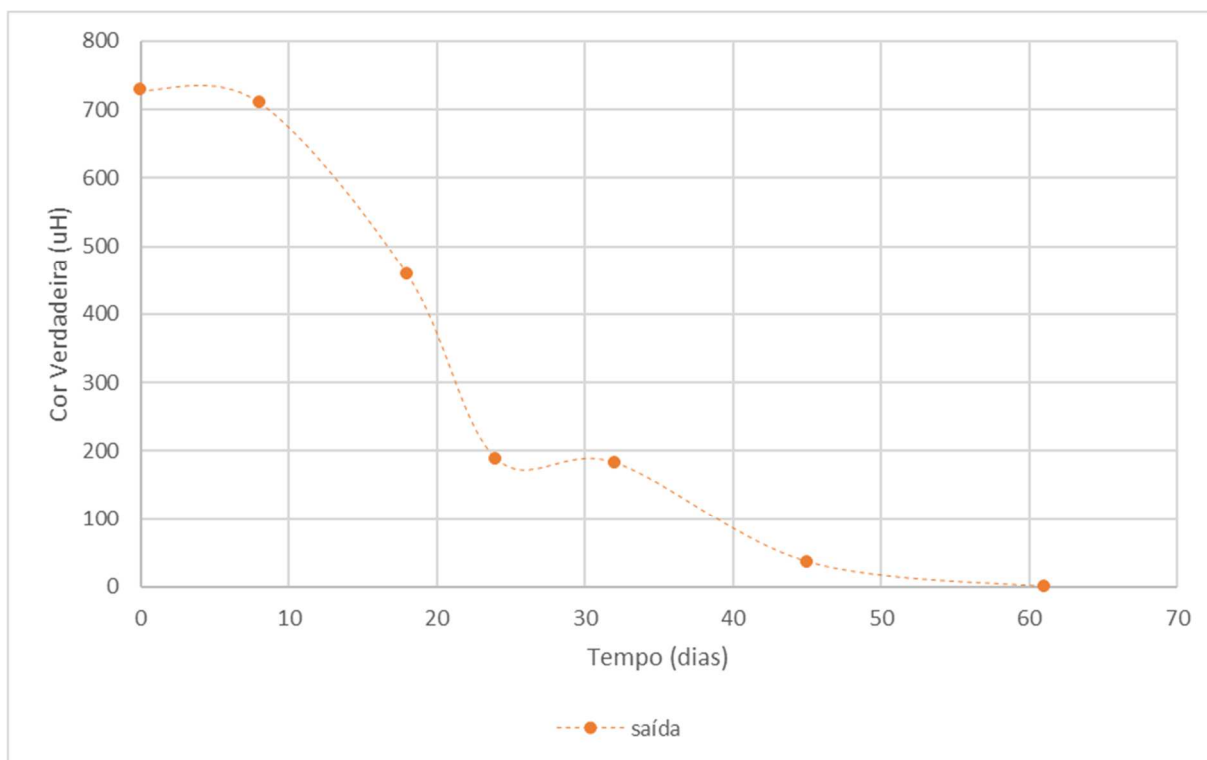
Mínimo = 0 uH

Máximo = 47,67 uH

Média (n = 12) = 18,36 uH  $\pm$  21,36

Coefficiente de variação = 116%

Figura 31 – Acompanhamento da cor verdadeira na Saída do reator (etapa 2)



Fonte: O autor (2017).

Ao contrário das medidas de cor aparente, a média da cor verdadeira da Saída (102,15 uH  $\pm$  97,98) entre os dias 20 e 60 de operação foi muito superior as amostras de Entrada.

- Turbidez (entrada 0 a 20):

Mínimo = 249,00 NTU

Máximo = 445,67 NTU

Média (n= 6) = 315,22 NTU  $\pm$  112,97

Coefficiente de variação = 36%

- Turbidez (entrada 20 a 60):

