



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO CARIRI**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E DA BIODIVERSIDADE**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM DESENVOLVIMENTO REGIONAL SUSTENTÁVEL**

**ALLAN BRUNO DANTAS GONÇALVES**

**EFEITO DA CONFIGURAÇÃO DO SEPARADOR DE FASES NA CAPTAÇÃO DE  
BIOGÁS EM REATORES UASB TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
FRIGORÍFICO INDUSTRIAL**

**CRATO  
2020**

ALLAN BRUNO DANTAS GONÇALVES

EFEITO DA CONFIGURAÇÃO DO SEPARADOR DE FASES NA CAPTAÇÃO DE  
BIOGÁS EM REATORES UASB TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
FRIGORÍFICO INDUSTRIAL

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Desenvolvimento Regional Sustentável, da Universidade Federal do Cariri, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Desenvolvimento Regional Sustentável.

Orientadora: Maria Gorethe de Sousa Lima Brito.

Coorientador: Flávio César Brito Nunes.

Dados Internacionais de Catalogação na  
Publicação Universidade Federal do Cariri  
Sistema de Bibliotecas

---

- G624e      Gonçalves, Allan Bruno Dantas.  
              Efeito da configuração do separador de fases na captação de biogás em reatores UASB tratando águas residuárias de frigorífico industrial/ Allan Bruno Dantas Gonçalves. – 2020.  
              87 f.: il. color.30 cm.  
              (Inclui bibliografia p.74-82).
- Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Cariri, Centro de Ciências Agrárias e Biodiversidade, Mestrado em Desenvolvimento Regional Sustentável, Crato, 2020.
- Orientação: Profa. Dra. Maria Gorethe de Sousa Lima Brito.  
              Coorientação: Prof. Dr. Flávio César Brito Nunes.
1. Reator UASB. 2. Separador de fases. 3. Captação de biogás. 4. Carga orgânica volumétrica.. I. Título.

---

CDD 665.776

Bibliotecário: João Bosco Dumont do Nascimento – CRB 3/1355

ALLAN BRUNO DANTAS GONÇALVES

EFEITO DA CONFIGURAÇÃO DO SEPARADOR DE FASES NA CAPTAÇÃO DE  
BIOGÁS EM REATORES UASB TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
FRIGORÍFICO INDUSTRIAL

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Desenvolvimento Regional Sustentável, da Universidade Federal do Cariri, como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Desenvolvimento Regional Sustentável.

Aprovada em: 28/02/2020

BANCA EXAMINADORA:

---

Profa. Dra. Maria Gorethe de Sousa Lima Brito (Orientadora)  
Universidade Federal do Cariri (UFCA)

---

Prof. Dr. Flávio César Brito Nunes (Coorientador)  
Instituto Federal do Ceará (IFCE)

---

Prof. Dr. Paulo Renato Alves Firmino  
Universidade Federal do Cariri (UFCA)

---

Prof. Dr. Antônio Gilson Barbosa de Lima  
Universidade Federal de Campina Grande (UFCG)

---

Prof. Dr. Fernando José Araújo da Silva  
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Ao meu Deus, o Engenheiro do Universo.  
O único que é digno de receber a glória, a  
honra e o poder.

À minha Mãe, Maria Lizete, e minha Avó,  
Maria de Jesus Macêdo (*in memoriam*)  
pelo amor incondicional.

## **AGRADECIMENTOS**

A Deus, primeiramente e acima de tudo, por me conceder mais uma valiosa experiência.

À minha mãe, M<sup>a</sup> Lizete, que sempre me incentivou e esteve ao meu lado, dando-me força e palavras de encorajamento, conforto e carinho.

À minha orientadora, Gorethe Lima, não apenas orientadora, mas uma grande amiga, que sempre demonstrou confiança em mim e por ser uma inspiração de profissional que almejo ser.

Ao meu coorientador, Flávio César, por ter colaborado com este trabalho, pela atenção e pelos ensinamentos.

À Universidade Federal do Cariri (UFCA), junto ao programa de Pós-Graduação em Desenvolvimento Regional Sustentável, pela estrutura concedida para realização da minha pesquisa de mestrado.

Aos Professores, Fernando José, Antônio Gilson e Paulo Renato por terem aceitado o convite de participar da banca e pelas suas valorosas contribuições que engrandeceram esse trabalho.

Ao meu caro Alex Lêu, que dividiu comigo essa luta e caminhada do Mestrado, desde o início, estudando junto para a seleção, sendo aprovados juntos, e até hoje me apoiando em tudo.

A meus amigos de graduação, Bruno Ursulino, Marise Daniele e Juliette Macena, com quem vivi momentos inesquecíveis de aprendizado, diversão e companheirismo.

Aos professores do PRODER pela competência nos ensinamentos durante o cumprimento dos créditos das disciplinas.

Ao Laboratório de Saneamento da UFCA pelo apoio e suporte na realização dos ensaios da pesquisa.

Por fim, a todos que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho e torceram para conclusão dessa etapa na minha vida.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) – Código de Financiamento 001.

## RESUMO

Um dos grandes desafios socioeconômicos e ambientais da atualidade é desenvolver tecnologias sustentáveis para a geração de energia. Nesse sentido, o aproveitamento do metano gerado em estações de tratamento de águas residuárias de frigorífico industrial se constitui em uma fonte alternativa de energia sustentável, já que sua produção no tratamento deste tipo de indústria é elevada. Porém, uma importante parcela do biogás produzido em reatores UASB é desperdiçada com o efluente destes reatores na forma dissolvida. Assim, esta pesquisa tem o intuito de investigar o efeito da configuração do elemento de separação de fases na captação de biogás em reatores UASB tratando efluentes de frigorífico industrial, submetidos as mesmas condições operacionais. Para isto, foram utilizados dois reatores com diferentes configurações do elemento de separação de fases, um no modelo convencional (R1) e o outro no modelo Y (R2). Os reatores foram submetidos a cargas orgânicas volumétricas (COVs) de 5,8 a 9,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.d e de 5,0 a 8,1 kgDQO/m<sup>3</sup>.d para os reatores R1 e R2, respectivamente. Os efluentes destes reatores foram monitorados por meio das análises de temperatura, pH, alcalinidade (e suas frações), matéria orgânica e sólidos. Também foram determinadas as vazões de biogás captadas pelos separadores de fases e as composições das amostras de biogás. Dos resultados obtidos depreende-se que os dois reatores apresentaram satisfatória estabilidade operacional, uma vez que os valores de pH permaneceram na faixa neutra. Este resultado foi corroborado pela boa eficiência de remoção de matéria orgânica (74% para o R1 e 73% para o R2) e pelas elevadas vazões de biogás com percentuais elevados de metano: em média foram obtidos 0,063 m<sup>3</sup>/d de biogás (com teor médio de metano de 79,5%) para o R1 e 0,064 m<sup>3</sup>/d de biogás (com teor médio de metano de 79,4%) para o R2. Ao se analisar estatisticamente os dados, foi verificado que não existiram diferenças significativas entre os desempenhos operacionais dos reatores estudados. Também foi constatado que as diferentes configurações dos elementos de separação de fases, estudadas nesta pesquisa, não exerceram efeito significativo na captação do biogás. Assim, este resultado sugere que a escolha da configuração do elemento de separação de fases, modelo convencional ou modelo Y, deve ser feita com base em aspectos financeiros e de estabilidade estrutural. Por fim, reforça-se que o tratamento de efluentes de frigorífico industrial por meio de reatores UASB pode se constituir em uma tecnologia sustentável para geração de energia a partir do biogás, uma vez que este possui alto teor de metano.

**Palavras-chave:** Reator UASB. Separador de fases. Captação de biogás. Carga orgânica volumétrica.

## ABSTRACT

One of today's great socio-economic and environmental challenges is the development of sustainable technologies for energy generation. In this sense, the use of methane produced in wastewater treatment plants in industrial refrigerators can be found in an alternative source of sustainable energy, since its production in the treatment of this type of industry is high. However, a significant portion of the biocopies produced at UASB is wasted with the effluent from these reactors in a dissolved form. Thus, this research aims to investigate or affect the configuration of the phase selection element in the capture of biogas in UASB reactors treating effluents from industrial refrigerators, using the same conditions of use. For this, two devices with different configurations of the phase element were used, a conventional model (R1) and another model Y (R2). The reactors were used for organic volumetric loads (OVL) of 5.8 to 9.5 kgDQO/m<sup>3</sup>.d and 5.0 to 8.1 kgDQO/m<sup>3</sup>.d for reactors R1 and R2, respectively. The effluents of these reactors are monitored by analyzing temperature, pH, alkalinity (and their fractions), organic matter and substances. They were also used as biogas leaks captured by the phase separators and as biogas compositions. The selected results allow the two to regain adequate operational stability, once the permanent pH values are in the neutral range. This result was corroborated by the good efficiency of removal of organic materials (74% for R1 and 73% for R2) and by the leaked loads of biogas with higher percentages of methane: on average they were 0.063 m<sup>3</sup>/d of biogas (with content average methane of 79.5%) for R1 and 0.064 m<sup>3</sup>/d of biogas (with average methane content of 79.4%) for R2. When analyzing the data statistically, it was verified that there are no significant differences between the operational performances of the studied reactors. It was also found that the different configurations of the phase separation elements studied in this research did not have a significant effect on the capture of biogas. Thus, this result suggests that the choice of the phase separation element configuration, conventional model or Y model, must be made based on financial and structural stability aspects. Finally, it is reinforced that the treatment of industrial refrigerator effluents by means of UASB reactors can constitute a sustainable technology for the generation of energy from biogas, since it has a high methane content.

**Keywords:** UASB, Phase separator. Biogas capture. Volumetric organic load.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Os 17 objetivos do desenvolvimento sustentável.....	21
Figura 2 – Contribuição de diferentes efluentes industriais para as emissões de metano .....	24
Figura 3 – Sequências metabólicas envolvidas na digestão anaeróbia .....	30
Figura 4 – Influência da temperatura sobre as taxas relativas de crescimento das arqueias metanogênicas. ....	32
Figura 5 – Diagrama esquemático de reator UASB .....	42
Figura 6 – Balanço esquemático de DQO, ao longo da digestão anaeróbia .....	48
Figura 7 – Localização do sistema experimental.....	50
Figura 8 – Dimensões do reator convencional (A) e do reator modelo Y (B) .....	52
Figura 9 – Coleta da água residuária no frigorífico industrial .....	54
Figura 10 – Representação esquemática do sistema experimental .....	54
Figura 11 – Representação real do sistema experimental .....	55
Figura 12 – Tanque de equalização (afluente).....	56
Figura 13 – Canaleta com vertedores triangulares (R1).....	57
Figura 14 – Extremidade livre onde ocorre a descarga do efluente (R2) .....	57
Figura 15 – Representação real (A) e esquemática (B) do frasco Mariotte.....	60
Figura 16 – Análise de metano e dióxido de carbono .....	60
Figura 17 – Gráfico ( <i>box-plot</i> ) da distribuição de dados da eficiência de remoção de DQO no R1 e R2 .....	66
Figura 18 – Gráfico ( <i>box-plot</i> ) da distribuição de dados da eficiência de remoção de DBO no R1 e R2 .....	67

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Potencial de aquecimento global em horizonte temporal de 100 anos ...	23
Tabela 2 – Efluentes de algumas indústrias representativas e outras aplicações.....	27
Tabela 3 – Faixa de variação das características físico-químicas de águas residuárias de abatedouros .....	27
Tabela 4 – Principais vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios .....	29
Tabela 5 – Tempos de detenção hidráulica para projeto de reatores UASB.....	46
Tabela 6 – Dimensões dos reatores com a configuração convencional (R1) e do tipo Y (R2).....	52
Tabela 7 – Parâmetros analisados durante o monitoramento dos reatores UASB estudados nesta pesquisa.....	58
Tabela 8 – Condições operacionais dos reatores R1 e R2 em função das cargas orgânicas volumétricas.....	59
Tabela 9 – Estatística descritiva dos dados dos parâmetros físico-químicos determinados em amostras dos afluentes e dos efluente dos reatores UASB estudados nesta pesquisa.....	63
Tabela 10 – Estatística descritiva das vazões volumétricas de biogás obtidas nos reatores R1 e R2.....	68
Tabela 11 – Estatística descritiva da composição do biogás captado no R1 .....	68
Tabela 12 – Estatística descritiva da composição do biogás captado no R2 .....	68
Tabela 13 – Valores médios experimentais e teóricos para a produção volumétrica de biogás.....	70
Tabela 14 – Resultados do teste de Kruskal-Wallis aplicado aos dados de monitoramento dos reatores UASB.....	84

## LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

AAV	Alcalinidade por ácidos voláteis
ABPA	Associação Brasileira de proteína animal
ANEEL	Agência nacional de energia elétrica
AB	Alcalinidade de bicarbonato
AGV	Ácidos graxos voláteis
AT	Alcalinidade total
CAGECE	Companhia de Água e Esgoto do Ceará
CB	Carga biológica
CE	Estado do Ceará
CEPEA	Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada
CHV	Carga hidráulica volumétrica
CH <sub>4</sub>	Metano
CNA	Confederação da agricultura e pecuária do Brasil
CNPQ	Conselho nacional de desenvolvimento científico e tecnológico
COT	Carbono orgânico total
COV	Carga orgânica volumétrica
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
°C	Graus Celsius (unidade de medida de temperatura)
CV	Coeficiente de variação
D	Dia (unidade de medida de tempo)
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
EPA	Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (sigla em inglês, United States Environmental Protection Agency)
ETE	Estação de tratamento de esgoto
FINEP	Financiadora de estudos e projetos
g	Grama (unidade de medida de massa)

GEE	Gases do efeito estufa
GWP	Potencial de Aquecimento Global (sigla em inglês, <i>Global Warming Potential</i> )
h	Hora (unidade de medida de tempo)
H <sub>2</sub> O	Água
H <sub>2</sub> S	Sulfeto de hidrogênio
kg	Quilograma (unidade de medida de massa)
L	Litro (unidade de medida de volume)
LASAN	Laboratório de Saneamento
m	Metro (unidade de medida de distância)
mg	Miligrama (unidade de medida de massa)
m <sup>2</sup>	Metro quadrado (unidade de medida de área)
m <sup>3</sup>	Metro cúbico (unidade de medida de volume)
NBR	Norma Brasileira
N	Nitrogênio
NH <sub>3</sub>	Nitrogênio amoniacal
N <sub>2</sub> O	Óxido nitroso
OD	Oxigênio dissolvido
ODS	Objetivos do desenvolvimento sustentável
O <sub>2</sub>	Gás oxigênio
MWh	megawatts-hora
P	Fósforo
pH	Potencial hidrogeniônico
PIB	Produto interno bruto
Ppm	Partes por milhão (unidade de medida de concentração)
PROINFA	Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica
PROSAB	Programa de pesquisas em saneamento básico
PVC	Policloreto de vinila
Q	Vazão

QB	Vazão de biogás
S	Enxofre
ST	Sólidos totais
SVT	Sólidos voláteis totais
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
t	Tonelada (Unidade de massa)
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TgCO <sub>2</sub>	Teragrama de dióxido de carbono
UASB	Reator anaeróbio de fluxo ascendente (sigla em inglês, <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> )
UFCA	Universidade Federal do Cariri
UNFCCC	Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre a Mudança do Clima (sigla em inglês, <i>United Nations Framework Convention on Climate Change</i> )
USP	Universidade de São Paulo
V	Volume

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO .....	15
2. OBJETIVOS .....	19
2.1. Geral .....	19
2.2. Específicos .....	19
3. REFERENCIAL TEÓRICO .....	20
3.1. Desenvolvimento Sustentável .....	20
3.2. Águas residuárias agroindustriais .....	24
3.3. Digestão anaeróbia .....	28
3.3.1. <i>Fundamentos</i> .....	28
3.3.2. <i>Mecanismos do processo</i> .....	29
3.3.3. <i>Fatores intervenientes</i> .....	31
3.3.3.1. <i>Temperatura</i> .....	31
3.3.3.2. <i>pH, alcalinidade e ácidos orgânicos voláteis</i> .....	33
3.3.3.3. <i>Nutrientes</i> .....	34
3.3.3.4. <i>Substâncias inibidoras e toxicidade</i> .....	35
3.4. Reatores UASB.....	35
3.4.1. <i>Características gerais</i> .....	35
3.4.2. <i>Princípios de funcionamento</i> .....	41
3.5. Biogás .....	42
3.6. Critérios e parâmetros de projeto de reatores UASB .....	44
3.6.1. <i>Carga hidráulica volumétrica e tempo de retenção hidráulica</i> .....	45
3.6.2. <i>Carga orgânica volumétrica</i> .....	46
3.6.3. <i>Carga biológica</i> .....	47
3.6.4. <i>Velocidade superficial do fluxo</i> .....	47
3.6.5. <i>Avaliação da produção de biogás</i> .....	48
4. METODOLOGIA .....	50
4.1. Local de implantação da pesquisa .....	50
4.2. Aparato experimental .....	51
4.3. Alimentação do sistema .....	52

4.4. Partida dos reatores .....	55
4.5. Coleta e monitoramento dos efluentes líquidos .....	56
4.6. Coleta e monitoramento da vazão volumétrica e da composição de biogás.....	59
4.7. Quantificação dos parâmetros de monitoramento.....	60
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	62
5.1. Temperatura.....	64
5.2. pH, alcalinidade e ácidos graxos voláteis.....	64
5.3. Matéria orgânica .....	65
5.4. Sólidos em suspensão .....	67
5.5. Vazão volumétrica e composição do biogás .....	68
6. CONSIDERAÇÕES FINAIS .....	71
7. SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS.....	73
8. REFERÊNCIAS.....	74
APÊNDICES.....	83
APÊNDICE A - TESTE DE KRUSKAL-WALLIS .....	84

## 1. INTRODUÇÃO

O grande desafio da engenharia e do engenheiro contemporâneo é elaborar projetos e concretizá-los seguindo as premissas da sustentabilidade, fundamentadas na visão holística entre os aspectos econômicos, ambientais e sociais, se estendendo de forma subjetiva a aspectos políticos, culturais e tecnológicos (LÓPEZ-GONZÁLEZ *et al.*, 2019).

Neste sentido, a escolha da tecnologia a ser utilizada como fonte alternativa de energia é um tema importante quando se fala em desenvolvimento sustentável, uma vez que a produção de energia por meio de fontes não sustentáveis (renováveis ou não) representa um dos grandes problemas ambientais e socioeconômicos atuais (EKPENI *et al.*, 2014; RODRÍGUEZ-MONROY *et al.*, 2018; ROSA *et al.*, 2018; XUE *et al.*, 2020).

No Brasil, com o intuito de diversificar a matriz energética e aumentar a segurança no fornecimento de energia elétrica, além de permitir a valorização das características e potencialidades regionais e locais, o Governo Federal criou a Lei 10.438/2002 que instituiu o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA) (BRASIL, 2002). Este programa objetiva aumentar a participação da energia elétrica produzida por empreendimentos concebidos com base em fontes eólica, biomassa e pequenas centrais hidrelétricas no sistema elétrico interligado nacional. Para ser investido no ano de 2020 neste programa, a diretoria da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) aprovou, no final de 2019, uma cota no valor de R\$ 3,321 bilhões. E existe uma previsão de que o montante de energia elétrica gerado pelas 131 usinas participantes do PROINFA no próximo ano (60 pequenas centrais hidrelétricas, 52 eólicas e 19 térmicas movidas por biomassa) deverá atingir 11,202 milhões de megawatts-hora (MWh) (ANEEL, 2019).