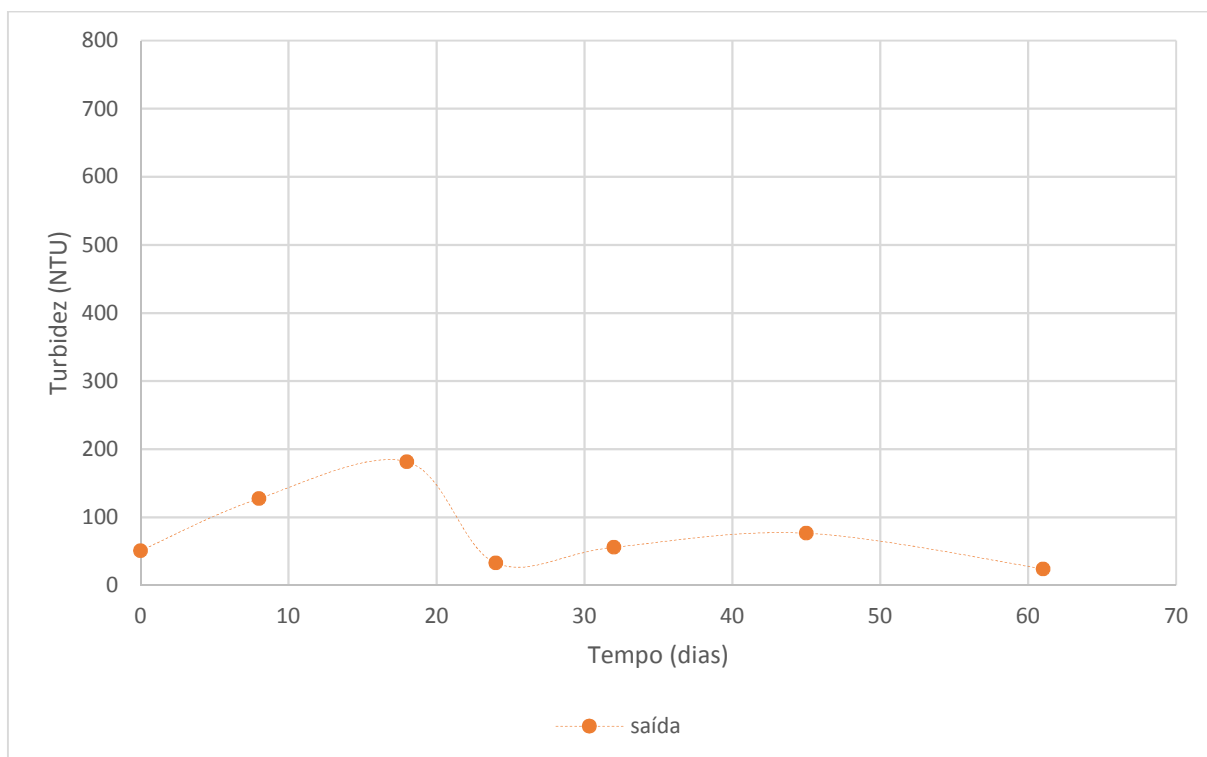
Mínimo = 14,62 NTU

Máximo = 603,33 NTU

Média (n=15) = 204,32 NTU  $\pm$  269,03

Coefficiente de variação = 132%

Figura 32 – Acompanhamento da turbidez na Saída do reator (etapa 2)



Fonte: O autor (2017).

Assim como nas análises de cor aparente, as análises de turbidez apresentaram resultados favoráveis. Durante o período do dia 20 ao 60 a média na



Saída foi de  $47,49 \text{ NTU} \pm 23,60$ , correspondendo a uma redução de aproximadamente 77%.

### 5.5.3 DBO e DQO (etapa 2)

- DBO (entrada 0 a 20):

Mínimo = 9,50 mg/L

Máximo = 132,00 mg/L

Média (n = 6) =  $70,75 \text{ mg/L} \pm 86,62$

Coefficiente de variação = 122%

- DBO (entrada 20 a 60):