Diante do exposto, o aproveitamento do biogás gerado em estações de tratamento de esgotos, pela via anaeróbia, submetidas a elevadas cargas orgânicas biodegradáveis, por exemplo, efluentes de frigorífico industrial, se constitui em uma fonte alternativa de energia sustentável e renovável, uma vez que o potencial de produção de biometano neste tipo de indústria é de  $236 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{tDQO}_{\text{removida}}$  (BRASIL, 2015a; HANDREICHUNG BIOGASNUTZUNG, 2004).

O uso do biogás presume a transformação de sua energia química. Assim, o biogás pode, por exemplo, ser utilizado para gerar energia elétrica e térmica, podendo, esta última, ser empregada diretamente na secagem de lodos e escumas e indiretamente como combustível veicular, industrial ou residencial. Entretanto, para o uso energético, o fator decisivo é o teor de gás metano presente no biogás, devido a sua alta capacidade calorífica. Para sua eficiente utilização na geração de energia, o percentual de gás metano no biogás deve estar na faixa de 70 a 81% (BRASIL, 2017; FNR, 2010).

Uma tecnologia anaeróbia muito utilizada em países tropicais para o tratamento de águas residuárias com diferentes concentrações de matéria orgânica, tanto solúvel quanto complexa, inclusive as oriundas de atividades agroindustriais, é o reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - UASB) (BUSTILLO-LECOMPTE; MEHRVAR, 2017; FANG *et al.*, 1994; LETTINGA *et al.*, 1980; MOAWAD *et al.*, 2009; NARNOLI; MEHROTRA, 1997; PUYOL *et al.*, 2009; REN *et al.*, 2009; TAY; YAN, 1996). O satisfatório desempenho operacional destes reatores é devido, principalmente, a formação de lodo granular compacto, que assegura uma elevada atividade metanogênica específica e alta estabilidade (FANG *et al.*, 1994; LI *et al.*, 2008; POL *et al.*, 2004; RASTEGAR *et al.*, 2011), que ocorre de forma natural e espontânea quando as condições ambientais são adequadas para a auto imobilização das bactérias (BHUNIA; GHANGREKAR, 2008; TAY *et al.*, 2000; VLYSSIDES *et al.*, 2008). Estes fatores permitem que o reator funcione com tempos de detenção hidráulicos reduzidos, o que implica em equipamentos de menor dimensão e menor custo (MAJUMDER; GUPTA, 2008; METCALF; EDDY, 2016; VLYSSIDES *et al.*, 2009). Outras vantagens importantes, clássicas de sistemas anaeróbios, são: baixa produção de lodo, não requer aeração e produz gás metano (ISIK; SPONZA, 2005; VAN HAANDELL; LETTINGA, 1994).

Vale destacar que apesar da ampla disseminação de reatores UASB, existem vários estudos que apontam falhas nas etapas de projeto, construção e operação desta tecnologia (CHERNICHARO *et al.*, 2015; CHERNICHARO; STUETZ, 2008; HEFFERNAN *et al.*, 2011; LEITÃO *et al.*, 2005; MIKI, 2010; POSSETTI *et al.*, 2018; VAN HAANDEL *et al.*, 2006). Uma das desvantagens referente ao projeto é a perda de material orgânico particulado, que resulta no aumento da fração de demanda química de oxigênio (DQO) descarregada com o efluente e, em consequência, no comprometimento da eficiência do tratamento (VAN HAANDEL *et*

*al.*, 2015). Uma alternativa para solucionar este problema é o aprimoramento da configuração do elemento de separação de fases desses reatores para reter mais eficientemente o lodo. Isso permite que o reator suporte elevados carregamentos de águas residuárias, contribuindo, desse modo, para a geração de metano (ROCHA *et al.*, 2017; SANTOS *et al.*, 2016; SANTOS *et al.*, 2018).

Contudo, são escassas as pesquisas que se propuseram a estudar formas de melhorar o desempenho do elemento de separação de fases e as poucas que o fizeram foram direcionadas para estudar a influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB no tratamento de águas residuárias municipais (VAN HAANDEL *et al.*, 2015) e para avaliar a retenção de sólidos em reator UASB tratando esgoto doméstico (ROCHA *et al.*, 2017), que possuem concentração média de sólidos na faixa de 120 a 360 mg/L (QASIM, 1999). Não foi encontrado nenhum trabalho relatado na literatura abordando a influência da configuração do elemento de separação de fases na recuperação do biogás em reatores UASB tratando efluentes agroindustriais, que possuem concentrações de sólidos na ordem 5 a 10 vezes superior à obtida em águas residuárias domésticas (BUSTILLO-LECOMPTE; MEHVAR, 2015).

É importante ressaltar que uma parcela do biogás produzido em reatores UASB, ao invés de ser coletada no interior da campânula de biogás, sai na forma dissolvida com o efluente dos reatores. De acordo com Souza (2010), em torno de 35 a 40% do total de metano produzido no reator UASB escapa de forma dissolvida no efluente. Ainda conforme este autor, as perdas de metano (dissolvido no efluente) situam-se próximo de 17 a 22 mg/L. Estes valores representariam uma DQO no efluente de 70 a 90 mg/L, apesar do metano dissolvido não ser, conforme descrito por Hartley e Lant (2006), acusado nos procedimentos convencionais de teste da DQO.

Neste contexto, a presente pesquisa teve como objetivo realizar um estudo investigativo sobre o efeito da configuração do elemento de separação de fases na captação de biogás em reatores UASB tratando efluentes de frigorífico industrial, submetidos às mesmas condições operacionais. Para isto, foram utilizados dois reatores com diferentes configurações do elemento de separação de fases, um no modelo convencional (prismas triangulares com uma base aberta – Figura 8-A) e o outro no modelo Y (constituído por um braço acoplado ao corpo cilíndrico do reator – Figura 8-B).

## HIPÓTESE

- ✓ A configuração do separador de fases do reator UASB modelo Y possui melhor desempenho na captação de biogás em relação a configuração do separador de fases do reator UASB modelo convencional.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. Geral**

Investigar o efeito da configuração do elemento de separação de fases na captação de biogás em reatores UASB tratando efluentes de frigorífico industrial, submetidos às mesmas condições operacionais.

### **2.2. Específicos**

- i. Analisar características físico-químicas dos afluentes e dos efluentes dos reatores, notadamente com relação a temperatura, pH, alcalinidade (e suas frações), matéria orgânica e sólidos suspensos;
- ii. Comparar as vazões volumétricas de biogás captadas pelos elementos de separação de fases dos reatores;
- iii. Identificar as composições das amostras de biogás captado pelos elementos de separação de fases dos reatores em estudo.

### 3. REFERENCIAL TEÓRICO

#### 3.1. Desenvolvimento Sustentável

O desenvolvimento sustentável é o conceito definido como desenvolvimento que atenda às necessidades do presente sem comprometer a capacidade das gerações futuras de atender às suas próprias necessidades. O conceito de necessidades vai além das necessidades materiais e inclui valores, relacionamentos, liberdade de pensar, agir e participar (SHAH, 2008).

No entendimento de Sachs (2008), o desenvolvimento sustentável está estruturado em cinco pilares ou dimensões, que são:

- a) social: fundamental por motivos tanto intrínsecos quanto instrumentais, por causa da perspectiva de disfunção social que paira de forma ameaçadora sobre muitos lugares problemáticos do nosso planeta;
- b) ambiental: com as suas duas dimensões (os sistemas de sustentação da vida como provedores de recursos e como "recipientes" para a disposição de resíduos);
- c) territorial: diz respeito à distribuição espacial dos recursos, populações e das atividades;
- d) econômica: trata-se da viabilidade econômica, condição essencial ao sucesso do desenvolvimento;
- e) política: a governança democrática e a liberdade são valores instrumentais para o desenvolvimento sustentável.

Os termos desenvolvimento sustentável e sustentabilidade, embora muitas vezes citados de forma sinônima, possuem significados diferentes. O termo sustentabilidade tem origem na perspectiva ambiental, decorrente das preocupações sobre a deterioração da ecologia global em interesse do desenvolvimento econômico, tendo relação com a solução da escassez de recursos naturais vinculados a questões energéticas (FEIL; SCHREIBER, 2017).

O conceito de desenvolvimento sustentável se dá em meio a debates construídos historicamente. A jornada de 30 anos de quatro Cúpulas Mundiais, de Estocolmo (1972), Nairóbi (1982), Rio (1992) e Joanesburgo (2000), colocou o mundo sob aviso de que atingir o desenvolvimento sustentável no século XXI não é uma opção, mas um imperativo. No Rio de Janeiro (2012), a Conferência das

Nações Unidas sobre desenvolvimento sustentável (Rio + 20), levou ao desenvolvimento de um conjunto de objetivos do desenvolvimento sustentável (ODS), apresentados na Figura 1, baseados nos objetivos de desenvolvimento do milênio (ODM), que expiraram em 2015 (GIGLIOTTI; SCHMIDT-TRAUB; BASTIANONI, 2019).

Figura 1 – Os 17 objetivos do desenvolvimento sustentável



Fonte: Sachs (2019).

Os ODS são um conjunto de objetivos acordados globalmente para acabar com a pobreza, proteger tudo o que torna o planeta habitável e garantir que todas as pessoas desfrutem de paz e prosperidade. A Assembleia Geral das Nações Unidas adotou formalmente em setembro de 2015 a Agenda 2030 para o desenvolvimento sustentável e o conjunto de 17 ODS com 169 metas associadas. (MORTON; PENCHEON; BICKLER, 2019).

Na Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima (UNFCCC) realizada em 2015, 195 líderes mundiais se reunirão para criar o Acordo de Paris, que entrou em vigor em 2016, abordando a necessidade de limitar o aumento das temperaturas globais. O compromisso ocorre no sentido de manter o aumento da temperatura média global em bem menos de 2°C acima dos níveis pré-industriais e de envidar esforços para limitar o aumento da temperatura a 1,5°C acima dos níveis pré-industriais, reconhecendo que isso reduziria significativamente os riscos e os impactos das mudanças climáticas (UNFCCC, 2015).

A Contribuição Nacionalmente Determinada ou *Nationally Determined Contribution* (NDC) do Brasil comprometeu-se a diminuir as emissões de gases de

efeito estufa (GEE) em 37% abaixo dos níveis de 2005, em 2025, com uma contribuição indicativa subsequente de reduzir as emissões de GEE em 43% abaixo dos níveis de 2005, até 2030. Para tal fim, o país se comprometeu em elevar a presença de bioenergia sustentável na sua matriz energética para aproximadamente 18% até 2030, restaurar e reflorestar 12 milhões de hectares de florestas, também atingir uma cota estimada em 45% de energias renováveis na composição da matriz energética em 2030 (BRASIL, 2015b).

Com a aceitação dos Objetivos de Desenvolvimento Sustentável (ODS) e do Acordo de Paris, as mudanças climáticas devem ser abordadas no contexto do desenvolvimento sustentável, sem comprometer os objetivos sociais e econômicos, pois estes são enquadrados como interconectados e indivisíveis (BOS; GUPTA, 2019).

As mudanças climáticas estão diretamente ligadas a emissão dos gases efeito estufa (GEE), que embora ocorram naturalmente, as atividades humanas mudaram suas concentrações na atmosfera. Esses gases podem contribuir de forma direta ou indireta para o efeito estufa. Efeitos diretos ocorrem quando o próprio gás absorve radiação. Logo os efeitos indiretos ocorrem quando reações químicas produzem outros gases de efeito estufa, quando determinado gás influencia a de vida útil atmosférica de outros gases ou quando afeta os processos atmosféricos que alteram o balanço radioativo da terra. Dentre os GEE pode-se destacar o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), o metano (CH<sub>4</sub>), o óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) e várias outras substâncias halogenadas contendo flúor (EPA, 2019).

O IPCC desenvolveu o conceito de Potencial de Aquecimento Global ou *Global Warming Potential* (GWP) para comparar a capacidade que um gás de efeito estufa tem em reter o calor na atmosfera em relação a outro gás. O GWP de um gás de efeito estufa é definido como a razão da força radiativa acumulada dentro de um tempo específico (horizonte), causado pela emissão de 1 quilograma de gás, em relação ao gás de referência, nessa comparação, o CO<sub>2</sub> é tomado como gás de referência. As emissões de GEE, portanto, são medidas em teragrama de CO<sub>2</sub> (TgCO<sub>2</sub>) equivalente (IPCC, 2014). Na Tabela 1 são listados alguns GEE com os seus tempos médios de vida na atmosfera e GWP.

Tabela 1 – Potencial de aquecimento global em horizonte temporal de 100 anos

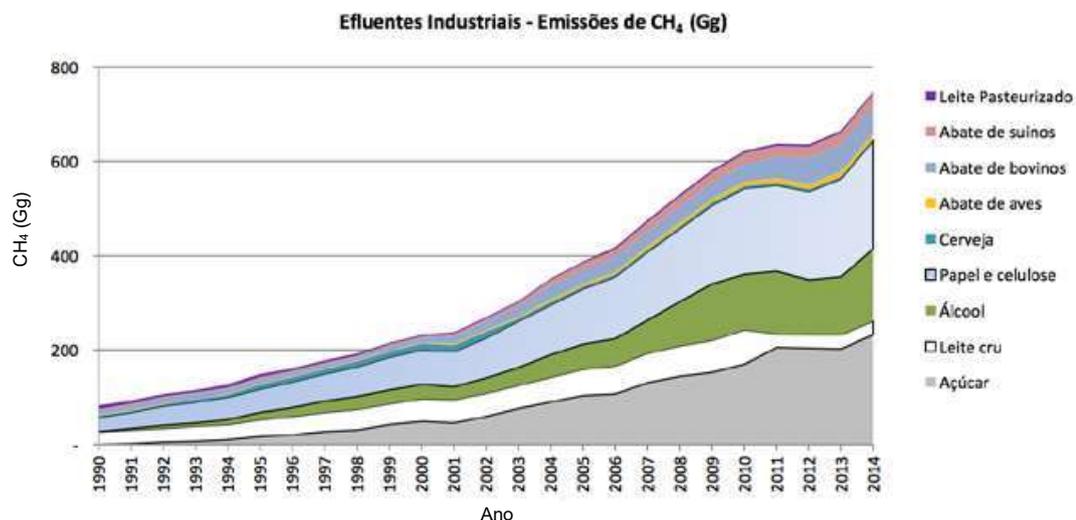
GEE	Tempo de vida (anos)	Forçamento radioativo ( $\text{Wm}^{-2} \text{ppb}^{-1}$ )	GWP
CO <sub>2</sub>	variado	$1,4 \times 10^{-5}$	1
CH <sub>4</sub>	12	$3,7 \times 10^{-4}$	25
N <sub>2</sub> O	114	$3,03 \times 10^{-3}$	298

Fonte: IPCC (2007).

O tratamento de efluentes domésticos e industriais contribui com as emissões de CH<sub>4</sub> e N<sub>2</sub>O, quando tratados por via anaeróbia. Esses efluentes possuem alto teor de matéria orgânica e, portanto, têm um alto potencial para emissão de CH<sub>4</sub>. Podem também ser fontes de emissão de N<sub>2</sub>O, quando este gás é produzido pela decomposição de compostos nitrogenados (ureia, nitrato e proteínas) presentes nos efluentes encaminhados aos corpos d'água. A fração orgânica presente nesses efluentes varia de acordo com os produtos e processos envolvidos (BRASIL, 2016).

Efluentes originados no abate de bovinos e suínos possuem alto teor de matéria orgânica e, portanto, têm um alto potencial para emissão de CH<sub>4</sub>. A matéria orgânica biodegradável presente nesses efluentes é expressa em termos de demanda química de oxigênio (DQO) ou demanda bioquímica de oxigênio (DBO) que é o principal fator determinante do potencial de geração de metano. Quanto maior DBO, maior a produção de metano. Na Figura 2, é possível visualizar uma série histórica brasileira referente a estimativa da contribuição de diferentes setores industriais para as emissões de CH<sub>4</sub>.

Figura 2 – Contribuição de diferentes efluentes industriais para as emissões de metano



Fonte: Brasil (2016).

### 3.2. Águas residuárias agroindustriais

De acordo com a Norma Brasileira - NBR 9800/1987, efluentes de processo industrial são despejos líquidos provenientes das áreas de processamento industrial, incluindo os originados nos processos de produção, as águas de lavagem de operação de limpeza e outras fontes, que comprovadamente apresentem poluição por produtos utilizados ou produzidos no estabelecimento industrial. (ABNT, 1987).

A agroindústria é um dos setores mais produtivos do agronegócio brasileiro, gerando impactos socioeconômicos positivos em todo o país. De acordo com dados calculados pelo Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada da Universidade de São Paulo (CEPEA/USP) e da Confederação da Agricultura e Pecuária do Brasil (CNA), em 2017 o agronegócio equivaleu a 21,58% do Produto Interno Bruto (PIB) nacional (CEPEA, 2018).

O alto valor nutricional da carne (proteínas, minerais e vitaminas disponíveis), resulta em uma crescente demanda por produtos animais e, conseqüentemente, no aumento gigantesco da geração de águas residuárias de abatedouros (MOUKAZIS; PELLERA; GIDARAKOS, 2018).

Conforme Pacheco e Yamanaka (2006), podem-se dividir as unidades de negócio do setor quanto à abrangência dos processos que realizam, da seguinte forma:

- Abatedouros (ou Matadouros): Realizam o abate dos animais, produzindo carcaças (carne com ossos) e vísceras comestíveis. Algumas unidades também fazem a desossa das carcaças e produzem os chamados “cortes de açougue”, porém não industrializam a carne;
- Frigoríficos: Podem ser divididos em dois tipos: os que abatem os animais, separam sua carne, suas vísceras e as industrializam, gerando seus derivados e subprodutos, ou seja, fazem todo o processo dos abatedouros/matadouros e também industrializam a carne; e aqueles que não abatem os animais – compram a carne em carcaças ou cortes, bem como vísceras, dos matadouros.
- Graxarias: Processam subprodutos e/ou resíduos dos abatedouros ou frigoríficos e de casas de comercialização de carnes (açougues), como sangue, ossos, cascos, chifres, gorduras, aparas de carne, animais ou suas partes condenadas pela inspeção sanitária e vísceras não comestíveis.

Em uma perspectiva global, a indústria de processamento de carne utiliza 24% do total de água doce consumida pela indústria de alimentos e bebidas, e até 29% do consumido pelo setor agrícola em todo o mundo (GERBENS-LEENES *et al.*, 2013; MEKONNEN; HOEKSTRA, 2012).