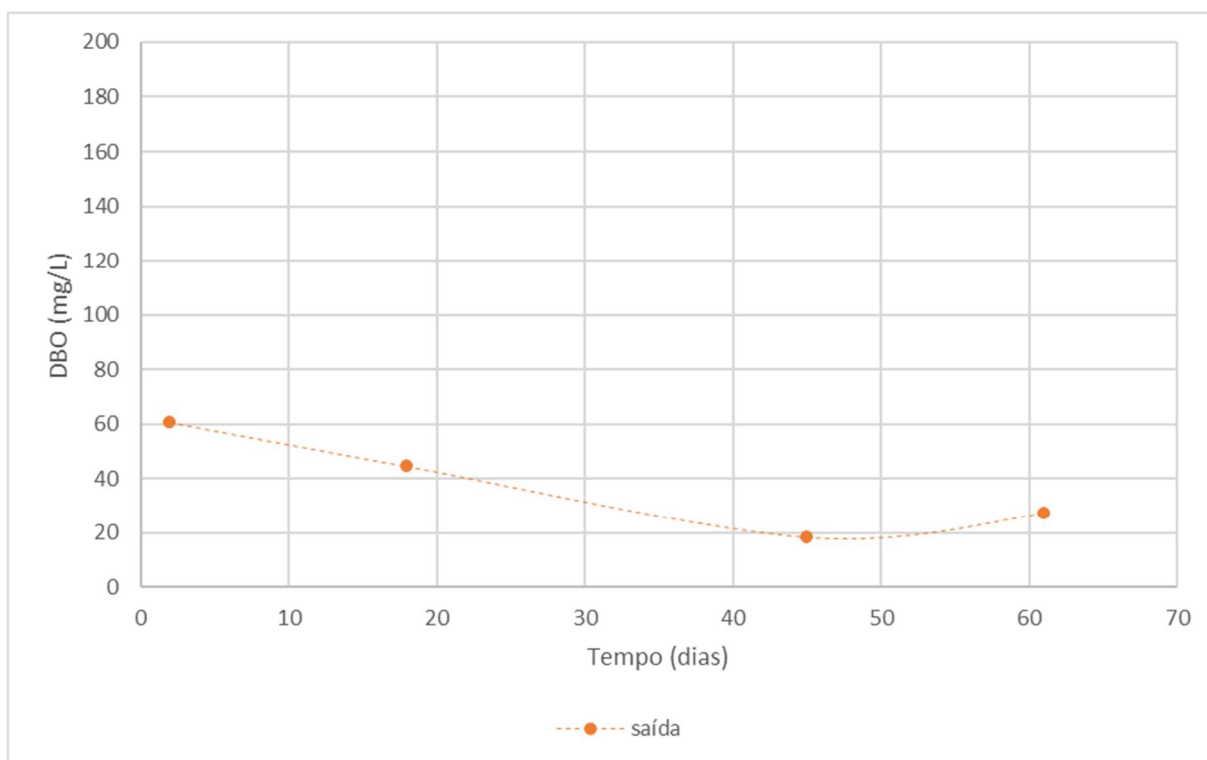
Mínimo = 25,00 mg/L

Máximo = 42,33 mg/L

Média (n = 6) =  $33,67 \text{ mg/L} \pm 12,26$

Coefficiente de variação = 36%

Figura 33 – Acompanhamento da DBO na Saída do reator (etapa 2)



Fonte: O autor (2017).

Após o período de aclimação do reator a média da DBO de saída foi 22,92 mg/L  $\pm$  6,25, apresentando uma redução de aproximadamente 32% em relação a Entrada. Esse valor está de acordo com o que é solicitado pela CONAMA 430/11 que limita o valor de 120 mg/L para essa análise, e também com o que é solicitado pela CONSEMA 355/17 que também exige até 120 mg/L para vazões inferiores de 200 m<sup>3</sup>/dia.

- DQO (entrada 0 a 20):

Mínimo = 128,68 mg/L

Máximo = 776,15 mg/L

Média (n = 9) = 364,04 mg/L  $\pm$  358,10

Coefficiente de variação = 98%

- DQO (entrada 20 a 60):

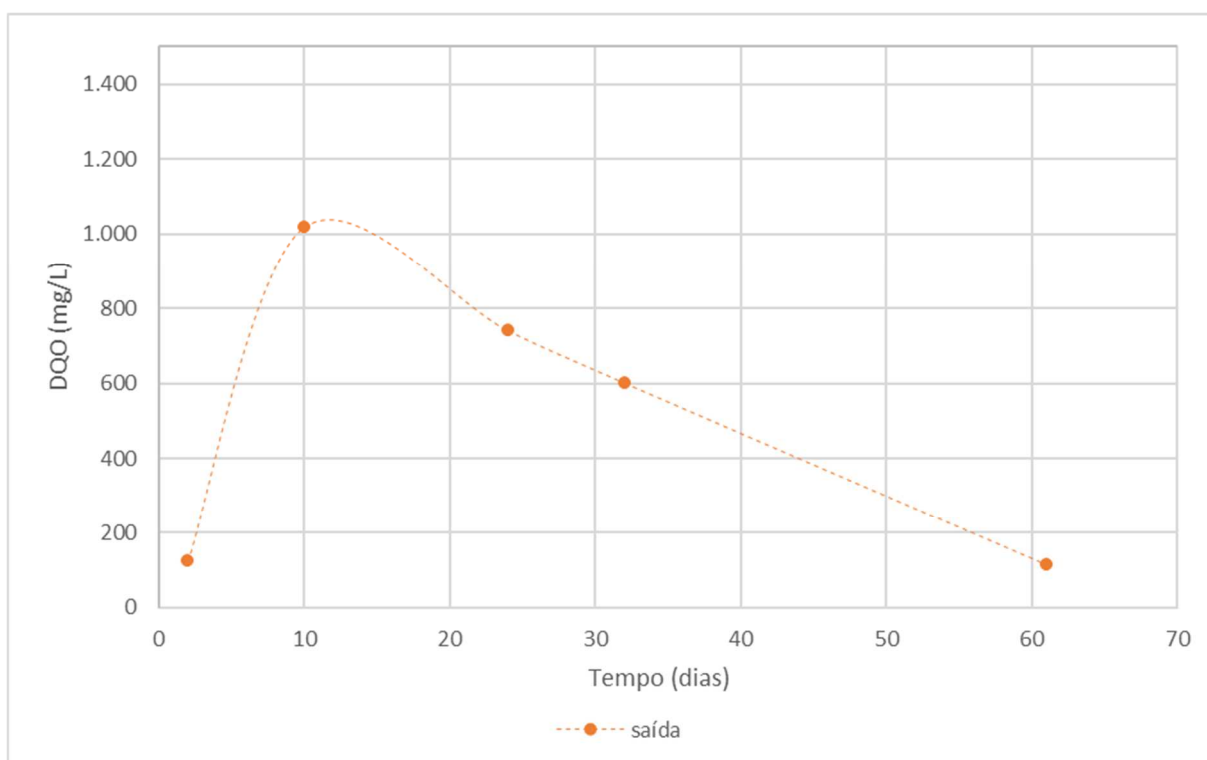
Mínimo = 340,65 mg/L

Máximo = 978,10 mg/L

Média (n = 9) = 606,32 mg/L  $\pm$  331,71

Coefficiente de variação = 55%

Figura 34 – Acompanhamento da DQO na Saída do reator (etapa 2)



Fonte: o autor (2017).

Entre os dias 20 e 60 de operação (após aclimação) a DQO medida na Saída do reator teve uma média de 484,79 mg/L  $\pm$  327,84, valor abaixo da média de Entrada, porém acima dos 330 mg/L limitados pela CONSEMA 355/17 para lançamento de efluentes provenientes de tratamento de ES. Como podemos ver no gráfico, após o período de aclimação do reator as análises de DQO sofreram constante queda chegando a um valor de 114,81, valor que está abaixo do limite exigido pela CONSEMA 355/17.

A seguir será apresentado no Quadro 7 um comparativo entre os resultados médios das análises de Saída do reator feitas na Etapa 2 com mesmas feitas na Etapa 1 (biodigestor).

Quadro 7 – Comparativo das análises de Saída da Etapa 1 e Etapa 2

	<b>Etapa 1 (0 a 20 dias)</b>	<b>Etapa 1 (20 a 60 dias)</b>	<b>Etapa 1 (60 a 160 dias)</b>	<b>Etapa 2 (0 a 20 dias)</b>	<b>Etapa 2 (20 a 60 dias)</b>
<b>Cor Aparente (uH)</b>	1290,35	1664,50	658,90	1151,32	381,36
<b>Cor Verdadeira (uH)</b>	397,99	287,40	210,30	633,07	102,15
<b>Turbidez (NTU)</b>	199,09	284,49	193,86	120,11	47,49
<b>DBO (mg/L)</b>	115,50	50,00	11,08	52,50	22,92
<b>DQO (mg/L)</b>	312,95	389,06	97,62	423,51	484,79

Fonte: o autor (2017).

Sem levar em consideração o percentual de redução ou aumento em relação a Entrada, podemos avaliar com base nos dados do Quadro 7 que houve uma redução maior no período de 60 a 160 dias durante a Etapa 1. Fato que prevê uma maior redução numa prorrogação da Etapa 2 tratando ES.

### 5.6 ETAPA 3

O objetivo principal da Etapa 3 foi inserir os RSR na sequência da Etapa 2 a fim de analisar as possíveis alterações nos parâmetros e principalmente num possível aumento na produção de biogás num período que durou 32 dias.

### 5.6.1 pH (etapa 3)

- Entrada:

Mínimo = 4,25

Máximo = 7,60

Média (n = 8) = 6,38 ± 1,20

Coeficiente de variação = 19%

- Saída:

Mínimo = 6,29

Máximo = 7,80

Média (n = 8) = 6,99 ± 0,48

Coeficiente de variação = 7%

Nº de amostras = 8

Assim como nas Etapas 1 e 2, o pH se manteve dentro da faixa ideal para que haja uma DA, e também dentro das faixas exigidas pela CONAMA 430/11 e CONSEMA 355/17 (5 a 9 e 6 a 9). Foram necessários o esvaziamento e a limpeza do reservatório que abastecia o reator nos dias 11 e 23 de operação devido à queda do pH, que marcava 4,97 e 4,25 respectivamente.