Nesse panorama, o incessante aumento da agroindústria expressa a geração de elevados volumes de águas residuárias agroindustriais. Em abatedouros de bovinos, suínos e mistos (que abatem ambas as categorias), esses efluentes são gerados durante a lavagem do animal vivo, lavagem da carne após o abate, lavagem do chão e de instrumentos sujos de sangue, quando descartadas de forma direta ou o tratamento aplicado é insuficiente, podem causar sérios impactos ambientais, alguns irreversíveis. Dentre esses impactos, ressaltam-se o risco a saúde humana e animal, contaminação da água e do solo, a eutrofização de corpos aquáticos, a resistência bacteriana devido à presença de antibióticos, a ameaça de atividade estrogênica, dentre outros (CHENG *et al.*, 2019; PEREIRA, 2014).

Em razão disso, o estudo das características e potencialidades dessas águas residuárias, assim como o aprimoramento das tecnologias de tratamento, objetivando não apenas sanar os impactos ambientais gerados pelo tratamento ineficaz, mas também agregar valor econômico e gerar receita com esses substratos, se tornaram crucial para o desenvolvimento sustentável da sociedade. Do ponto de vista econômico e ambiental muito destes produtos residuais poderiam ser transformados em subprodutos úteis para consumo humano, alimentos para animais, indústria de rações ou fertilizantes (BUSTILLO-LECOMPTE; MEHVAR, 2015).

Dentre as agroindústrias produtoras de elevados volumes de carga poluidora, pode-se destacar a agroindústria de processamento de carne (abatedouro) e de suinocultura.

Em 2018, foram abatidas 31,9 milhões de cabeças de gado em todo o país. As projeções de carnes para o Brasil mostram que esse setor deve apresentar crescimento nos próximos anos, e a expectativa é que a produção de carne bovina continue seu rápido crescimento na próxima década. Durante o processo de abate, cerca de 3 m<sup>3</sup> de efluente são gerados, em média, por bovino abatido. Se tratando de volume de efluente produzido, estima-se que, em 2018, 95.700.000 m<sup>3</sup> de efluentes foram gerados em abatedouros bovinos no Brasil (BRASIL, 2019; OECD-FAO, 2018; PEREIRA; PAIVA; SILVA, 2016).

Em 2017, a produção Brasileira de carne suína, foi cerca de 3,75 milhões de toneladas, fazendo com que o país ocupasse a quarta posição no ranque de produção mundial, precedido da China, União Europeia e Estados Unidos, respectivamente. Há uma estimativa, que em um criatório, diariamente, são gerados 9 litros de dejetos por cabeça de suíno. (ABPA, 2018; DARTORA; PERDOMO; TUMELERO, 1998).

As tecnologias anaeróbias têm sido empregadas no tratamento de diversos tipos de águas residuárias originárias de algumas indústrias representativas e outras aplicações citadas na Tabela 2, sendo um aspecto fundamental a natureza do lodo ativo presente no reator.

Tabela 2 – Efluentes de algumas indústrias representativas e outras aplicações

<b>Indústria de alimentos e bebidas</b>	
Destilarias de álcool	Abatedores e embalagem de carnes
Cervejarias	Fabricação de refrigerantes
Indústria de laticínios	Produção de amido
Processamento de alimentos	Processamento de açúcar
Processamento de peixes	Processamento de Vegetais
Processamento de frutas	
<b>Outras aplicações</b>	
Indústria química	Lixiviado de aterro
Água subterrânea contaminada	Indústria farmacêutica
Efluentes domésticos	Polpa de celulose e papel

Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

Segundo Jordão e Pessoa (2017), não se pode caracterizar de uma única forma esgotos industriais, pois estes dependem das características próprias de cada indústria, dos produtos fabricados, dos processamentos, das matérias-primas empregadas.

Tabela 3 – Faixa de variação das características físico-químicas de águas residuárias de abatedouros

<b>Parâmetro</b>	<b>Faixa de variação</b>	<b>Valores médios</b>	<b>Unidade</b>
pH	4,9 – 8,1	6,95	-
Demanda química de oxigênio	500 – 15900	4221	mg.L <sup>-1</sup>
Demanda bioquímica de oxigênio	150 – 4635	1209	mg.L <sup>-1</sup>
Sólidos Suspensos	270 – 6400	1164	mg.L <sup>-1</sup>
Nitrogênio Total	50 – 841	427	mg.L <sup>-1</sup>
Fósforo Total	25 – 200	50	mg.L <sup>-1</sup>

Fonte: Adaptado de Bustillo-lecompte e Mehrvar (2015).

### **3.3. Digestão anaeróbia**

A digestão anaeróbia é o processo biológico de degradação da matéria orgânica, envolvendo processos metabólicos complexos, que ocorrem em etapas sequencias com diferentes tipos de microrganismos que convertem a matéria orgânica complexa (carboidratos, proteínas e lipídios) em compostos mais simples como metano (CH<sub>4</sub>), gás carbônico (CO<sub>2</sub>), gás sulfídrico (H<sub>2</sub>S), nitrogênio (NH<sub>3</sub>), hidrogênio e outros gases traço, principais gases componentes do biogás, além de novas células bacterianas (lodo anaeróbio) (BRASIL, 2017; BUSTILLO-LECOMPTE; MEHRVAR, 2015; CHERNICHARO, 2016).

#### **3.3.1. Fundamentos**

O processo se dá por mecanismos biológicos e bioquímicos, envolvendo três principais grupos de microrganismos estritamente anaeróbios: (i) bactérias fermentativas, acidogênicas; (ii) bactérias sintróficas, acetogênicas; e (iii) arqueias metanogênicas, atuando de forma sequencial e balanceada. Há, ainda, um grupo opcional de bactérias e arqueias sulforedutoras (BRASIL, 2017).

As vantagens inerentes ao processo anaeróbio, que é utilizado como alternativa ao aeróbio, no tratamento de águas residuárias industriais (concentradas) e domésticas (diluídas), estão apresentadas na Tabela 4.

Tabela 4 – Principais vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Menor consumo de energia, usualmente associado por uma elevatória de chegada, isso faz com que o sistema tenha baixo custo operacional</li> <li>✓ Menor produção de lodo biológico;</li> <li>✓ Eliminação da poluição do ar pelos gases de exaustão;</li> <li>✓ Produção de metano, gás combustível de elevado teor calorífico;</li>   <li>✓ Menor volume do reator, conseqüentemente menor demanda por área, reduzindo os custos de implantação;</li> <li>✓ Menor necessidade de nutrientes;</li>   <li>✓ Capacidade de resposta à adição de substrato após longos períodos sem alimentação (preservação da biomassa), importante para efluentes sazonais</li>   <li>✓ Tolerância a elevadas cargas orgânicas;</li> <li>✓ Aplicabilidade em pequena e grande escala;</li> <li>✓ Processo de pré-tratamento eficaz;</li> <li>✓ Potencial para baixa pegada de carbono.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✗ Maior período de partida para desenvolvimento da biomassa necessária (na ausência de inoculo adaptado);</li>   <li>✗ Pode requerer adição de alcalinizante</li> <li>✗ Não possibilita remoção biológica de nitrogênio, fósforo e patógenos;</li> <li>✗ Produção de efluente com aspecto desagradável insuficiente para atender os padrões ambientais, requerendo alguma forma de pós-tratamento;</li>   <li>✗ Muito mais sensível aos efeitos negativos da baixa temperatura nas taxas de reação;</li>   <li>✗ Potencial de geração de maus odores e gases corrosivos, porém controláveis;</li> <li>✗ Pode ser mais suscetível a perturbações decorrentes da presença de substâncias tóxicas ou variações significativas nas características do afluente (Carga orgânica e hidráulica).</li> </ul>

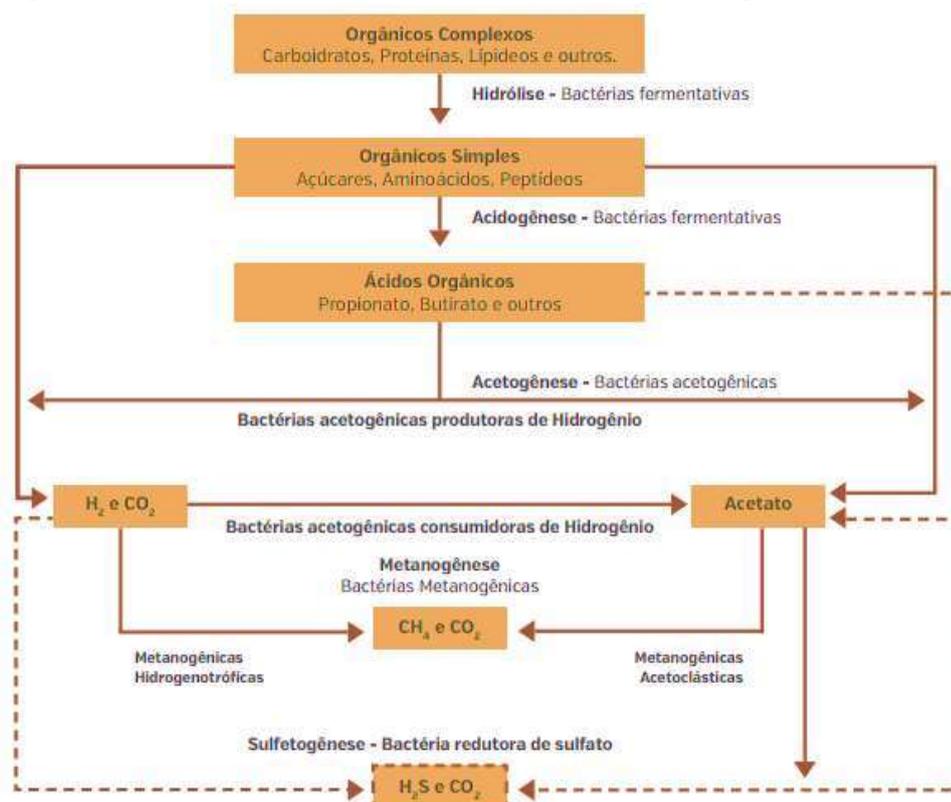
Fonte: Adaptada de Campos (1999), Chernicharo (2016), Metcalf e Eddy (2016).

### 3.3.2. Mecanismos do processo

O processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica complexa transcorre no reator por meio de quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogêneses (Figura 3). A hidrólise é a fase em que a matéria orgânica particulada (proteínas, carboidratos e lipídios), é transformada em materiais dissolvidos mais simples (moléculas menores), podendo atravessar as paredes

celulares das bactérias fermentativas. A acidogênese é o estágio em que os compostos orgânicos solúveis (açúcares, aminoácidos, ácidos graxos, dentre outros) são convertidos em substâncias orgânicas mais simples tais como: ácidos orgânicos (principalmente acético, propiônico e butírico), alcoóis (etanol), cetonas (acetona), dióxido de carbono e hidrogênio. Na acetogênese ocorre a oxidação dos produtos gerados na acidogênese, em substrato apropriado para os microrganismos metanogênicos (acetato, hidrogênio e dióxido de carbono). Já a metanogênese é a etapa final do processo global de conversão de compostos orgânicos complexos em metano, dióxido de carbono e água, é efetuado pelos microrganismos metanogênicos. Todavia, quando o reator recebe efluentes contendo sulfatos e outros compostos sulfurosos, pode-se inserir uma quinta fase no processo, a sulfetogênese, na qual bactérias redutoras de sulfato competem com as bactérias acetogênicas e metanogênicas pelos produtos da acidogênese, dessa forma dois produtos finais passam a ser produzidos: metano ( $\text{CH}_4$ ), através da metanogênese, e gás sulfídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ), através da redução de sulfato (BATSTONE *et al.*, 2002; BOTHEJU; BAKKE, 2011; CHERNICHARO, 2016; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Figura 3 – Sequências metabólicas envolvidas na digestão anaeróbia



Fonte: Chernicharo (2016).

### **3.3.3. Fatores intervenientes**

A digestão anaeróbia, particularmente no tratamento de esgotos industriais, é um processo complexo, onde atuam variados grupos de microrganismos com limitações a fatores ambientais (temperatura, pH, ácidos orgânicos voláteis, alcalinidade, a presença de nutrientes e a substâncias inibidoras), o progresso desse sistema depende do controle balanceado desses fatores para que ocorra interação das bactérias fermentativas com as arqueias metanogênicas. Uma atenção especial deve ser dada as metanogênicas por serem as mais sensíveis no processo.

#### **3.3.3.1. Temperatura**

A temperatura é um parâmetro físico de grande importância em digestores anaeróbios, uma vez que afeta diretamente na taxa de degradação da matéria orgânica, na cinética das reações metabólicas, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, em especial dos lipídios. A operação dos reatores anaeróbios em temperaturas variando de 25 a 35°C é, geralmente, preferível para possibilitar melhores taxas de degradação da matéria orgânica e um tratamento mais estável (METCALF; EDDY, 2016).

Os microrganismos não dispõem de meios para controle de sua temperatura interna, à vista disso, a temperatura no interior da célula microbiana é definida pela temperatura ambiente externa (CHERNICHARO, 2016).

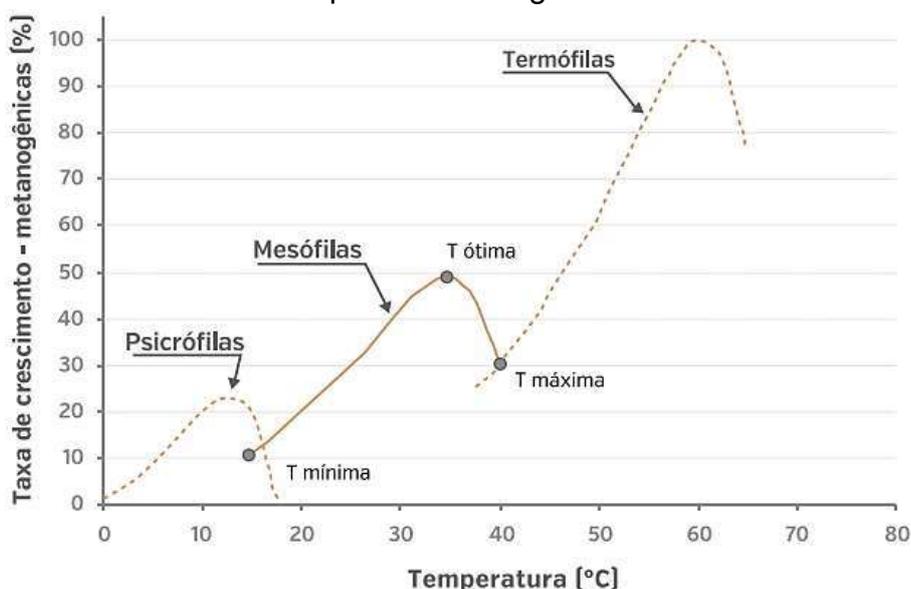
No crescimento microbiano, três faixas de temperatura podem ser relacionadas (BATSTONE *et al.*, 2002):

- Faixa psicrófila: entre 4 e aproximadamente 15°C;
- Faixa mesófila: entre 20 e aproximadamente 40°C;
- Faixa termófila: entre 45 e 75°C, e acima.

De acordo com Van Haandel e Lettinga (1994) a temperatura ideal para a digestão anaeróbia encontra-se na faixa mesófila, com temperaturas ótimas na ordem de 30 a 35°C.

Na Figura 4, é possível visualizar as três faixas que podem ser associadas ao crescimento microbiano na maioria dos processos biológicos (BATSTONE *et al.*, 2002). Nas três faixas são referenciados três valores de temperatura para caracterizar o crescimento microbiano. As temperaturas máxima e mínima definem os limites da faixa na qual o crescimento é possível e a temperatura ótima é aquela na qual o crescimento é máximo.

Figura 4 – Influência da temperatura sobre as taxas relativas de crescimento das arqueias metanogênicas.



Fonte: Chernicharo (2016).

A produção de  $\text{CH}_4$  pode ocorrer numa faixa bastante ampla de temperatura ( $0^\circ$  a  $97^\circ\text{C}$ ), entretanto, as arqueias metanogênicas são sensíveis à influência da temperatura. A Figura 4 mostra que as espécies termofílicas, chegam à sua taxa máxima de crescimento (100%) a  $60^\circ\text{C}$ , enquanto em condições mesofílicas chegam perto de 50% dessa taxa nas temperaturas entre  $32$  e  $36^\circ\text{C}$ . Nos limites da faixa mesófila, abaixo de  $28^\circ\text{C}$  e em torno de  $40^\circ\text{C}$ , os reatores operam com menos de 30% da eficiência máxima (Brasil, 2017).

De acordo com Santos *et al.* (2018) existem possibilidades de se aumentar o desempenho de sistemas de tratamento anaeróbio a baixas temperaturas: aumentando a massa do lodo, o volume do reator e a eficiência de retenção do lodo.

Em condições psicrófilas, as reações bioquímicas empregadas na digestão anaeróbia ocorrem de forma muito lenta, isto é, a eficiência do tratamento é

baixa. Este consumo de material orgânico reduzido pode ser dado a baixa hidrólise enzimática. O desempenho de reatores em baixas temperaturas é limitado pela hidrólise dos sólidos suspensos (SS) minimizando a eficiência de remoção da matéria orgânica biodegradável presente no esgoto bruto. Este material em suspensão resultará em acúmulo de sólidos no leito do reator (LEW *et al.*, 2011).

No entanto, o sucesso dos reatores UASB dependem principalmente da carga orgânica volumétrica (COV), tempo de detenção hidráulico (TDH) e temperaturas operacionais. A temperatura de operação pode ser um parâmetro fixo com flutuações menores, mas os principais fatores (COV e TDH) determinam a quantidade final de hidrólise e metanogênese em um sistema UASB. A carga orgânica volumétrica ainda é um desafio para os pesquisadores na hipótese de produzir a máxima remoção de demanda bioquímica de oxigênio (DQO) e a alta produção de biogás, visto que, elevadas cargas orgânicas podem acumular ácidos graxos voláteis (AGV), algumas vezes, tornando o sistema instável e resultando no azedamento do reator (LATIF *et al.*, 2011).

### **3.3.3.2. pH, alcalinidade e ácidos orgânicos voláteis**

Estes três fatores ambientais estão diretamente relacionados entre si e devem ser analisados em conjunto, pois o controle destes parâmetros é imensamente importante para a estabilidade operacional no tratamento anaeróbio.

Cabe destacar o pH como inibidor do crescimento das arqueias metanogênicas, que tem crescimento ótimo ocorrendo em faixa relativamente estreita de pH, entre 6,6 a 7,4. São preferidos valores de pH próximos da neutralidade, possibilitando uma atividade metanogênica estável, embora se possa conseguir estabilidade, na formação de metano em uma faixa mais ampla de pH, entre 6,0 e 8,0. Valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, visto que estes podem impedir por completo os microrganismos formadores de metano (CHERNICHARO, 2016).

Para Metcalf e Eddy (2016) valores de pH iguais ou abaixo de 6,8 já são suficientes para inibir a atividade metanogênica específica em reatores UASB, no entanto, considerando que o efluente apresente pH inferior a 6,8; um valor adequado e estável do pH pode ser obtido facilmente, devido a predominância do equilíbrio no

sistema carbônico ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ;  $\text{HCO}_3^-$ ;  $\text{CO}_3^{2-}$ ) presente em reatores UASB (CAMPOS, 1999).

Já nos valores de pH acima de 8,3 existe um indicativo que pode ocorrer uma desintegração grave dos grânulos anaeróbios, alterando as características físicas dos grânulos, levando à diminuição da densidade, tamanho e conteúdo volátil de sólidos, levando ao fracasso o processo de digestão anaeróbia (SANDBERG; AHRING, 1992).

No tratamento anaeróbio de esgoto, a alcalinidade é resultado da existência de diferentes compostos de origem básica, especialmente, bicarbonatos ( $\text{HCO}_3^-$ ), carbonatos ( $\text{CaCO}_3$ ) e hidróxidos ( $\text{OH}^-$ ). A relação da alcalinidade com os ácidos voláteis, na digestão anaeróbia, respalda-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo e também em tamponar o pH na eventualidade de acúmulo de ácidos voláteis. A verificação contínua da alcalinidade e dos ácidos voláteis no monitoramento de reatores UASB torna-se tão relevante quanto a avaliação do pH (CHERNICHARO, 2016).

Em águas residuárias industriais, por causa do alto teor de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) em gases produzidos no processo de digestão anaeróbia (30 a 35% de  $\text{CO}_2$ ), é necessária uma alcalinidade elevada para propiciar valores de pH próximos à neutralidade. É comumente encontrada uma alcalinidade na faixa de 3000 a 5000 mg/L de  $\text{CaCO}_3$  (METCALF; EDDY, 2016).

### **3.3.3.3. Nutrientes**

Para um adequado e eficiente processo de digestão anaeróbia, é necessário que se tenham disponível os nutrientes fundamentais ao crescimento microbiano devem ser fornecidos quantidades balanceadas.

Na maioria dos processos biológicos de tratamento de esgotos, os macronutrientes nitrogênio (N), enxofre (S) e fósforo (P) são importantes componentes no desenvolvimento dos microrganismos, em especial, na composição química dos microrganismos metanogênicos. São os seguintes nutrientes, em ordem decrescente de importância, necessários à estimulação nutricional dos microrganismos metanogênicos: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibdênio, selênio, riboflavina e vitamina B<sub>12</sub> (CHERNICHARO, 2016).

#### **3.3.3.4. Substâncias inibidoras e toxicidade**

A digestão anaeróbica é sensível a substâncias tóxicas, e uma ampla gama de compostos pode inibir o processo e causar transtornos ou falhas. A inibição significa uma diminuição reversível do desempenho dos microrganismos, em contrapartida toxicidade é irreversível, requerendo o crescimento de um novo grupo microbiano. Compostos inibidores e tóxicos podem estar presentes no substrato ou serem liberados no próprio processo.

Alguns compostos que servem como micronutrientes (sódio, cálcio, potássio, magnésio, ferro, cromo, manganês, selênio, iodo, chumbo, molibdênio, níquel, arsênio) e somente em altas concentrações, ou em influência de outras condições, têm um efeito tóxico. Relativo ao sistema tratamento anaeróbio em estações de tratamento de esgoto, as substâncias mais relevantes são o oxigênio, o nitrogênio amoniacal, os compostos sulfurados, os ácidos orgânicos e os metais pesados (BRASIL, 2017).

A existência de compostos tóxicos no afluente não significa que o processo de digestão anaeróbia não ocorra. A presença de substâncias tóxicas inibe as taxas de reação metanogênicas, no entanto, com concentrações elevadas de lodo e baixa carga orgânica aplicada, o processo de tratamento pode ser mantido. A aclimação dos microrganismos a presença de substâncias tóxicas em concentrações específicas também pode ser utilizada para viabilizar o tratamento (METCALF; EDDY, 2016).

### **3.4. Reatores UASB**

#### **3.4.1. Características gerais**

Motivado pelo experimento com filtros anaeróbios para crescimento aderido de biomassa (meio suporte fixo), no tratamento de efluentes com alta carga orgânica, desenvolvidos e publicados por Young e McCarty (1969), pesquisadores da Universidade de *Wageningen*, Holanda, no final da década de 1970, liderados pelo professor Gatzke Lettinga, propuseram a substituição do meio suporte pela introdução, no corpo do reator, na sua parte superior, um sistema de separação de fases (líquida, sólida e gasosa), que permite a retenção do lodo em seu interior, este reator foi denominado de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo

(UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). Posteriormente foram disseminados em vários países de clima quente (LETTINGA, 2014; METCALF; EDDY, 2016).

No Brasil, a disseminação dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) (tratamento anaeróbio) ganhou força com o programa de pesquisa em saneamento básico (PROSAB), financiado pelo ministério da ciência e tecnologia, pela FINEP CNPQ e pela caixa econômica federal, e desenvolvidas entre os anos de 1997 e 2007 (CAMPOS, 1999).

Reatores UASB operando em condições favoráveis, a eficiência de remoção da matéria orgânica (DQO) apresenta valores típicos na faixa de 60 a 70%.

A produção de metano nesses reatores é fortemente desejável, dado que, quanto maior for a taxa de produção do mesmo, que varia entre 60 e 85%, maior será a eficiência de remoção da carga orgânica aplicada (BRASIL, 2017). Todavia, para elevada produção de metano, os subsequentes fatores são relevantes (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994):

- a) natureza do material orgânico a ser digerido (complexo ou simples);
- b) existência de fatores ambientais adequados para a digestão anaeróbia (temperatura, pH, nutrientes, compostos tóxicos);
- c) tamanho da população bacteriana (eficiência de retenção de lodo no sistema);
- d) intensidade do contato entre o material orgânico afluyente e as populações bacterianas (projeto do sistema de tratamento);
- e) tempo de permanência do esgoto no sistema de tratamento.

Apesar da disseminação dessa tecnologia, ainda se faz necessário o aprimoramento da construção e operação de reatores UASB, no que se refere a perda de sólidos no efluente, à acumulação de espuma no separador trifásico, à geração do biogás e dos gases dissolvidos no efluente, à necessidade de pós tratamento para remoção de patógenos e nutrientes, à remoção de micropoluentes e de tecnologias que otimizem a recuperação energética dos subprodutos gerados (CHERNICHARO *et al.*, 2015). Com base em alguns desses problemas, pesquisadores desenvolveram pesquisas objetivando contribuir para o aprimoramento de reatores UASB:

- Van Haandel *et al.* (2015) avaliaram se diferentes projetos do separador de fases têm influência importante no desempenho de

reatores, através da aplicação de placas paralelas na zona de sedimentação do reator UASB, acima do separador de fases convencional de prismas triangulares com uma base aberta. A investigação experimental foi realizada utilizando dois reatores em escala piloto, tendo os reatores UASB a mesma geometria (volume de 1,2 m<sup>3</sup>). O primeiro reator (A) tinha um separador de fases convencional e o segundo (B) foi equipado com placas paralelas adicionais, os reatores foram operados sob condições idênticas. A aplicação de placas paralelas, em adição a um separador de fases convencional, para formar uma decantação de alta taxa mostrou-se muito eficaz para aumentar a retenção de lodo. Nesta investigação, dobrou a capacidade de tratamento do reator.

- Rocha *et al.* (2017) avaliaram o desempenho de uma configuração modificada de reator UASB com foco na redução da velocidade na passagem para o compartimento de decantação, que pode limitar o retorno do lodo ao fundo do reator. Para tanto, o reator foi projetado com duas passagens distintas, e seu desempenho foi comparado a um reator convencional. Os resultados indicaram a maior retenção de sólidos no reator modificado, que apresentou menores concentrações de SST no efluente (73-88 mg/L) comparado ao reator convencional (82-106 mg/L). Além disso, ocorreu uma significativa maior produção de metano no reator modificado, devido ao maior tempo de permanência dos sólidos no reator (20-50%). Assim, o reator apresentou um bom potencial de aplicação sob esse aspecto.
- Santos *et al.* (2018) realizaram uma investigação experimental em reatores UASB do modelo convencional e modelo Y, em escala piloto para estabelecer os valores das três frações de DQO para diferentes valores de temperatura e carga orgânica aplicada. A análise estatística mostrou que não ocorreu diferença significativa entre as eficiências de remoção de matéria orgânica alcançadas pelos reatores. A idade do lodo, juntamente com a temperatura, foi identificada como a principal variável operacional que afeta a eficiência do tratamento anaeróbico. Os resultados mostraram que a eficiência de tratamento diminuiu com a diminuição da temperatura, provavelmente devido à ineficiência da

hidrólise, quando os reatores foram operados em temperaturas inferiores a 25°C. Foi concluído, que os reatores, têm boa estabilidade operacional e capacidade de recuperação, após a aplicação de choques hidráulicos.

Na literatura científica internacional são encontrados trabalhos relacionados a aplicação de reatores UASB no tratamento de diversos efluentes industriais em escala real, piloto ou laboratorial. Algumas destas pesquisas podem ser citadas, como:

- Intanoo *et al.* (2014) estudaram a aplicação de reatores UASB em dois estágios buscando a obtenção de hidrogênio no primeiro reator e de metano no segundo reator a partir dos efluentes líquidos da produção de mandioca. O objetivo foi avaliar a otimização do reator quando realizado o reciclo do efluente do UASB produtor de metano a uma razão constante de 1:1 para o UASB produtor de hidrogênio. A operação de reciclo minimizou o uso de NaOH para controle de pH no reator UASB produtor de hidrogênio.
- Lu *et al.* (2015) avaliaram o desempenho de um reator UASB em escala de laboratório no tratamento de águas residuais de amido, a investigação foi realizada sob diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH). O *start-up* bem-sucedido foi alcançado após 15 dias de operação. O TDH ideal foi de 6 h com taxa de carga orgânica de 4 gDQO/L.d na concentração de DQO (1000 mg/L), atingindo 81,1-98,7% de remoção total de DQO, com taxa de produção de metano de 0,33 LCH<sub>4</sub>/gDQO<sub>removida</sub>.
- Artsupho *et al.* (2016) com o objetivo de aumentar o rendimento de biogás e melhorar a eficiência do reator UASB, aumentaram a temperatura afluente através da mistura do condensado das caldeiras com as águas residuais da indústria açucareira, para manter uma faixa de temperatura variando de 29 a 40°C, visto que, no inverno da Tailândia as temperaturas são inferiores a 20°C. A eficiência de remoção de DQO foi de 92%, na faixa de temperatura entre 29 a 40°C. A produção máxima de metano foi de 0,38 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgDQO, na temperatura de 39,15°C. A pesquisa concluiu que a produção de

metano é reduzida quando a temperatura operacional é superior a 40°C.

- Ferraz Júnior *et al.* (2016) avaliaram o desempenho de reatores termofílicos metanogênicos, de operação contínua, em um e dois estágios no tratamento de vinhoto (efluentes industriais da produção de etanol). Ao final da pesquisa concluiu que a operação em dois estágios levou a uma produção de metano em torno de 25% maior em relação a operação em um estágio.
- Kumari *et al.* (2018) utilizaram o lodo de esgoto e o esterco de vaca como resíduos primários, juntamente com os resíduos de cozinha, resíduos de quintal, resíduos florais e resíduos de leite como co-substrato para a digestão anaeróbica. Misturas com uma razão de 1:2 alimentaram um UASB, em uma faixa mesofílica de temperatura por um período de 20 dias. Obteve como resultado uma porcentagem de eficiência de remoção de DQO após 20 dias de 76 a 86% e taxa máxima de produção de biogás de 4500 ml/d.
- Del Nery *et al.* (2018) operaram um reator UASB de 120 Litros para produção de biogás a partir da degradação anaeróbia da vinhaça. O reator foi operado por 700 dias usando uma taxa de recirculação de 1:3 com cargas orgânicas variando de 0,5 a 32,4 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. O reator demonstrou um desempenho estável em todas as cargas orgânicas aplicadas. As eficiências de remoção de DQO ao longo do experimento foram de 87,5 ± 5,3 e 90,5 ± 3,6% para DQO bruta e solúvel, respectivamente. Os ácidos voláteis totais variaram de 59 mg/L a 585 mg/L. O teor de metano no biogás foi de 68,8 ± 7,14%. A produtividade do metano atingiu o valor mais alto de 8,059 LCH<sub>4</sub>/L.d em 32,27 kgDQO/m<sup>3</sup>.d.

Em pesquisa mais refinada, nos repositórios internacionais, foram encontrados alguns trabalhos que utilizaram reatores UASB, seja em sua configuração convencional, seja em outras configurações, no tratamento de águas residuárias de abatedouros de bovinos, suínos, aves ou mistos:

- Batstone *et al.* (2000) ao modelar a digestão anaeróbia em um reator anaeróbico híbrido de dois estágios, em grande escala, para

tratamento de efluentes de matadouros de suínos obtiveram eficiências de remoção de DQO variando na faixa de 70 a 85%.

- Caixeta, Cammarota e Xavier (2002) estudaram um reator UASB envolvido por uma manta térmica tornando a temperatura constante em 35°C. Este reator era equipado com uma configuração não convencional do sistema de separação de fases, tratando águas residuárias de abatedouro. O afluente bruto foi caracterizado em termos de pH (6,3-6,6), demanda química de oxigênio (2000-6000 mgO<sub>2</sub>/L) e demanda bioquímica de oxigênio (1300-2300 mgO<sub>2</sub>/L). A remoção de DQO variou de 77% a 91%, enquanto a remoção de DBO foi de 95%.
- Rajakumar e Meenambal (2008) realizaram um estudo comparativo sobre o desempenho inicial de um reator UASB híbrido (HUASB) com um filtro anaeróbio tratando águas residuárias de abatedouro de aves a uma carga orgânica aplicada de 0,77 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. O reator HUASB apresentou eficiência de remoção de DQO total e DQO solúvel de 80 e 86%, respectivamente, a um TDH de 10 horas, enquanto que o filtro anaeróbio mostrou eficiência de remoção de 70% DQO total e 79% de DQO solúvel, revelando que o HUASB tem eficiência muito boa e menor tempo de partida em comparação ao filtro anaeróbio para o tratamento de águas residuárias provenientes de abatedouro de aves.
- Rajakumar *et al.* (2012) investigaram o desempenho de um reator anaeróbio de lodo híbrido (HUASB) de 5,4 litros no tratamento de águas residuais de matadouros de aves sob condições mesofílicas. Após a partida, o reator foi carregado até a carga orgânica volumétrica de 19 kgDQO/m<sup>3</sup>.d e alcançou eficiências de remoção de DQO total e DQO solúvel variando de 70 a 86% e 80 a 92%, respectivamente.
- Loganath e Mazumder (2018) ao estudarem o desempenho de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e lodo híbrido (HUASBR), diferindo do tradicional apenas por apresentar um meio suporte de polipropileno como superfície de crescimento bacteriano, tratando águas residuárias de abatedouro. Mostrou que a concentração de DQO no esgoto afluente variou na faixa de 1750 a 5920 mgO<sub>2</sub>/L, refletida na

concentração do efluente tratado que variou na faixa de 950 a 720 mgO<sub>2</sub>/L, mostrando uma eficiência de remoção de 44 a 89%, indicando satisfatória remoção de matéria orgânica.

### **3.4.2. Princípios de funcionamento**

A partida ou *start up* em reatores anaeróbios pode suceder de três maneiras: com inóculo adaptado ao efluente, o que promove uma partida rápida e eficiente; com inóculo não adaptado, o que requer um período de adaptação (aclimatação) dos microrganismos; ou sem utilização de inóculo, considerada a forma mais inadequada, pois nessas condições, o crescimento e a adaptação dos microrganismos são ainda mais morosos, podendo demorar de 4 a 6 meses (CHERNICHARO; BORGES, 1996).

Além disto, vale salientar que, mesmo quando se decide por realizar a inoculação do reator, com um inóculo adaptado ou não, esse processo deve seguir uma série de procedimentos e monitoramentos de parâmetros, além de uma rotina operacional apropriada, com interesse de garantir êxito no desempenho dos reatores (CHERNICHARO, 2016).

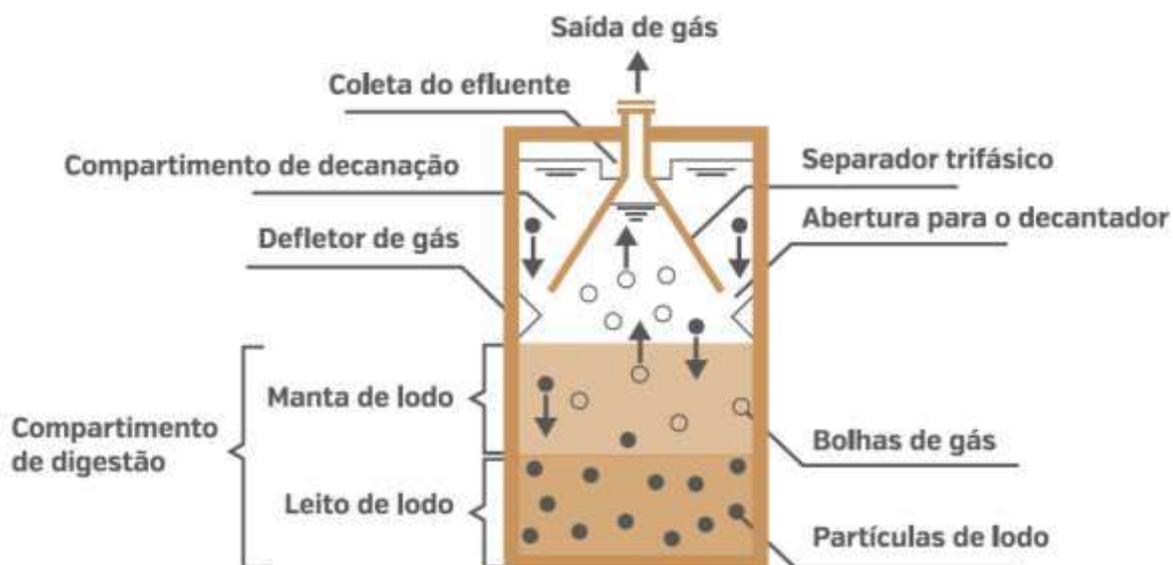
Esgotos domésticos e industriais submetidos a tratamento anaeróbio por reatores UASB, necessitam de uma etapa prévia de tratamento preliminar, objetivando a remoção de sólidos e areia, através de unidades compostas por grades, peneiras e desarenadores.