### 5.6.2 Cor Aparente, Cor Verdadeira e Turbidez (etapa 3)

- Cor aparente (Entrada):

Mínimo = 288,10 uH

Máximo = 789,89 uH

Média (n = 12) = 526,37 uH ± 207,53

Coeficiente de variação = 39%

- Cor aparente (Saída):

Mínimo = 300,47 uH

Máximo = 2230,63 uH

Média (n = 12) = 848,03 uH ± 929,49

Coeficiente de variação = 110%

- Cor verdadeira (Entrada):

Mínimo = 0 uH

Máximo = 125,36 uH

Média (n = 12) = 55,43 uH  $\pm$  52,57

Coeficiente de variação = 95%

- Cor verdadeira (Saída):

Mínimo = 56,05 uH

Máximo = 1419,20 uH

Média (n = 12) = 479,69 uH  $\pm$  631,45

Coeficiente de variação = 132%

Como é possível verificar nas análises de cor aparente e verdadeira, as médias das amostras da Saída do reator apresentaram valores muito superiores as amostras de Entrada. Este fato é explicado pelas constantes adições de RSR durante essa Etapa 3 de operação.

- Turbidez (Entrada):

Mínimo = 91,67 NTU

Máximo = 230 NTU

Média (n = 120) = 145,42 NTU  $\pm$  59,42

Coeficiente de variação = 41%

- Turbidez (Saída):

Mínimo = 51,33 NTU

Máximo = 125 NTU

Média (n = 120) = 84,50 NTU  $\pm$  35,50

Coeficiente de variação = 42%

Ao contrário das amostras de cor, as análises de turbidez apresentaram valores menores na Saída.

Em relação a Etapa 2, podemos afirmar que as análises de cor (aparente e verdadeira) e turbidez apresentaram valores superiores após a adição de RSR.

### 5.6.3 DBO e DQO (etapa 3)

Durante essa terceira etapa de operação a média de Entrada da DBO foi de 9,89 mg/L e a média de Saída foi de 189,84 mg/L, valor acima dos 120 mg/L limitados pela CONAMA 430/11 e pela CONSEMA 355/17.

Já a média de DQO medida na Saída do reator foi de 649,24 mg/L, valor acima dos 340,65 mg/L medidos na Entrada, fato também esperado devido ao acréscimo de RSR. O valor da DQO de saída está acima dos 330 mg/L limitados pela CONSEMA 355/17.

Em relação a Etapa 2, os resultados de DBO e DQO se apresentaram superiores após a adição de RSR. Esse aumento já era esperado devido a introdução de RSR durante este período.

#### 5.6.4 Quantificação do biogás (etapa 3)

A seguir no Quadro 8 estão expressos os resultados da medição da quantidade de biogás gerado no período próximo a adição de RSR.

Quadro 8 – Resultados da quantificação de biogás

Tempo (dias)	Volume acumulado de biogás (mL)	Retirada de lodo (kg)	Adição de RSR (kg)
1	5.680		
4	6.720	30	
9	6.950		
10	10.040		
11	20.910		1,5
12	27.170		
15	57.750		
18	58.090		2,5
19	286.180		
24	290.180		3,5
25	294.200		
26	299.120		
30	310.150		
31	313.730		
32	321.040		

Fonte: o autor (2017).

As medições iniciaram-se na semana em que foi feita a retirada de 30 kg de lodo (inóculo). Esta ação elevou um pouco a geração de biogás que no dia 4 de operação marcava 6.720 mL e no dia 11 já marcava 20.910 mL. Nos dias 11, 18 e 24 de operação foi adicionado então o RSR, fato que implicou, principalmente após a segunda adição (18) em um salto na geração de biogás (58.090 mL para 286.180 mL). Com isso é possível comprovar um dos objetivos dessa pesquisa que buscava avaliar a capacidade de geração de biogás após a adição de RSR, confirmando que o tratamento em conjunto ES e RSR no mesmo reator pode ser realizado.

## 5.7 ANÁLISE DE VARIÂNCIA

Com objetivo de testar estatisticamente os resultados obtidos foi realizada a análise de variância (ANOVA). O Quadro 9 apresenta a ANOVA feita comparando os resultados da Etapa 1 com a Etapa 2, no qual a configuração se difere entre biodigestor e reator UASB.

Quadro 9 – ANOVA Etapa 1 x Etapa 2

<b>Parâmetro</b>	<b>Significância</b>
pH	0,065
Cor Aparente	0,091
Cor Verdadeira	0,149
Turbidez	0,030*
DBO	0,898
DQO	0,172

\* Significativo considerando um intervalo de confiança de 95%

Fonte: O autor (2017).