Seu processo consiste, conforme ilustra a Figura 5, na entrada do esgoto afluente pelo fundo do reator e em sua passagem, em fluxo ascendente, pela zona de digestão (composta por um leito de lodo denso com capacidade elevada de sedimentabilidade e elevada atividade), onde ocorre a digestão anaeróbia, favorecida pelo contato e mistura do substrato (material orgânico afluente) com a biomassa (lodo), resultando na produção de biogás e no crescimento da camada de lodo. A trajetória ascendente do líquido e do biogás assegura o máximo contato entre o material orgânico afluente (substrato) e a biomassa, dispensando a necessidade de agitação mecânica. Acima do leito de lodo, encontra-se uma zona de lodo mais dispersa, denominada manta de lodo, composta por microrganismos, que formam flocos suspensos ou grânulos densos. O efeito da floculação da biomassa resulta em características favoráveis à sedimentação e concede sua

permanência no reator com tempo de retenção celular elevado para estabilizar a biomassa formada (BRASIL, 2017; CHERNICHARO, 2016; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Após da digestão anaeróbia dos compostos orgânicos, os três produtos (efluente tratado, biogás e biomassa gerada) devem ser separados, por um mecanismo de separação de fases, onde os gases formados pelo processo (biogás) vão para o compartimento de saída de gases, liberado na superfície da massa líquida. Já os efluentes tratados, sem os gases dissolvidos, são encaminhados para uma câmara de sedimentação, onde o lodo mais pesado é removido da massa líquida e retorna ao compartimento de digestão, enquanto as partículas mais leves são perdidas junto do efluente final (CHERNICHARO, 2016).

Figura 5 – Diagrama esquemático de reator UASB



Fonte: Chernicharo (2016).

### 3.5. Biogás

No tratamento anaeróbio de águas residuárias domésticas e industriais, o biogás consiste em uma mistura de gases produzidos durante o processo de digestão anaeróbia, e sua composição varia de acordo com a estabilidade operacional da unidade de tratamento, bem como, da origem do substrato. O biogás com um teor de metano superior a 45% é inflamável (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2008).

Em reatores UASB tratando derivados de lodo de esgoto, esterco bovino e da agroindústria, o biogás geralmente é constituído por metano (53 a 70%),

dióxido de carbono (30 a 47%), vapor d'água (5 a 10%), nitrogênio (0 a 3%), e em menor volume, o biogás ainda apresenta quantidades de sulfeto de hidrogênio (0 - 10,000 ppm) e outros gases traço (MUÑOZ *et al.*, 2015).

O metano ( $\text{CH}_4$ ) é um gás inflamável, incolor, inodoro e com elevado poder calorífico, passível de recuperação e aproveitamento energético. Sua molécula é tetraédrica e apolar, de pouca solubilidade em água. É o mais simples dos hidrocarbonetos e tem alto valor combustível. Produto final da degradação da matéria orgânica, encontrados em pequenas concentrações nos esgotos, devido a sensibilidade que os microrganismos produtores tem a pequenas quantidades de oxigênio. Porém ocasionalmente, como resultado de digestão anaeróbia de sólidos acumulados no fundo das tubulações de esgotos, o metano é produzido (METCALF; EDDY, 2016).

A menor concentração de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) indica que a maior parte desse composto permanece no efluente como íons de bicarbonato, por conta de sua elevada solubilidade, associada a elevadas cargas hidráulicas normalmente aplicadas aos reatores UASB (CHERNICHARO *et al.*, 2015).

A elevada ou baixa concentração nitrogênio presente no biogás é proveniente de suas frações dissolvidas no esgoto bruto, que, no interior do reator anaeróbio, se desprende da fase líquida devido ao declínio da pressão parcial de  $\text{N}_2$  atmosférico (NOYOLA *et al.*, 2006).

O sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ) é formado pela digestão anaeróbia de substratos orgânicos que contém enxofre ou pela redução de sulfetos e sulfatos minerais. Apesar de encontrado em reduzidas concentrações no biogás, o sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ), também conhecido por gás sulfídrico, é digno de cuidado especial devido a capacidade eminente de corrosão e outras propriedades que causam odor e problemas ocupacionais. O gás sulfídrico apresenta baixo limiar de detecção humana (0,00007 ppm e 1,4 ppm) e odor característico de ovo podre, contudo, outros compostos voláteis, como indol, escatol e mercaptanas, também podem causar odores ofensivos (METCALF; EDDY, 2016).

Muñoz *et al.* (2015) em sua revisão sobre o estado da arte das tecnologias físicas, químicas e biológicas para a modernização do biogás, demonstram processos de purificação do biogás em relação a seus contaminantes ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ , metil, siloxanos e halocarbonetos).

No biogás estão presentes alguns dos gases dominantes do efeito estufa, em 2018, a média global anual da concentração de CO<sub>2</sub> na superfície da Terra foi de 407,4 ± 0,1 ppm, o mais alto do registro instrumental moderno e em registros do núcleo de gelo que remonta 800.000 anos. Isto demonstra a alta necessidade do aproveitamento desse gás, minimizando a emissão do mesmo para a atmosfera (BLUNDEN; ARNDT, 2019).

No contexto dos objetivos desenvolvimento sustentável (ODS), o aproveitamento energético do biogás formado em reatores UASB pode contribuir para diversificar a matriz energética global com energias renováveis, atingindo o ODS-7, que tem como premissa, assegurar o acesso confiável, sustentável, moderno e a preço acessível à energia para todas e todos. Economicamente, investimentos em biogás como fonte combustível para geração de energia elétrica e de calor são viáveis devido à apropriação de receitas oriundas da venda da energia elétrica, bem como, do uso na própria unidade de tratamento.

Em relação aos impactos ambientais podem-se citar vários aspectos relacionados à produção de biogás: a diminuição de emissões de gases de efeito estufa, que pode ocorrer pela redução da emissão de dióxido de carbono pela substituição dos combustíveis fósseis ou redução da emissão de óxido nitroso e metano, os quais são liberados quando se tem um tratamento inadequado e não controlado de efluentes e resíduos (BRASIL, 2015a).

Ante a exposto, em três setores, o uso da tecnologia anaeróbia para a reciclagem de resíduos orgânicos é especialmente vantajoso: no tratamento de águas residuais domésticas e industriais, na agricultura/agroindústria e no gerenciamento dos resíduos sólidos urbanos.

### **3.6. Critérios e parâmetros de projeto de reatores UASB**

Um satisfatório projeto de reator UASB costuma obter um efluente com eficiência média de 65% de remoção de demanda química de oxigênio (DBO), e de 70% de remoção de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) (JORDÃO; PESSÔA, 2017).

Um dos aspectos mais relevantes e importantes dos reatores UASB, é sua capacidade em desenvolver e de manter um lodo com alta atividade e de ótima

sedimentabilidade. Para esse fim, algumas medidas precisam ser observadas nas etapas de projeto, construção e operação (CHERNICHARO, 2016).

No tratamento de esgoto em reatores de alta taxa, se faz necessária uma etapa de tratamento preliminar (grades e caixa de areia), indicadas para remoção de sólidos grosseiros (garrafas, panos, latas) e sólidos inorgânicos sedimentáveis (areias, silte e argila), essa etapa é vital para a estabilidade operacional do sistema de tratamento, pois sem ela em um curto tempo os sólidos se acumulariam no interior do reator ocupando a maior parte do volume.

Em se tratando de efluentes oriundos de frigoríficos industriais, devido esse efluente apresentar consideráveis concentrações de óleos e graxas, existe a necessidade de implantação de uma unidade para remoção de gorduras, objetiva-se, com isso, a redução de formação de espuma no reator, tanto no interior do coletor de gases, quanto no decantador.

Para o dimensionamento de um reator UASB é necessário seguir algumas recomendações listadas na norma NBR 12209/2011, que dispõe sobre a “Elaboração de projetos hidráulicos-sanitários de estações de tratamento de esgoto sanitário”, ou mesmo seguir a literatura acadêmica, com a finalidade em obter resultados favoráveis a respeito da eficiência de tratamento, estabilidade operacional e qualidade do lodo (ABNT, 2011).

### **3.6.1. Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica**

A carga hidráulica volumétrica (CHV) é o volume de esgotos aplicados diariamente no reator por unidade de seu volume. Ela equivale ao inverso do tempo detenção/retenção/residência hidráulica (TDH), conforme descrito na Equação 01:

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (01)$$

na qual V corresponde ao volume total do reator (m<sup>3</sup>) e Q a vazão (m<sup>3</sup>/d). Portanto a CHV expressa em m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.d é dada pela Equação 02:

$$CHV = \frac{Q}{V} \quad (02)$$

ou seja:

$$CHV = \frac{1}{TDH} \quad (03)$$

A literatura determina que, a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de  $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{d}$ , equivalente a um tempo de detenção hidráulica mínimo de 4,8 horas ( $=1/5 \times 24$  horas) (CHERNICHARO, 2016).

Reatores UASB com TDH muito baixos, resultam em velocidades ascendentes de fluxo muito altas, resultando no arraste do lodo junto do efluente, diminuição do tempo de residência celular (idade do lodo) e redução da eficiência (JORDÃO; PESSÔA, 2017). Na Tabela 5, estão apresentadas algumas diretrizes para o estabelecimento dos TDHs em projetos de reatores UASB, tratando esgotos domésticos.

Tabela 5 – Tempos de detenção hidráulica para projeto de reatores UASB

Temperatura do esgoto (°C)	Tempo de detenção hidráulica (h)	
	Para $Q_{\text{média}}$	Para $Q_{\text{máxima}}$
15 a 18	$\geq 10,0$	$\geq 7,0$
18 a 22	$\geq 8,0$	$\geq 5,5$
22 a 25	$\geq 7,0$	$\geq 4,5$
> 25	$\geq 6,0$	$\geq 4,0$

Fonte: Chernicharo (2016).

### 3.6.2. Carga orgânica volumétrica

Define-se carga orgânica volumétrica (COV) como sendo a massa de matéria orgânica aplicada no reator, por dia, por unidade de volume do mesmo:

$$COV = \frac{Q \times S}{V} \quad (04)$$

sendo que COV corresponde à carga orgânica volumétrica ( $\text{kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$ ), Q a vazão ( $\text{m}^3/\text{d}$ ), S a concentração de substrato afluente ( $\text{kgDQO}/\text{m}^3$ ) ou ( $\text{kgDBO}/\text{m}^3$ ) e V o volume total do reator ( $\text{m}^3$ ).

Dessa forma, conhecendo a vazão e a concentração do esgoto a montante, a COV também pode ser parâmetro de dimensionamento do volume do reator, calculado através da Equação 05:

$$V = \frac{Q \times S}{COV} \quad (05)$$

Águas residuárias de origem industrial tendem a ter elevada concentração de matéria orgânica, a literatura especializada relata cargas orgânicas extremamente elevadas aplicadas com sucesso em instalações piloto (da ordem de  $45 \text{ kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$ ), embora as cargas orgânicas tipicamente adotadas do

dimensionamento de reatores UASB tem sido, via de regra, inferiores a 15 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. Para tais efluentes, a COV a ser aplicada é que define o volume do reator. Tipicamente a faixa de carga orgânica volumétrica se acha entre 2,5 e 3,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.d no caso de efluentes domésticos, podendo atingir valores 10 vezes superior no caso de esgotos industriais (CHERNICHARO, 2016).

### 3.6.3. Carga biológica

A carga biológica ou carga de lodo é a relação (alimento/microrganismo), refere-se à quantidade de matéria orgânica aplicada diretamente ao reator, por unidade de lodo presente no mesmo.

$$CB = \frac{Q \times S}{M} \quad (06)$$

onde CB corresponde à carga biológica (kgDQO/kgSTV.d), Q a vazão (m<sup>3</sup>/d), S a concentração de substrato afluente (kgDQO/m<sup>3</sup>) ou (kgDBO/m<sup>3</sup>) e M a massa de microrganismos presentes no reator (kgSTV).

Recomenda-se que a carga biológica seja determinada através de testes de atividade metanogênica específica (AME), que é usado para analisar o comportamento da biomassa e avaliar a capacidade das arqueas metanogênicas em converter substrato orgânico em metano e gás carbônico. Na impossibilidade destes testes, aconselha-se a faixa de 0,05 a 0,15 kgDQO/kgSTV.d na etapa de partida do reator (CHERNICHARO, 2016).

Arruda (2004), submeteu o lodo de um reator UASB tratando efluentes de matadouro por 460 dias ao teste de atividade metanogênica específica (AME) e obteve resultado de 0,196 kgDQO/kgSTV.d.

### 3.6.4. Velocidade superficial do fluxo

A velocidade superficial ou ascensional do fluxo é um parâmetro que deve ser definido de forma criteriosa, pois assegura a melhor interação entre o esgoto e o lodo, mantém o TDH do projeto e reduz as possibilidades de curto-circuito no reator. É calculada a partir da relação entre a vazão afluente e a seção transversal do reator, mostrado na Equação 07:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (07)$$

onde  $v$  corresponde a velocidade superficial ou ascensional do fluxo (m/h),  $Q$  a vazão (m<sup>3</sup>/h) e  $A$  a área da seção transversal do reator (m<sup>2</sup>).

A Equação 08 apresenta uma relação entre a velocidade ascensional do fluxo, a altura do reator  $H$  (m) e o tempo de detenção hidráulica.

$$v = \frac{Q \times H}{V} = \frac{H}{TDH} \quad (08)$$

onde  $H$  corresponde à altura do reator (m) e  $V$  ao volume total do reator (m<sup>3</sup>).

### 3.6.5. Avaliação da produção de biogás

O esquema da conversão da demanda química de oxigênio (DQO) é mostrado de forma simplificada, na Figura 6:

Figura 6 – Balanço esquemático de DQO, ao longo da digestão anaeróbia



Fonte: Chernicharo (2016).

O estudo aprofundado do balanço da DQO na digestão anaeróbia é fundamental para a determinação dos parâmetros importantes na operação de sistemas anaeróbios, do mesmo modo que, viabilizam a possibilidade de abandonar parâmetros empíricos no dimensionamento, desenvolvendo parâmetros mais coerentes com a especificidade que cada tipo de tratamento requer.

A avaliação da produção de biogás pode ser feita a partir da estimativa da carga de DQO afluyente ao reator que é convertida em gás metano (CHERNICHARO, 2016), conforme a Equação 09.

$$DQO_{CH_4} = Q \times (S_0 - S) - Y_{obs} \times Q \times S_0 \quad (09)$$

onde,  $DQO_{CH_4}$  corresponde a carga de DQO convertida em metano (kgDQO<sub>CH<sub>4</sub></sub>/d),  $Q$  a vazão do esgoto afluyente (m<sup>3</sup>/d),  $S_0$  a concentração de DQO afluyente (kgDQO/m<sup>3</sup>);

S: concentração de DQO efluente (kgDQO/m<sup>3</sup>),  $Y_{obs}$  o coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO (0,11 a 0,23 kgDQO<sub>lodo</sub>/kgDQO<sub>apl</sub>).

A conversão da massa de metano (kgDQO<sub>CH<sub>4</sub></sub>/d) em produção volumétrica (m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/d) pode ser feita utilizando-se as equações 10 e 11:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)} \quad (10)$$

na qual  $Q_{CH_4}$  corresponde a produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>/d) e  $f(T)$  ao fator de correção para a temperatura operacional do reator (°C) (kgDQO/m<sup>3</sup>).

$$f(T) = \frac{P \times K_{DQO}}{R \times (273 + T)} \quad (11)$$

onde P corresponde a pressão atmosférica (1 atm),  $K_{DQO}$  a um mol de CH<sub>4</sub> (64 gDQO/MOL), R a constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K) e T a temperatura operacional do reator (°C).

Uma vez calculada a produção teórica de metano (CH<sub>4</sub>), é possível estimar a produção total de biogás, a partir do teor esperado de metano neste, de acordo com a Equação 12.

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (12)$$

onde  $Q_{biogás}$  corresponde a produção volumétrica do biogás (m<sup>3</sup>/d),  $Q_{CH_4}$  a produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>/d) e  $C_{CH_4}$  a concentração de metano no biogás.

## 4. METODOLOGIA

Esta pesquisa possui uma abordagem hipotético-dedutiva, em que as hipóteses serão verificadas através de métodos experimentais e estatísticos, com nível exploratório, descritivo e explicativo considerando-se que o estudo propiciará um olhar abrangente do problema investigado e a identificação de variáveis com aplicação prática, visando à interferência na própria realidade.

A proposta consiste no monitoramento do desempenho de dois diferentes tipos de elementos de separação de fases (um do modelo convencional e outro do modelo Y) na captação de biogás produzido em reatores UASB tratando águas residuárias de frigorífico industrial.

### 4.1. Local de implantação da pesquisa

O sistema experimental foi instalado em uma área selecionada no Centro de Ciências e Tecnologia (CCT), da Universidade Federal do Cariri (UFCA), Cidade de Juazeiro do Norte – Ceará, Região Nordeste do Brasil (Figura 7).

Figura 7 – Localização do sistema experimental



Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

## 4.2. Aparato experimental

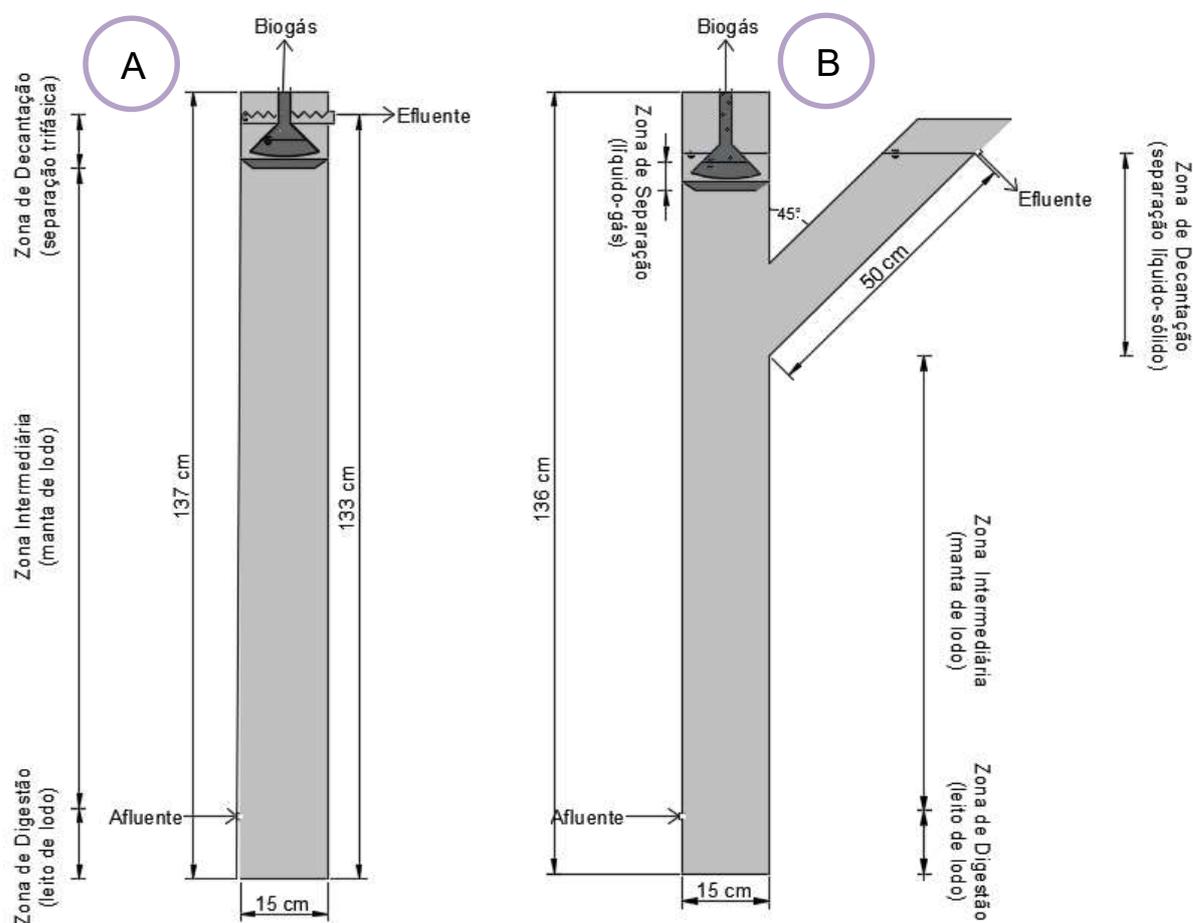
Esta pesquisa foi desenvolvida em dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo, reatores UASB, em escala piloto, um com a configuração convencional e outro com a configuração do tipo Y. As configurações diferem para que se possa fazer um comparativo entre as estabilidades e os desempenhos operacionais dos dois modelos, que foram operados de maneira idêntica (com mesma vazão e sem descarga intencional de lodo).

Os referidos reatores foram feitos em tubos de policloreto de vinila (PVC) em formatos cilíndricos. O reator convencional possui capacidade para reter 24 litros de esgoto e tem as seguintes dimensões: 1,36 m de altura e 0,15 m de diâmetro (Tabela 6). Este reator é formado por três regiões: a base localizada na parte inferior (zona de digestão), a intermediária (manta de lodo) e a de separação trifásica (zona de decantação), situada na parte superior. Imediatamente abaixo das aberturas do separador trifásico encontra-se um defletor de gases, como mostra a Figura 8-A.

Já o reator do tipo Y, com capacidade para reter 28 litros de esgoto, possui as seguintes dimensões: 1,36 metros de altura, 0,15 m de diâmetro (Tabela 6). Este reator ainda possui um corpo cilíndrico (braço do reator), formando um ângulo de 45° com a parte vertical do reator. O ponto onde o braço é conectado ao reator UASB dista 0,95 m da sua base inferior. Este reator é formado por três regiões: a base, localizada na parte vertical inferior (zona de digestão), a parte superior onde é coletado o biogás (zona de separação do gás) e a parte lateral (braço do reator) onde ocorre a separação líquido - sólido (zona de sedimentação) por meio da descarga do efluente em sua extremidade livre, conforme mostra a Figura 8-B. Em ambos os reatores, os dispositivos de separação de fases foram confeccionados utilizando garrafas pet.

O reator UASB do tipo Y difere do reator convencional por possuir dois separadores bifásicos, enquanto que o reator UASB convencional, formato mais tradicional, apresenta apenas um único separador trifásico na parte vertical superior.

Figura 8 – Dimensões do reator convencional (A) e do reator modelo Y (B)



Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Tabela 6 – Dimensões dos reatores com a configuração convencional (R1) e do tipo Y (R2)

Variáveis	R1	R2
Altura (m)	1,37	1,36
Volume (m <sup>3</sup> )	0,024	0,028*
Área da base (m <sup>2</sup> )	0,018	0,018

\* No cálculo do volume do reator modelo Y (R2) é somado o volume do braço.

Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

#### 4.3. Alimentação do sistema

O efluente industrial utilizado durante a pesquisa foi coletado no Frigorífico Industrial do Cariri, Localizado na Avenida Paulo Maia, nº 2000, Município

de Juazeiro do Norte – CE, limitado entre as coordenadas geográficas com latitude igual a 7°13'14.58" S e longitude igual a 39°20'48.97" O.

A agroindústria frigorífica efetua o abate de bovinos e suínos, processa os subprodutos, possui unidades de graxaria e triparia. Funcionando 3 (três) dias por semana, 6 (seis) horas por dia. Possui capacidade de abate diário para 200 bovinos e 120 suínos. O efluente gerado é uma mistura do banho dos animais, da lavagem dos currais e pocilgas, da sala do abate, da triparia e bucharia, do preparo das carcaças e dos subprodutos.

A captação da água residuária gerada no frigorífico foi feita no tanque de reservação, onde se acumulava o efluente dos 03 dias de abate. Foram coletados 100 litros, acondicionados em 05 recipientes com capacidade para 20 litros (FIGURA 9), que, após preenchidos, foram transportados para o sistema experimental montado Universidade Federal do Cariri.

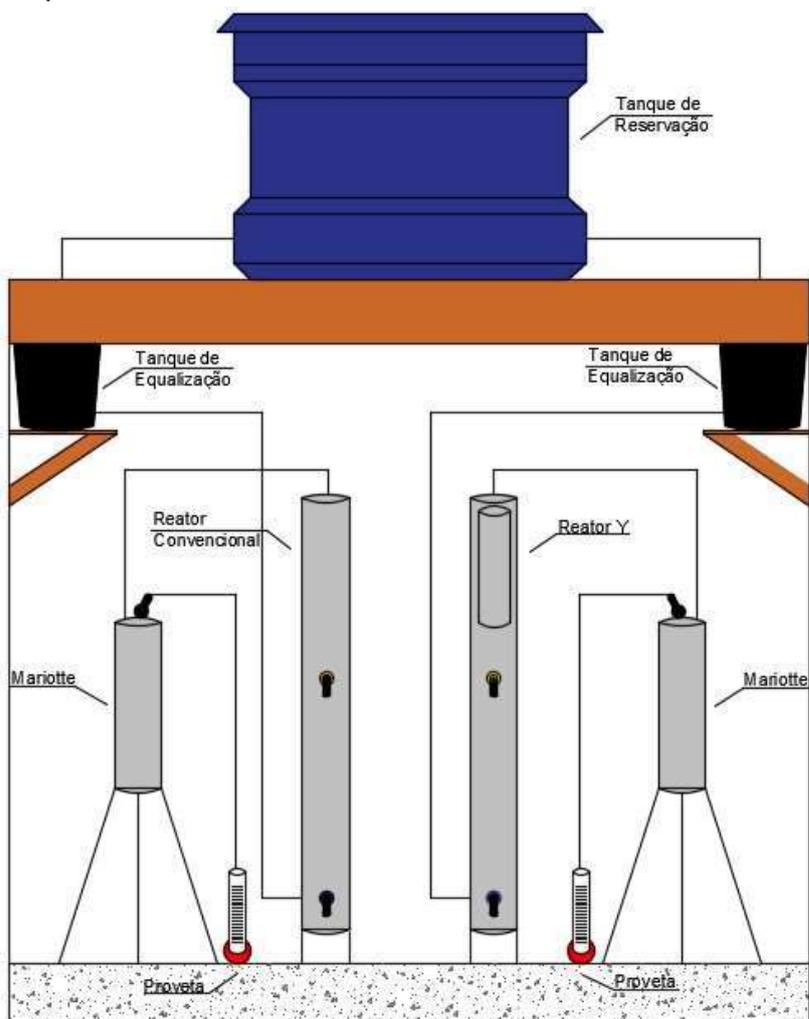
No sistema experimental de tratamento de efluentes da UFCA, ilustrado nas Figuras 10 e 11, o efluente do frigorífico foi armazenado em um tanque de reservação com capacidade para 500 litros, instalado a 1 m de altura acima dos reatores. Posteriormente o efluente fluía, por ação da gravidade, para reservatórios com capacidade para 20 litros (tanques de equalização), nos quais foram instaladas boias de nível mecânicas para controlar a dispersão de líquidos no interior dos mesmos, mantendo-os sempre cheios. Dos tanques de equalização, instalados a 0,5 m de altura acima dos reatores, os efluentes do frigorífico, também pela ação da gravidade, e com vazões constantes, foram conduzidos até os reatores UASB por meio de dispositivos de entrada (tubos de ¼" de diâmetro). Estes dispositivos lançavam os esgotos na parte central dos reatores, a 0,18m de sua base, visando favorecer um maior contato entre a matéria orgânica afluenta e a biomassa presente na zona de digestão do reator.

Figura 9 – Coleta da água residuária no frigorífico industrial



Fonte: Autor (2020).

Figura 10 – Representação esquemática do sistema experimental



Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Figura 11 – Representação real do sistema experimental



Fonte: Autor (2020).

#### 4.4. Partida dos reatores

O lodo utilizado para a inoculação dos reatores foi cedido pela Companhia de Água e Esgoto do Estado do Ceará (CAGECE) e foi retirado de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo – UASB que operava em condições mesófilas no tratamento de esgoto sanitário. Este lodo anaeróbio ativo apresentava concentrações de sólidos totais e sólidos totais voláteis de 44,2 g/L e 29,1 g/L, respectivamente, bem como relação STV/ST média foi 0,66, qualificando o lodo como inóculo com aproximadamente 66% de fração orgânica (microrganismos). Após a caracterização, o lodo foi aclimatado nos reatores. A inoculação foi realizada com o volume de 2 kg de lodo para cada reator, aproximadamente 10% do volume dos reatores, totalizando 4 kg de lodo.

A estimativa do volume de lodo de inóculo necessário à partida dos reatores foi calculada conforme as recomendações de Campos (1999). Os reatores foram operados a temperatura ambiente, com média de 29,7°C e com tempo de detenção hidráulica de 6,5 e 7,5 horas nos reatores R1 e R2, respectivamente.

#### 4.5. Coleta e monitoramento dos efluentes líquidos

A coleta do esgoto afluente aos reatores foi realizada no tanque de equalização (Figura 12). No R1, a coleta do efluente foi realizada através de uma canaleta com vertedores triangulares localizada na parte superior (Figura 13), já no R2 a coleta foi realizada na extremidade livre onde ocorria a descarga do efluente (Figura 14).

Figura 12 – Tanque de equalização (afluente)



Fonte: Autor (2019).

Figura 13 – Canaleta com vertedores triangulares (R1)



Fonte: Autor (2020).

Figura 14 – Extremidade livre onde ocorre a descarga do efluente (R2)



Fonte: Autor (2020).

O monitoramento dos reatores UASB foi realizado no período de fevereiro a agosto de 2019, sempre entre às 13h00 e 14h00, perfazendo um total de 17 coletas, de forma a avaliar a desempenho operacional de cada reator.

A estratégia de monitoramento seguiu as diretrizes sugeridas por Chernicharo (2016), cujos parâmetros analisados, pontos, frequência de amostragem e metodologias utilizadas em cada análise estão apresentadas na Tabela 7.

Tabela 7 – Parâmetros analisados durante o monitoramento dos reatores UASB estudados nesta pesquisa

Parâmetros	Unidade	Metodologia	Amostragem	Frequência
<b>Eficiência de tratamento</b>				
Sólidos suspensos Totais (SST)	mg/L	Gravimétrico 2540-D	Afluente Efluente	semanal
Demanda química de oxigênio (DQO)	mgO <sub>2</sub> /L	Refluxação fechada 5220-C	Afluente Efluente	semanal
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)	mgO <sub>2</sub> /L	Incubação: 5210-B Oxigênio dissolvido: 4500-O G	Afluente Efluente	semanal
Vazão Volumétrica de biogás	Nm <sup>3</sup> /d	Varição do deslocamento	Separador de fases	semanal
<b>Estabilidade operacional</b>				
Temperatura (T)	° C	Termômetro com filamento de mercúrio 2550-A	Afluente Efluente	semanal
Potencial hidrogeniônico (pH)	-	Eletrométrico 4500-B	Afluente Efluente	semanal
Ácidos graxos voláteis (AGV)	mgHAc/L	Titulação potenciométrica	Afluente Efluente	semanal
Alcalinidade total (AT)	mgCaCO <sub>3</sub> /L	Titulação potenciométrica	Afluente Efluente	semanal
Alcalinidade por ácidos voláteis (AAV)	mgCaCO <sub>3</sub> /L	Titulação potenciométrica	Afluente Efluente	semanal
Alcalinidade de bicarbonato (AB)	mgCaCO <sub>3</sub> /L	Titulação potenciométrica	Afluente Efluente	semanal
Composição do biogás	%(CH <sub>4</sub> - CO <sub>2</sub> )	Diferença de volume	Separador de fases	semanal
<b>Quantidade do lodo</b>				
Sólidos totais (ST)	mg/L	Gravimétrico 2540-B	Afluente Efluente	semanal
Sólidos voláteis totais (SVT)	mg/L	Gravimétrico 2540-E	Afluente Efluente	semanal

Fonte: Adaptada de Chernicharo (2016).

Os parâmetros de temperatura e pH foram determinados *in loco*, e os demais foram realizados no Laboratório de Saneamento (LASAN) da Universidade Federal do Cariri (UFCA) – *Campus Juazeiro do Norte*.

As análises de ácidos graxos voláteis, de alcalinidade total e de suas frações (alcalinidade devido aos ácidos voláteis e alcalinidade de bicarbonato), foram determinadas pelo método de Kapp (1984), descrito por Buchauer (1998). A composição do biogás foi verificada através do kit desenvolvido pela Embrapa Suínos e Aves - ALFAKI, a produção de biogás foi determinada pelo método de Aquino *et al.* (2007). As preparações das amostras e às demais análises seguiram

as metodologias propostas em *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA *et al.*, 2012).

Tabela 8 – Condições operacionais dos reatores R1 e R2 em função das cargas orgânicas volumétricas

Parâmetros	Valores médios			
	R1		R2	
Carga orgânica volumétrica (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)	6,5	8,4	5,6	7,2
Vazão afluyente (m <sup>3</sup> /h)	0,0037	0,0037	0,0037	0,0037
Tempo de funcionamento do reator (h)	24	24	24	24
Tempo de detenção hidráulica (h)	6,5	6,5	7,5	7,5
Carga hidráulica volumétrica (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .d)	3,7	3,7	3,2	3,2
Carga biológica (kg DQO/kgSTV.d)	0,2	0,4	0,2	0,4
Velocidade ascensional do fluido (m/h)	0,21	0,21	0,21	0,21

Fonte: Autor (2020).

#### 4.6. Coleta e monitoramento da vazão volumétrica e da composição de biogás

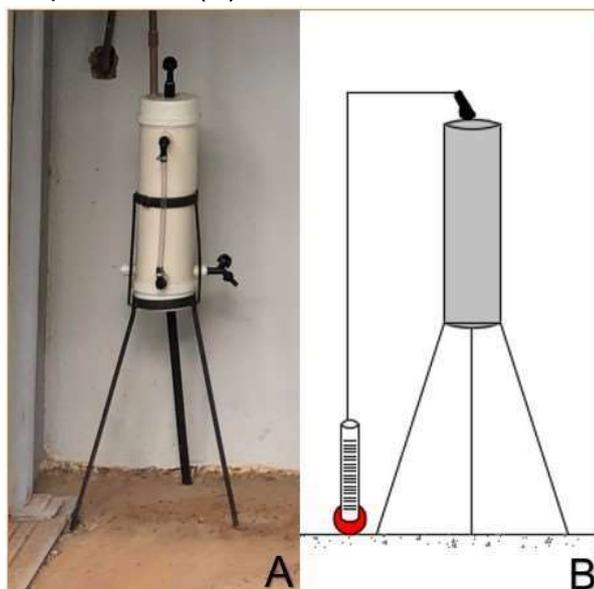
Para coleta e determinação da vazão volumétrica do biogás, utilizou-se a versão do frasco Mariotte, apresentado na Figura 15. Este frasco foi confeccionado com material em PVC, com capacidade para 10 litros cada. Estes mariottes, contendo água, eram conectados a saída de biogás dos reatores através de tubulação de PVC (tubo de 25 mm de diâmetro) vedadas com silicone, para evitar perdas na rota até o Mariotte. Desse modo, os volumes de biogás produzidos foram quantificados pelas variações dos deslocamentos dos líquidos contidos nos Mariottes, ou seja, os volumes de água expulsos dos Mariottes corresponderam às produções de biogás nos reatores UASB.

A composição do biogás gerado nos reatores foi verificada através do kit desenvolvido pela Embrapa Suínos e Aves - ALFAKI. Este kit permite analisar de forma simples e rápida a composição dos gases predominantes no biogás. Foram realizadas leituras para os parâmetros: Amônia, Gás sulfídrico, Gás carbônico e Metano. A técnica de leitura da Amônia e Gás sulfídrico consiste no método colorimétrico, depois do contato biogás-solução para os respectivos gases. A leitura do Gás carbônico e Metano foram realizados pela diferença entre o volume de gás

inicial e final, também depois do contato biogás-solução utilizando seringas, representados na Figura 16.

A periodicidade das análises da fase gasosa foi a mesma da fase líquida, sendo as análises realizadas no mesmo dia e hora.

Figura 15 – Representação real (A) e esquemática (B) do frasco Mariotte



Fonte: Autor (2020).

Figura 16 – Análise de metano e dióxido de carbono



Fonte: Autor (2020).

#### 4.7. Quantificação dos parâmetros de monitoramento

Em conformidade com os parâmetros recomendados para avaliação do comportamento dos reatores UASB foram definidos cálculos para interpretação dos

dados obtidos. Para a obtenção dos resultados de eficiência de remoção dos parâmetros analisados e estatística básica aplicada, assim como implementação de gráficos, foi utilizado o *software Microsoft Excel*® 2016.

A eficiência em termos de remoção (%) dos constituintes da água residuária foi determinada a partir do cálculo da razão entre a diferença das concentrações (afluente e efluente) e a concentração de efluente de cada parâmetro, como descrito na Equação 13.

$$E = \frac{(X_{Afluente} - X_{Efluente})}{X_{Afluente}} \quad (13)$$

onde,  $E$  corresponde a eficiência de remoção do constituinte específico (%),  $X_{Afluente}$  a concentração do constituinte no afluente do reator (mg/L) e  $X_{Efluente}$  a concentração do constituinte no efluente do reator (mg/L).

No tratamento dos dados, realizou-se a análise descritiva, contendo: máximo, mínimo, média, coeficiente de variação e quartis. Esses valores estão apresentados na Seção 5 (resultados e discussão) em forma de tabela e gráficos (*box-plot*) com o objetivo de comparar visualmente os resultados experimentais em cada reator operado.

Para analisar o efeito da estabilidade e do desempenho operacional na produção de biogás, os dados de carga biológica (CB), carga orgânica volumétrica (COV), alcalinidade total (AT), ácidos graxos voláteis (AGV), demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), produção volumétrica de biogás, bem como as relações (AGV/AT) e (DQO/DBO), foram analisados por meio de testes de normalidade e de hipóteses usando o *software* BIOESTAT 5.3.

Aplicou-se o teste de Shapiro-Wilk ( $\alpha=0,05$ ) para analisar a normalidade dos dados, devido o número de amostras realizadas ser menor que cinquenta ( $n<50$ ). Após verificar que os dados apresentavam distribuição não normal, foi usado o teste de hipóteses de Kruskal-Wallis (não paramétrico), a fim de verificar a existência de diferença estatística entre os parâmetros. Ambos os testes adotaram nível de significância de 5% (CALEGARI-JAQUES, 2003).

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados apresentados nesta seção da pesquisa referem-se ao monitoramento da estabilidade e da eficiência de tratamento dos reatores UASB avaliados nesta pesquisa.

Na Tabela 9 constam os resultados da estatística descritiva aplicada aos dados de todos os parâmetros determinados em amostras dos afluentes e efluentes dos reatores R1 e R2.