O teste ANOVA com intervalo de confiança de 95%, mostrou que há diferenças significativas entre as Etapas 1 e 2 para as análises de turbidez ( $p = 0,030$ ). Ou seja, a configuração do equipamento (biodigestor ou reator) influenciou significativamente nos resultados de turbidez.

A seguir no Quadro 10 estão apresentados os valores da ANOVA realizada contrapondo os resultados médios da Etapa 2 e Etapa 3, com objetivo de verificar se houve diferença significativa entre os resultados após a introdução de RSR.

Quadro 10 – ANOVA Etapa 2 x Etapa 3

<b>Parâmetro</b>	<b>Significância</b>
pH	0,929
Cor Aparente	0,012*
Cor Verdadeira	0,041*
Turbidez	0,000*
DBO	0,095
DQO	0,749

\* Significativo considerando um intervalo de confiança de 95%

Fonte: O autor (2017).

De acordo com o teste ANOVA com intervalo de confiança de 95%, há diferenças significativas entre as Etapas 2 e 3 para os seguintes parâmetros: cor aparente ( $p=0,012$ ), cor verdadeira ( $p=0,041$ ) e turbidez ( $p=0,000$ ). Com isso pode-se inferir que a introdução de RSR provocou aumentos significativos nos resultados de Saída das concentrações de cor aparente, cor verdadeira e uma redução nos resultados de turbidez.



## 6 CONCLUSÕES

Este trabalho foi baseado em uma pesquisa experimental que buscou avaliar o tratamento anaeróbio de ES e RSR a partir de duas configurações (biodigestor chinês e reator UASB) em escala piloto.

O estudo foi dividido em 3 etapas denominadas de Etapa 1, Etapa 2 e Etapa 3. Na Etapa 1 foi tratado ES a partir de uma configuração de biodigestor chinês sem a presença de um separador trifásico, e na Etapa 2 um reator do tipo UASB (com separador trifásico). Já na Etapa 3 foi adicionado RSR como continuação da Etapa 2.

O primeiro objetivo específico deste trabalho foi testado na Etapa 1 e 2, onde foi realizada a avaliação do tratamento em biodigestor chinês e reator UASB. Os resultados confirmaram o reator UASB como a melhor alternativa, principalmente nas análises de cor aparente, turbidez, DBO e DQO. As análises de cor aparente, cor verdadeira e turbidez apresentaram valores superiores nas análises de Saída durante a Etapa 1. Já na Etapa 2 os resultados de cor aparente e turbidez tiveram uma redução de 41% e 77% respectivamente. As análises de DBO apresentaram uma redução de 32% entre Entrada e Saída do reator na Etapa 2 contra 17% na Etapa 1. Nas análises de DQO, a média considerada de remoção foi de 20% na Etapa 2 contra 52% na Etapa 1, porém as últimas análises da Etapa 2 chegaram a uma redução de 80% nas análises de Saída.

A análise de variância (ANOVA) também comprovou a diferença dos resultados analisados entre o biodigestor e o reator, porém significativamente apresentou resultados diferentes apenas nas análises de turbidez.

Na Etapa 3 foi testada a adição de RSR com objetivo de comprovar o aumento na produção de biogás, algo que de fato ocorreu principalmente após a segunda adição de resíduo, impulsionando um aumento de aproximadamente 80% em sua geração. Como já esperado, as análises de cor (aparente e verdadeira), DBO e DQO apresentaram valores superiores na Saída devido a adição de RSR.

Em comparação com a etapa aonde não foi adicionado RSR (Etapa 2) todos os parâmetros analisados (com exceção do pH) apresentaram superiores após a adição de RSR. Porém a análise de variância (ANOVA) comprovou diferenças significativas apenas nos resultados de cor aparente, cor verdadeira e turbidez.

Os resultados sugerem que a configuração de reator UASB (Etapa 2 e 3) possui um poder de remoção de matéria orgânica superior a configuração do biodigestor

chinês (Etapa 1), o que impulsiona estudos com um período maior de operação com a introdução de RSR para um tratamento integrado (ES e RSR) em reatores UASB.

## 7 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Por fim algumas sugestões para pesquisas futuras podem ser citadas como:

- Tratar a co-digestão de ES com RSR a partir da utilização de outros parâmetros operacionais como CHV, TDH, COV e VSF;
- Testar um possível pós tratamento para a pesquisa realizada;
- Testar outros resíduos como co-substrato para tratamento em conjunto com ES;
- Testar uma outra configuração de reator ou até outro modelo de tratamento para a co-digestão de RSR com ES.
- Dar continuidade a operação do reator UASB tratando ES com RSR.