Ao se analisar, na Tabela 9, a variabilidade dos dados em relação a média (coeficiente de variação - CV), verifica-se que, de acordo com a classificação de Pimentel Gomes (1981), os valores de temperatura e de pH estavam próximos de suas respectivas médias ( $CV < 10\%$ ). Já os dados dos parâmetros alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato, demanda química de oxigênio, demanda bioquímica de oxigênio, sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos suspensos voláteis apresentaram média dispersão em relação as suas médias ( $10 \leq CV < 20$ ). Com relação aos demais parâmetros (ácidos graxos voláteis, alcalinidade dos ácidos voláteis e sólidos suspensos totais), as dispersões dos seus dados em relação as suas médias foram consideradas elevadas ( $CV > 30\%$ ).

Segundo Aquino e Chernicharo (2005), reatores anaeróbios estáveis, operando em condições favoráveis ao crescimento microbiano, e na ausência de fatores de estresse, as etapas da digestão anaeróbia ocorrerão em passos semelhantes, de forma a ocorrer uma equalização das taxas de produção e consumo dos compostos intermediários. Nestes casos não existirá acumulação significativa de ácidos graxos voláteis (AGVs) e o processo deveria operar próximo ao equilíbrio dinâmico. Apesar disso, essa condição é dificilmente verificada em estações de tratamento de esgotos (ETEs), devido a variações na composição, concentração e vazão do afluente, e às mudanças de condições ambientais (temperatura, ausência temporária de nutrientes, presença temporária de compostos tóxicos).

Nos Itens 5.1 ao 5.5. constam as discussões dos resultados dos parâmetros que estão na Tabela 9.

Tabela 9 – Estatística descritiva dos dados dos parâmetros físico-químicos determinados em amostras dos afluentes e dos efluente dos reatores UASB estudados nesta pesquisa.

PARÂMETROS	Faixa de variação (mínimo-máximo)				MEDIANA				CV (%)			
	AF	EFR1	EFR2	AF	EFR1	EFR2	AF	EFR1	EFR2	AF	EFR1	EFR2
Temperatura (°C)	28,7 - 31	28,4 - 30,3	28,3 - 30,2	29,7	29,6	29,7	2,0	1,9	1,9	2,0	1,9	1,9
pH	7,2 - 7,8	7 - 7,8	7,06 - 7,9	7,4	7,3	7,3	2,1	3,1	3,3	2,1	3,1	3,3
Alcalinidade total (AT: mg CaCO <sub>3</sub> /L)	372 - 628	472 - 624	466 - 622	475,8	553,4	548,6	13,8	7,3	8,7	13,8	7,3	8,7
Alcalinidade a bicarbonato (AB: mg CaCO <sub>3</sub> /L)	339,1 - 568,9	442,2 - 612	459,6 - 607	427,2	530,6	525,9	14,9	8,3	9,6	14,9	8,3	9,6
Ácidos graxos voláteis (AGV: mgHAc/L)	41,7 - 260	23,9 - 75,3	12,7 - 73,7	96,5	44,1	42,2	59,9	35,7	42,6	59,9	35,7	42,6
Alcalinidade dos ácidos voláteis (AAV: mg CaCO <sub>3</sub> /L)	25,0 - 156	14,3 - 45,2	7,6 - 44,6	57,9	26,4	25,3	59,9	35,8	42,6	59,9	35,8	42,6
Demanda química de oxigênio (DQO: mgO <sub>2</sub> /L)	742,7 - 2556,8	250 - 717,4	202,2 - 677,5	1939,3	508,4	527,5	21,4	19,9	19,6	21,4	19,9	19,6
Demanda bioquímica de oxigênio (DBO: mgO <sub>2</sub> /L)	320,4 - 1537,6	95,5 - 373,1	91,9 - 392,5	1045,1	270,7	281,3	26,5	24,8	23,8	26,5	24,8	23,8
Sólidos totais (ST: mg/L)	746 - 1648	462 - 662	553 - 438	1063,6	567,7	553	24,7	17,7	21,8	24,7	17,7	21,8
Sólidos totais voláteis (STV: mg/L)	420 - 972	303 - 514	241 - 426	649,3	405,7	327	27,2	26,0	28,5	27,2	26,0	28,5
Sólidos suspensos totais (SST: mg/L)	348,6 - 674	82 - 198	129 - 232	548,2	148	179	31,9	40,3	28,8	31,9	40,3	28,8
Sólidos suspensos Voláteis (SSV: mg/L)	266,8 - 480	48 - 128	56 - 97	401,6	85,3	74	29,2	14,2	9,0	29,2	14,2	9,0

Legenda: AF (esgoto afluente), EFR1 (efluente do reator 1), EFR2 (efluente do reator 2), CV (coeficiente de variação). Nº de dados: 17  
 Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

## 5.1. Temperatura

Na Tabela 9 observa-se que as temperaturas afluentes aos reatores UASB variaram entre 28,7 e 31°C, com média de 29,7°C. No efluente do R1 a variação foi de 28,4 a 30,3°C, com média de 29,6°C, e no efluente do R2 foi de 28,3 a 30,3°C, com média de 29,7°C. A partir destes valores depreende-se que as temperaturas dos esgotos afluentes aos reatores se mantiveram próximas a faixa considerada ótima para a digestão anaeróbia, que é de 30 a 35°C. (CHERNICHARO, 2016; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

## 5.2. pH, alcalinidade e ácidos graxos voláteis

Os valores de pH nos efluentes dos reatores R1 e R2 variaram na faixa de 7,0 a 7,8 e 7,06 a 7,9, respectivamente, não tendo sido verificado, por meio do teste de Kruskal-Wallis, variação significativa entre os reatores R1 e R2 durante o período operacional (estatística com nível de significância de 0,05). Estes resultados indicam que a alcalinidade estabelecida nos reatores manteve a capacidade de tamponamento dos meios. De acordo Chernicharo (2016), em reatores UASB, valores de pH entre 6,6 e 7,4 são ótimos para o desenvolvimento dos microrganismos envolvidos no processo, valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3 inibem a produção de metano. Em estudo mais recente realizado por Antwi *et al.* (2017), a faixa de pH ótima para o metabolismo das bactérias metanogênicas foi de 7,19 a 8,78.

Com relação as medianas de alcalinidade total, os valores das concentrações foram de 427,2; 530,6 e 525,9 mgCaCO<sub>3</sub>/L para o afluente, efluente do R1 e efluente do R2, respectivamente. De acordo com o teste de Kruskal-Wallis, não houveram diferenças significativas entre as medianas dos efluentes do R1 e R2 neste parâmetro. Deste modo, pode-se afirmar que a capacidade de tamponamento natural presente no esgoto foi suficiente para evitar elevadas mudanças nos valores de pH dos reatores UASB. Assim, infere-se que os dois reatores estudados apresentaram ótimas condições de tamponamento. De acordo com Campos *et al.* (2006), a capacidade de tamponamento é um fator relevante, especialmente quando se leva em consideração os custos com a manutenção, visto que a necessidade da adição de substâncias químicas para suplementação da alcalinidade gera um custo adicional para o processo.

Chernicharo (2016) enfatiza que o monitoramento da alcalinidade em um sistema de tratamento anaeróbio é mais importante que a verificação do valor do pH. Pelo fato do pH ser expresso em escala logarítmica, pequenas quedas de pH resultam em elevado consumo de alcalinidade, diminuindo a capacidade tampão do meio.

Com relação aos ácidos graxos voláteis (AGV) no afluente, no efluente do R1 e no efluente do R2, verifica-se, na Tabela 9, que as concentrações médias foram de 92,5; 44,1 e 42,2 mgHAc./L. Observar-se que a concentração média de ácidos graxos voláteis no afluente é mais que o dobro das concentrações obtidas R1 e R2, indicando que não ocorreu acúmulo desses compostos intermediários nos reatores. Esses resultados são corroborados pelo teste de Kruskal-Wallis, que indicou a ocorrência de diferenças significativas entre as medianas do esgoto afluente com os efluentes dos reatores R1 e R2. Ainda de acordo com o referido teste estatístico, não houveram diferenças significativas entre as medianas dos efluentes do R1 e R2 para os AGVs. A diminuição das concentrações de AGV resultou na produção de alcalinidade no R1 e R2, mantendo os valores de pH próximos à neutralidade e garantido a estabilidade dos reatores UASB.

### **5.3. Matéria orgânica**

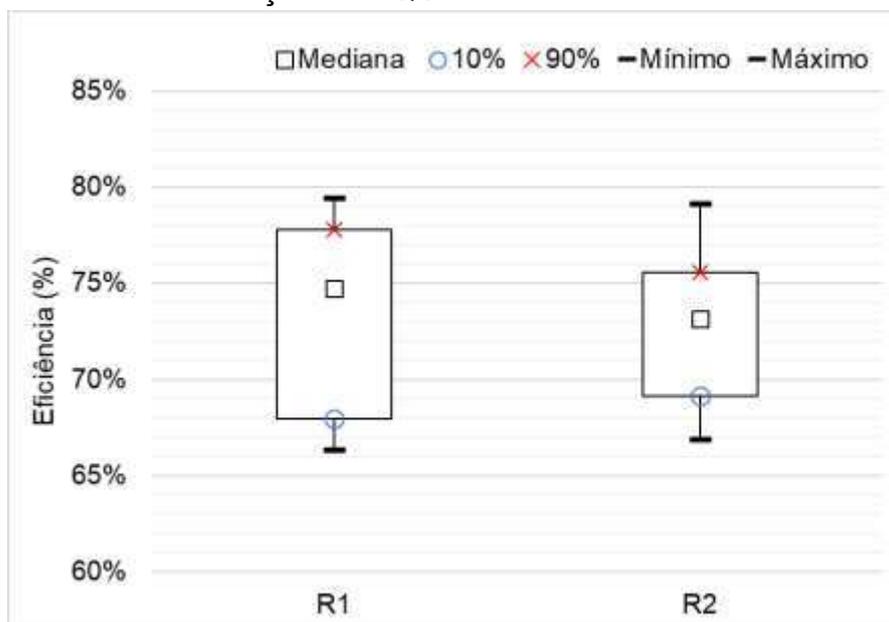
Observa-se, na Tabela 9, que o afluente aos reatores apresentou concentrações médias da demanda química de oxigênio (DQO) de 1939,3 mgO<sub>2</sub>/L, enquanto que nos efluentes de R1 e de R2 foram de 508,4 e 527,5 mgO<sub>2</sub>/L, respectivamente. Já as concentrações médias da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) no afluente foram de 1045,1 mgO<sub>2</sub>/L e de 270,7 e 281,3 mgO<sub>2</sub>/L nos reatores R1 e R2, respectivamente.

Para nível de comparação entre as concentrações de DQO e DBO de ambos os reatores, aplicou-se o teste Kruskal-Wallis. As concentrações dos reatores não apresentaram diferenças significativas. Desta forma, infere-se que para as condições de operação desta pesquisa, o elemento de separação de fases não afetou o desempenho dos reatores UASB em termos de remoção de matéria orgânica.

Ao se analisar a relação DBO/DQO do esgoto afluente aos reatores obteve-se o valor médio de 0,54, o que o caracteriza, de acordo com a literatura especializada, como de fácil biodegradabilidade (METCALF; EDDY, 2016).

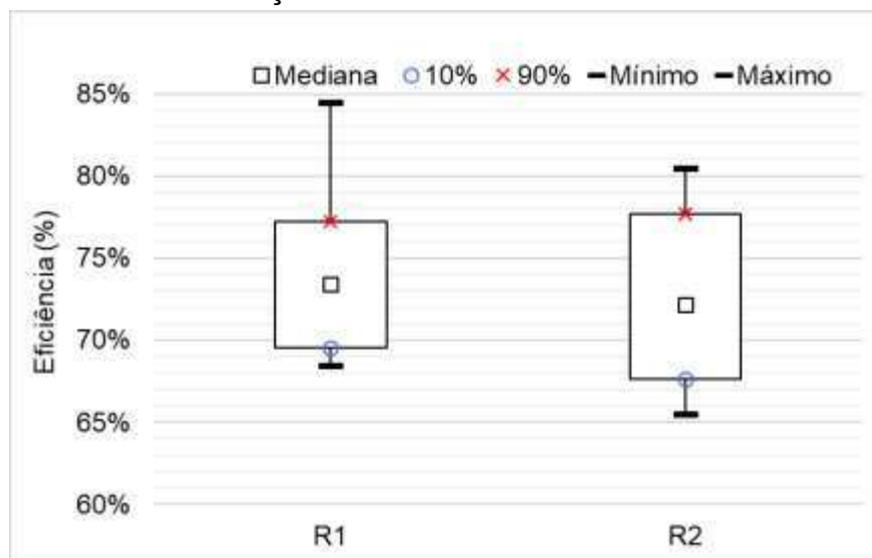
Da análise das Figuras 17 e 18, verifica-se que as eficiências médias de remoção de DQO foram obtidos valores médios de 75% e de 73% para o R1 e para o R2, respectivamente. No R1 foi obtida uma eficiência mínima de 66% e máxima de 79%, enquanto que no R2 a mínima foi de 67% e a máxima de 79%. Com relação as eficiências médias de remoção de DBO, foram obtidos os percentuais de 73 e 72% para o R1 e R2, respectivamente. No R1, o valor mínimo da eficiência foi de 68% e o máximo foi de 84%, já no R2 o mínimo foi 66% e o máximo de 80%. Os valores mínimos de eficiência de remoção de DQO, obtidos nos dois reatores, podem estar relacionados as variações de concentração na elevação da carga orgânica volumétrica.

Figura 17 – Gráfico (*box-plot*) da distribuição de dados da eficiência de remoção de DQO no R1 e R2



Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Figura 18 – Gráfico (*box-plot*) da distribuição de dados da eficiência de remoção de DBO no R1 e R2



Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Estes percentuais aproximam-se dos valores obtidos por Batstone *et al.* (2000), que ao modelarem a digestão anaeróbia em um reator anaeróbico híbrido de dois estágios, em grande escala, para tratamento de efluentes de matadouros de suínos, obtiveram eficiências de remoção de DQO variando na faixa de 70 a 85%.

Os valores também estão próximos dos reportados por Rajakumar *et al.* (2012) que investigou o desempenho de um reator anaeróbio de lodo híbrido (HUASB) tratando águas residuais de matadouros de aves sob condições mesofílicas. A uma carga orgânica volumétrica de 19 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, o reator alcançou eficiências de remoção de DQO variando de 70 a 86%.

#### 5.4. Sólidos em suspensão

Da Tabela 9 verifica-se que a concentração média afluente de sólidos suspensos reduziu de 548,2 mg/L para 191,2 e 220,8 nos reatores R1 e R2, respectivamente. A eficiência média de remoção de foi de 70% para o R1 e de 65% para o R2.

Em estudo semelhante, Loganath e Mazumder (2018) obtiveram eficiências de remoção de sólidos suspensos variando entre 72% e 98%. Os autores atribuíram a eficiência 72% ao período de partida do reator, já a eficiência mais elevada, de 98%, foi obtida devido a digestão anaeróbia e as reações físico-químicas sucedidas entre a biomassa e o esgoto afluente, o que, por sua vez, facilitou a retenção de sólidos suspensos dentro do reator.

A eficiência de remoção dos sólidos suspensos totais, nos reatores desta pesquisa, também se assemelha com o reportado pela literatura, de 65 a 80% (VON SPERLING, 2014).

### 5.5. Vazão volumétrica e composição do biogás

Os dados das vazões volumétricas e das composições das amostras do biogás monitorados durante toda a fase de investigação experimental estão apresentados nas Tabelas 10, 11 e 12. Nestas tabelas constam os resultados da estatística descritiva (média, máximo, mínimo e coeficiente de variação) dos dados obtidos para ambos os reatores.

Tabela 10 – Estatística descritiva das vazões volumétricas de biogás obtidas nos reatores R1 e R2

Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /d)	R1		R2	
	COV: 6,5 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 8,4 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 5,6 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 7,2 kgDQO/m <sup>3</sup> .d
Nº de dados	9	9	8	8
Média	0,058	0,069	0,058	0,070
Máximo	0,060	0,075	0,062	0,072
Mínimo	0,047	0,064	0,047	0,065
Coeficiente de variação (%)	8	5	9	3

Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Tabela 11 – Estatística descritiva da composição do biogás captado no R1

Composição do Biogás (%)	CH <sub>4</sub>		CO <sub>2</sub>	
	COV: 6,5 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 8,4 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 5,6 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 7,2 kgDQO/m <sup>3</sup> .d
Nº de dados	17	17	17	17
Média	80	78,1	20	21,9
Máximo	85	80	22,5	22,5
Mínimo	77,5	77,5	15	20
Coeficiente de variação (%)	3	1	12	5

Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Tabela 12 – Estatística descritiva da composição do biogás captado no R2

Composição do Biogás (%)	CH <sub>4</sub>		CO <sub>2</sub>	
	COV: 6,5 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 8,4 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 5,6 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	COV: 7,2 kgDQO/m <sup>3</sup> .d
Nº de dados	17	17	17	17
Média	79,4	79,4	20,6	20,6
Máximo	80	80	22,5	22,5
Mínimo	77,5	77,5	20	20
Coeficiente de variação (%)	1	1	6	6

Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

A análise dos dados das Tabelas 10, 11 e 12 mostra que, em média, foram obtidas vazões volumétricas de biogás, no R1, de 0,058 m<sup>3</sup>/d (com teor de metano de 80%), para a carga orgânica de 6,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, e de 0,069 m<sup>3</sup>/d (com teor de metano de 79,1%) para a carga orgânica de 8,4 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. No R2, foram obtidas vazões de biogás de 0,058 e 0,070 m<sup>3</sup>/d (ambas com teor de metano de 79,4%), para as cargas orgânicas de 5,6 e 7,3 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, respectivamente. Estes valores próximos dos reportados por Loganath e Mazumder (2018), que ao estudarem o desempenho de reatores UASB híbridos na remoção de carbono orgânico, nitrogênio total, remoção de sólidos em suspensão e na produção de biogás tratando águas residuais de matadouros. O reator obteve produção máxima de biogás de 0,0615 m<sup>3</sup>/d, com percentual de CH<sub>4</sub> estimado na faixa de 48 a 66%, enquanto a porcentagem do CO<sub>2</sub> no biogás foi de 24 a 30%, a uma taxa de carregamento de carbono orgânico total variando de 1,13 a 6,99 kgCOT/m<sup>3</sup>/d.

De acordo com o teste de Kruskal-Wallis, ocorreram diferenças significativas entre os valores das medianas das vazões volumétricas de biogás, obtidas para as COV de 6,5 e os valores obtidos para as COV de 8,4 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, no R1. Resultado semelhante foi obtido no R2, uma vez que as vazões de biogás obtidas com o reator operando com a COV de 5,6 foram significativamente diferentes das obtidas para a COV de 7,2 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. Essa variabilidade é influenciada pela variação gradual e crescente da matéria orgânica nas entradas nos reatores.