## REFERÊNCIAS

- AISSE, M.M.; LOBATO, M.B.; BONA, A.; GARBOSSA, L.H.P. **Estudo comparativo do reator UASB e do reator anaeróbio compartimentado sequencial no tratamento de esgoto sanitário**. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre. Anais Rio de Janeiro: ABES, 2000. p.1-9.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). 2012. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 22 nd ed., Washington, American Public Health Association Pub., 1935 p.
- ARAUJO, T.L.S. **Desempenho de um reator híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratando esgoto sanitário em escala piloto**. 2014. 101p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Carlos, São Carlos, SP. 2014.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 10004 - Resíduos sólidos: classificação**. Rio de Janeiro: ABNT, 2004.
- ÁVILA, R. O. de. **Avaliação do desempenho do sistema tanque séptico-filtro anaeróbio com diferentes meios suportes**. 2005. 166 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Engenharia Civil) - Programas de Pós-Graduação de Engenharia da Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.
- BRASIL. **Lei Federal nº 12.305 de 02 de agosto de 2010**. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos; altera a Lei no 9.605, de 12 de fevereiro de 1998; e dá outras providências.
- BRASIL. **Resolução Conama nº 430**, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357. Brasília, 2011.
- BRASIL. **Resolução Conama nº 357**, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e da outras providencias. Brasília, 2005.
- CAMPELLO, R.P. **Desempenho de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) operando sob condições de temperaturas típicas de regiões de clima temperado**. 2009. 94p. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS. 2009.
- CARLINI, M.; CASTELLUCCI, S.; MONETI, M. **Anaerobic Co-digestion of Olive-mill Solid Waste with Cattle Manure and Cattle Slurry: Analysis of Bio-methane Potential**. Energy Procedia, Volume 81, December 2015, Pages 354-367.
- CARNEIRO. P.H. **Efeitos da adição de lodo ao inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando fração orgânica de resíduos sólidos urbanos**.

2005. 135p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Carlos, São Carlos, SP. 2005.

CARVALHO, K. Q. **Resposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais**. Tese (Doutorado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2006.

CERQUEIRA, R. S. **Pós-tratamento de efluente de lagoa anaeróbia**. 2004. 113f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Estadual de Campinas, 2004.

CERNICHARO, C.A.L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – reatores anaeróbios**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA. UFMG, v.5, 246 p. Belo Horizonte, MG. 1997.

CERNICHARO, C.A.L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – reatores anaeróbios 2ed**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA. UFMG, v.5, 380 p. Belo Horizonte, MG. 2007.

CERNICHARO, C.A.L.; HAANDEL, A. Van; AISSE, M.M.; CAVALCANTI, P.F.F. **Reatores anaeróbios de manta de lodo**, In: CAMPOS, J.R. (Coord.) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES/ PROSAB, 1999.

COSTA, M.J.C.; SOUZA, J.T.; LEITE, V.D. LOPES, W.S.; SANTOS, K.D. **Co-digestão anaeróbia de substâncias surfactantes, óleo e lodo de esgoto**. Eng. Sanit. Ambient. vol.12 no.4 Rio de Janeiro Out/Dez. 2007.

CUETOS, M.J. et al. **Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste (SHW) at laboratory scale: Influence of co-digestion with the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW)**. Biochemical Engineering Journal, 40:99, 2008.

DE BAERE, L. **Anaerobic digestion of solid waste: State-of-the-art**. Water Science Technology 2000; 41: 283 – 290.

FERREIRA, L.M.V. **Contribuição para o estudo da modelação da digestão anaeróbia de resíduos sólidos: estudo da influência da geometria do reator na cinética do processo**. Dissertação (Mestrado), Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2008.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A.C.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P.F.F. **Fundamentos do tratamento anaeróbio**, In: CAMPOS, J.R. (Coord.) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES/ PROSAB, 1999. p. 29-52.

FORSTER, C. **Batch Co - Digestion of two - component mixtures of agro - wastes**. Institution of Chemical Engineers, 79 – part B, 2001.

GÓMEZ, X. et al. **Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes – Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate**, Renewable Energy 31: 2.017, 2006.

GONZÁLEZ, L. Martín, COLTURATO, L.F., FONT, X., VICENT, T. **Anaerobic co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste with FOG waste from a sewage treatment plant: Recovering a wasted methane potential and enhancing the biogás yield.** Barcelona, 2010

HARPER, S. R. e POHLAND, F. G. **Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment.** Biotechnology and Bioengineering, vol. 28, p. 585-602, 1986.

IBGE. **Atlas de saneamento 2011.** Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística Rio de Janeiro, 2011.

JORDÃO, E.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos.** 4ª ed., ABES, 906p, Rio de Janeiro, 2005.

KHAIRUDDINA, N.; MANAFA, L.A.; HALIMOONA N.; GHANIB, W.A.W.A.K.; HASSAN, M.A. **High solid anaerobic co-digestion of household organic waste with cow manure.** International Conference on Environmental Forensics, Malaysia, 2015.

LANTZ, M.; SVENSSO, M.; B JÖRNSSON, L.; B ÖRJESSON, P. **The prospects for an expansion of biogás systems in Sweden: Incentives, barriers and potentials.** Energy Policy, 35, p. 1830 - 1843, 2006.

LETTINGA, G., HULSHOF POL, L. W., ZEEMAN, G. **Biological Wastewater Treatment. Part I: Anaerobic wastewater treatment. Lecture Notes.** Wageningen Agricultural University, ed. January 1996.

LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W., DE ZEIJW, W., KLAPWIJK, A., (1980), **Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) reactor concept for biological waste treatment, Especially for anaerobic treatment.** Biotechnology bioengineering, 22, pp 699–734, 1980.

LETTINGA, G.; REBAC, S.; ZEEMAN, G. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. Trends in Biotechnology, Amsterdam, v.19, n.9, p.363-370, 2001.

MATA-ALVAREZ, J.; MACE, S.; LLABRÉS, P. **Anaerobic digestion of organic solid wastes. Na overview of research achievements and perspectives.** Bioresource Technology. 74: 3-16. 2000.

NIELFA, A.; CANO, R; POLANCO, M. Fdz. **Theoretical methane production generated by the co-digestion of organic fraction municipal solid waste and biological sludge.** Biotechnology Reports, Volume 5, March 2015, Pages 14-21.

PATIL, J.H.; ANTONY RAJ M.A.L.; SHANKAR, B.B.; SHETTY M.K.; KUMAR, B.P.P. **Anaerobic Co-digestion of Water Hyacinth and Sheep Waste.** International Conference on Alternative Energy in Developing Countries and Emerging Economies. India, 2013.

PECORA, V. **Implantação de uma Unidade Demonstrativa de Geração de Energia Elétrica a partir de Biogás de Tratamento de Esgoto Residencial da USP - Estudo de Caso.** Dissertação (Mestrado) - Programa Interunidades de Pós-graduação em Energia. Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

REIS, A. S. **Tratamento de resíduos sólidos orgânicos em biodigestor anaeróbio**. 2012. 63p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental). Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil e Ambiental, Universidade Federal de Pernambuco, Caruarú, PE. 2012.

RIO GRANDE DO SUL. **Resolução Consema nº 355/2017** Dispõe sobre os critérios e padrões de emissão de efluentes líquidos para as fontes geradoras que lancem seus efluentes em águas superficiais no Estado do Rio Grande do Sul. Secretaria do meio ambiente, RS, 2017.

ROSARIO, C.G.A. **Avaliação da disposição de lodo gerado numa estação de tratamento de água em reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)**. 2007. 116p. Dissertação (Mestrado). Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, SP, 2007.

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

SEGHEZZO, L. **Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions**. Tese de Ph.D. Universidade de Wageningen, Wageningen-Holanda. 2004.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J.B; HAMELERS, H.V.M.; LETTINGA, G. **A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors**. *Bioresource Technology*. Volume 65, Issue 3, September 1998, Pages 175-190.

SILVA, W. R. **Estudo Cinético do Processo de Digestão Anaeróbia de Resíduos Sólidos Vegetais**. 2009. 175f. Tese (Doutorado em Química Analítica). Programa de Pós-Graduação em Química. Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, PB. 2009.

TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. **Integrated Solid Waste Management Engineering Principles and Management Issues**. McGraw-Hill, Inc., New York, 949 p. 1993.

UNIVERSIDADE DO VALE DO RIO DOS SINOS – UNISINOS. **IO19 – Instrução Operacional: Operação da ETE UNISINOS**. São Leopoldo: Unisinos, 2016. Revisão nº 26 (em 19/06/2015). 18p.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994. 199 p.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ**. 2005. 78f. Dissertação. (Mestrado em Ciências em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2005.

ZHU, B., GIKAS, P., ZHANG, R., LORD, J., JENKINS, B., LI, X. **Characteristics and biogas production potential of municipal solid wastes pretreated with a rotary drum reactor**. *Bioresource Technology*, v.100, p. 1122–1129, 2009.