Ao se comparar os valores das vazões volumétricas de biogás captadas pelo elemento de separação de fases no R1 com os valores obtidos pela captação no elemento de separação de fases do R2, verificou-se, por meio do teste de Kruskal-Wallis, que não existiram diferenças significativas, com nível de significância de 5%. Assim, este resultado sugere que a substituição do elemento de separação de fases convencional pelo sistema de separação de fases implementado no reator tipo Y não contribui para uma maior captação de biogás em sua saída. Portanto, a escolha do tipo de separador de fases de reatores UASB, modelo convencional ou modelo Y, pode ser definida com base em aspectos relacionados a complexidade de sua instalação, que terá reflexo nos custos de implementação.

Com o intuito de comparar os dados de produção volumétrica de biogás obtidos nesta pesquisa com os obtidos a partir da utilização de fórmulas empíricas, foi feito o cálculo para a produção diária esperada de biogás, a partir da metodologia

proposta por Chernicharo (2016). Na Tabela 13 estão apresentados os valores médios estimados por esta metodologia, como também os dados obtidos experimentalmente.

Tabela 13 – Valores médios experimentais e teóricos para a produção volumétrica de biogás

Variáveis	Reatores			
	R1 <sub>Experimental</sub>	R1 <sub>Teórico</sub>	R2 <sub>Experimental</sub>	R2 <sub>Teórico</sub>
Produção volumétrica de biogás (Nm <sup>3</sup> /d)	0,0597	0,0581	0,0608	0,0568
Erro absoluto relativo (%)	3		7	

Fonte: Elaborada pelo Autor (2020).

Os resultados indicam que a estimativa da produção volumétrica de biogás proposta por Chernicharo (2016) apresentou resultados satisfatórios, uma vez que os valores obtidos a partir desta estimativa aproximaram-se bastante dos resultados experimentais obtidos nesta pesquisa.

Contudo, é importante salientar que o monitoramento da produção e da composição do biogás não devem ser estimados apenas de forma teórica, uma vez que reatores UASB nem sempre são operados em condições favoráveis. Variações na composição, concentração e vazão do afluente afetam diretamente a produção e composição do biogás.

## 6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Com base nos resultados do estudo sobre a influência da configuração do elemento de separação de fases sobre a captação de biogás em reatores UASB tratando águas residuárias de frigorífico industrial, operados nas mesmas condições operacionais, após ter atingido as condições de equilíbrio dinâmico, são enunciadas as seguintes considerações finais:

- As estabilidades das condições anaeróbias dos reatores UASB apresentaram resultados satisfatórios, uma vez os valores de pH se mantiveram na faixa neutra e as concentrações de alcalinidade a bicarbonato apresentaram valores superiores aos das concentrações de alcalinidade devido aos ácidos voláteis.

- Com relação aos percentuais de remoção de DQO, foram obtidos valores médios de 75% e de 73% para o R1 e para o R2, respectivamente. Para a DBO, os valores médios foram de 73% (R1) e de 72% (R2). Para os sólidos totais em suspensão, as eficiências médias de remoção foram de 70% e de 65% para os reatores R1 e R2, respectivamente. Estes percentuais de remoção, apesar de não serem suficientes para produzirem efluentes com características compatíveis com a legislação pertinente a esta matéria, estão na faixa dos valores relatados na literatura especializada.

- Quanto as vazões volumétricas de biogás captadas nos interiores das campânulas de biogás, foram obtidos valores médios, no R1, de 0,058 m<sup>3</sup>/d (com teor de metano de 80%), para a carga orgânica de 6,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, e de 0,069 m<sup>3</sup>/d (com teor de metano de 79,1%) para a carga orgânica de 8,4 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. No R2, os valores médios foram de 0,058 e de 0,070 m<sup>3</sup>/d (ambas com teor de metano de 79,4%), para as cargas orgânicas de 5,6 e 7,2 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, respectivamente.

- De acordo com o teste de Kruskal-Wallis, ocorreram diferenças significativas entre os valores das medianas das vazões volumétricas de biogás, obtidas para as COV de 6,5 e os valores obtidos para as COV de 8,4 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, no R1. Resultado semelhante foi obtido no R2, uma vez que as vazões de biogás obtidas com o reator operando com a COV de 5,6 foram significativamente diferentes das obtidas para a COV de 7,2 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. Essa variabilidade é influenciada pela variação gradual e crescente da matéria orgânica nas entradas nos reatores.

- Ao se analisar estatisticamente os dados (teste de Kruskal-Wallis), foi verificado que não existiram diferenças significativas entre os desempenhos operacionais dos reatores estudados. Assim, foi constatado que as diferentes configurações dos elementos de separação de fases não exerceram influência, nas condições estudadas, na vazão volumétrica de biogás captada no interior da campânula de biogás. Deve ser acrescentado que ao se comparar as estimativas das produções volumétricas de biogás (vazões volumétricas:  $m^3/d$ ) obtidas a partir da utilização da equação proposta por Chernicharo (2016) com as produções de biogás obtidas experimentalmente, foram verificados erros de apenas 3 e 7% para o R1 e para o R2, respectivamente. Estes dados sugerem boa eficiência de captação do biogás total produzido nos reatores pelos elementos de separação de fases. Em tese, este resultado indica que praticamente todo o biogás produzido no interior dos reatores está sendo coletado pela campânula de biogás, contrariando informações disponíveis na literatura especializada sobre o percentual de metano produzido no reator UASB que escapa de forma dissolvida no efluente, que é de 35 a 40 %.

- Da análise do biogás também se constatou semelhanças entre os dados da composição do biogás, com predominância significativa para o teor de metano. Este resultado é positivo e merece reflexões acerca da possibilidade da utilização de reatores UASB como uma tecnologia sustentável para a geração de energia a partir do biogás em frigoríficos industriais, uma vez que, em síntese, a produção de energia a partir da biomassa precisa ser sustentável do ponto de vista ambiental, social e econômico. Cada tipo de biomassa possui características próprias como tamanho, forma e densidade, e a partir destes dados, é que serão determinadas as opções tecnológicas a serem utilizadas em seu aproveitamento energético. Assim, mesmo sendo de amplo conhecimento os benefícios ambientais da exploração da biomassa como insumo energético, deve ser verificado um modelo competitivo deste aproveitamento junto ao setor de energia.

## 7. SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS

- Ante os resultados obtidos, fica a sugestão de que, a princípio, a escolha da configuração do elemento de separação de fases, notadamente relacionada ao modelo convencional ou ao modelo Y, tratando efluentes de frigorífico industrial, pode ser feita com base em aspectos relacionados a complexidade de sua instalação, que terá reflexo nos custos de sua construção.

- Como sugestão adicional recomenda-se realizar um estudo contínuo, ao longo do tempo de detenção hidráulica dos reatores, da produção total do biogás (no interior da campânula de biogás e dissolvido junto com o efluente do reator) para efeito de análise da real eficiência de captação do biogás pelos elementos de separação de fases.

- Por fim, recomenda-se o monitoramento da produção do biogás gerado por meio de uma instrumentação eletrônica computadorizada para subsidiar com informações de forma contínua a produção diária de biogás.

## 8. REFERÊNCIAS

ABPA (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE PROTEÍNA ANIMAL). **Relatório Anual de 2018**, 176 p. 2018.

ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica). **Valores das cotas do PROINFA para 2020 são aprovados**. Disponível em: < <http://bit.ly/2M4jeTQ>> Acesso em: 02 de fev. de 2020.

ANTWI, Philip; LI, J.; BOADI, P. O.; MENG, J.; KOBLAH, Q. F.; WANG X.; REN N.; BUELNA G. Efficiency of an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating potato starch processing wastewater and related process kinetics, functional microbial community and sludge morphology. **Bioresource Technology**, v. 239, p.105-116, 2017.

APHA, AWWA, WEF. **Standard Methods for examination of water and wastewater**. 22 ed. Washington: American Public Health Association; 2012.

AQUINO, S. F. de; FORESTI, Eugênio; SANTOS, Maria de Lourdes Florêncio dos; MONTEGGIA, Luiz O. Metodologias para determinação da Atividade Metanogênica Específica (AME) em Lodos Anaeróbios. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. v.12. n. 2, p. 192-201. 2007.

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

ARTSUPHO, Leenawat; JUTAKRISDSADA, Pasakorn; LAUNGPHAIROJANA, Atip; RODRIGUEZ, J. Filemon; KAMWILAIKAK, Khanita. Effect of Temperature on Increasing Biogas Production from Sugar Industrial Wastewater Treatment by UASB Process in Pilot Scale. **Energy Procedia**, v. 100, p.30-33, 2016.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 12209**. Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. Rio de Janeiro, 2011.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 9800**. Critérios para lançamento de efluentes líquidos industriais no sistema coletor público de esgoto sanitário. Rio de Janeiro, 1987.

BATSTONE, D. J.; KELLER, J.; NEWELL, R. B.; NEWLAND, M. Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. II: parameter estimation and validation using slaughterhouse effluent. **Bioresource Technology**, v. 75, n. 1, p.75-85, 2000.

BATSTONE, D.J.; KELLER, J.; ANGELIDAKI, I.; KALYUZHNYI S.V.; PAVLOSTATHIS S.G; ROZZI A.; SANDERS W.T.M.; SIEGRIST H.; VAVILIN V.A. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). **Water Science And Technology**, v. 45, n. 10, p.65-73, 2002.

BHUNIA, Puspendu; GHANGREKAR, M.M. Influence of biogas-induced mixing on granulation in UASB reactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 41, n. 2, p.136-141, 2008.

BLUNDEN, Jessica; ARNDT, Derek S. State of the Climate in 2018. **Bulletin Of The American Meteorological Society**, v. 100, p.1-305, 2019.

BOS, Kyra; GUPTA, Joyeeta. Stranded assets and stranded resources: Implications for climate change mitigation and global sustainable development. **Energy Research & Social Science**, v. 56, p.01-15, 2019.

BOTHEJU, D.; BAKKE, R. Oxygen effects in Anaerobic Digestion – A Review. **The open Waste Management Journal**, v.4, p.1-19, 2011.

BRASIL. Constituição (2002). Lei nº 10438, de 26 de abril de 2002. Dispõe sobre a expansão da oferta de energia elétrica emergencial, recomposição tarifária extraordinária, cria o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (Proinfa), a Conta de Desenvolvimento Energético (CDE). **Presidência da República**: Casa Civil. Brasília, DF, 2002.

BRASIL. **Estimativas anuais de gases do efeito estufa no Brasil**. Brasília, 3. ed. Brasília, Distrito Federal: Ministério da ciência, tecnologia, inovação e comunicação, 88 p. 2016.

BRASIL. **Guia técnico de aproveitamento energético de biogás em estações de tratamento de esgoto**. Brasília, Distrito Federal: Ministério das Cidades, 183 p. 2017.

BRASIL. **Tecnologias de digestão anaeróbia com relevância para o Brasil: substratos, digestores e uso de biogás**. Brasília, Distrito Federal: Ministério das Cidades, 83 p. 2015a.

BRASIL. **Pretendida contribuição nacionalmente determinada**. Brasília, Distrito Federal, 10 p. 2015b.

BRASIL. **Projeções do Agronegócio: BRASIL 2018/19 a 2028/29 Projeções de longo prazo**. Brasília, Distrito Federal: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. 126 p., 2019.

BUCHAUER, K. A. Comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to wastewater and sludge treatment processes. **Water SA**, v. 24, n. 1, p. 49-56, 1998.

BUSTILLO-LECOMPTE, Ciro Fernando; MEHRVAR, Mehrab. Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. **Journal Of Environmental Management**, v. 161, p.287-302, 2015.

BUSTILLO-LECOMPTE, Ciro Fernando; MEHRVAR, Mehrab. Treatment of actual slaughterhouse wastewater by combined anaerobic–aerobic processes for biogas

generation and removal of organics and nutrients: An optimization study towards a cleaner production in the meat processing industry. **Journal Of Cleaner Production**, v. 141, p.278-289, 2017.

CAIXETA, Cláudia E.T.; CAMMAROTA, Magali C.; XAVIER, Alcina M.F. Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. **Bioresource Technology**, v. 81, n. 1, p.61-69, 2002.

CALEGARI-JAQUES, S. M. **Bioestatística: princípios e aplicações**. Artmed Editora S.A, Porto Alegre, 2003. 255 p.

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

CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. PROSAB. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

CEPEA (CENTRO DE ESTUDOS AVANÇADOS EM ECONOMIA APLICADA) - ESALQ/USP. **Relatório PIBAgro-Brasil (Dezembro/2017)**, 2018. 19 p.

CHENG, D.I.; NGO, H.H.; GUO, W.S.; CHANG, S.W.; NGUYEN. D.D.; KUMAR, S.M. Microalgae biomass from swine wastewater and its conversion to bioenergy. **Bioresource Technology**, v. 275, p.109-122, 2019.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios: Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2016.

CHERNICHARO, C. A. L.; BORGES, J. M. **Metodologia utilizada durante a partida de um reator UASB de 477 m<sup>3</sup> tratando esgotos tipicamente domésticos**. In: Anais do XXV Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental. 1996, v. 2, p. 661-665.

CHERNICHARO, C. A. L.; STUETZ, R. M. **Improving the design and operation of UASB reactors for treating domestic wastewater: management of gaseous emissions**. In.: IX Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion. 2008, Isla de Pascua. Proceedings of the IX Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion. 2008, p. 1-8.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN LIER, J. B.; NOYOLA, A.; RIBEIRO, T. Bressani. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Reviews In Environmental Science And Bio/technology**, v. 14, n. 4, p.649-679, 2015.

DARTORA, V.; PERDOMO, C. C.; TUMELERO, I. E. **Manejo de Dejetos Suínos**. Boletim Informativo de Pesquisa. Embrapa Suínos e Aves e Extensão - EMATER/RS, 1998.

DEL NERY, Valéria, Valéria, Alves, Inaê, Zamariolli Damianovic, Márcia Helena Rissato, Pires, Eduardo Cleto. Hydraulic and organic rates applied to pilot scale UASB reactor for sugar cane vinasse degradation and biogas generation. **Biomass And Bioenergy**, v. 119, p.411-417, 2018.

DEUBLEIN, Dieter; STEINHAUSER, Angelika. **Biogas from Waste and Renewable Resources. An Introduction**. Deggendorf: Wiley-vch, 429 p. 2008.

EKPENI, Leonard E. N.; BENYOUNIS, K. Y.; NKEM-EKPENI, F.; STOKES, J.; OLABI, A. G. Energy Diversity through Renewable Energy Source (RES) – A Case Study of Biomass. **Energy Procedia**, v. 61, p.1740-1747, 2014.

EPA. **Inventory of U.S. greenhouse gas emissions and sinks: 1990-2017** – EPA430-R-05-003. Washington, D.C.: U.S. Environmental Protection Agency. 2019.

FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE e. V – FNR (edit.). **Guia Prático do Biogás: Geração e Utilização**. Ministério da Nutrição, Agricultura e Defesa do Consumidor da Alemanha, 233 p, 2010.

FANG, H. H. P.; CHUI, H. K.; LI, Y.Y. Microbial Structure and Activity of UASB Granules Treating Different Wastewaters. **Wat. Sci Tech.**, v. 30, p.87 – 96, 1994.

FEIL, A. A.; SCHREIBER, D. Sustentabilidade e desenvolvimento sustentável: desvendando as sobreposições e alcances de seus significados. **Cadernos EBAPE.BR**, v.15, n.3, p.667-681, 2017

FERRAZ JÚNIOR, A. D. Nunes; KOYAMA, M. H.; ARAÚJO JÚNIOR, M. M.; ZAIAT, M. Thermophilic anaerobic digestion of raw sugarcane vinasse. **Renewable Energy**, v. 89, p.245-252, 2016.

GERBENS-LEENES, P.W.; MEKONNEN, M.M.; HOEKSTRA, A.Y. The water footprint of poultry, pork and beef: A comparative study in different countries and production systems. **Water Resources And Industry**, v. 1-2, p.25-36, 2013.

GIGLIOTTI, Massimo; SCHMIDT-TRAUB, Guido; BASTIANONI, Simone. The Sustainable Development Goals. **Encyclopedia Of Ecology**, p.426-431, 2019.

HANDREICHUNG BIOGASNUTZUNG, Institut für Energetik und Umwelt GmbH. BVA Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, 2004.

HARTLEY, K.; LANT, P. Eliminating non-renewable CO<sub>2</sub> emissions from sewage treatment: an anaerobic migrating bed reactor pilot plant study. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 95, n. 3, p. 384-398, 2006.

HEFFERNAN, B.; VAN LIER, J. B.; VAN DER LUBBE, J. Performance review of large scale up-flow anaerobic sludge blanket sewage treatment plants. **Water Science and Technology**. v. 63, n. 1, p. 100-107, 2011.

INTANOO, Patcharee; RANGSANVIGIT, P.; MALAKUL, P.; CHAVADEJ, S. Optimization of separate hydrogen and methane production from cassava

wastewater using two-stage upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) system under thermophilic operation. **Bioresource Technology**, v. 173, p.256-265, 2014.

IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change). **Climate Change 2014: Mitigation of Climate Change. Working Group III Contribution to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change**. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 2014.

IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change). **Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change**. SOLOMON, S.; QIN, D.; MANNING, M.; CHEN, Z.; MARQUIS, M.; K.B.M TIGNOR; MILLER, H.L. (Eds.). Cambridge University Press. Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 996 p. 2007.

ISIK, M; SPONZA, D. Effects of alkalinity and co-substrate on the performance of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor through decolorization of Congo Red azo dye. **Bioresource Technology**, v. 96, n. 5, p.633-643, 2005.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 8. ed. Rio de Janeiro: ABES. 916 p. 2017.

KUMARI, Khushboo; SURESH, S.; ARISUTHA, S.; SUDHAKAR, K. Anaerobic co-digestion of different wastes in a UASB reactor. **Waste Management**, v. 77, p.545-554, 2018.

LATIF, Muhammad Asif; GRUFRAN, Rumana; WAHID, Z. A.; AHMAD, A. Integrated application of upflow anaerobic sludge blanket reactor for the treatment of wastewaters. **Water Research**, v. 45, n. 16, p.4683-4699, 2011.

LEITÃO, R. C.; SILVA FILHO, J. A.; SANDERS, W.; VAN HAANDEL, A.C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effect of operational conditions on the performance of UASB reactors for domestic wastewater treatment. **Water Science and Technology**, v.52, n.1/2, p. 299-305, 2005.

LETTINGA G. **My Anaerobic Sustainability Story**, Lettinga Foundation, 2014.

LETTINGA G.; VAN VELSEN A. F.; HOBMA S.W.; ZEEUW W.; KLAPWY A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially for anaerobic treatment. **Biotechnology Bioengineering**, v. 22, p.699 - 734. 1980.

LEW, B.; LUSTIG, I.; BELIAVSKI, M.; TARRE, S.; GREEN, M. An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 7, p.4921-4924, 2011.

LI, Jinye; HU, B.; ZHENG, B.; QAISAR, M.; MEI, L. Filamentous granular sludge bulking in a laboratory scale UASB reactor. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 9, p.3431-3438, 2008.

LOGANATH, R.; MAZUMDER, Debabrata. Performance study on organic carbon, total nitrogen, suspended solids removal and biogas production in hybrid UASB reactor treating real slaughterhouse wastewater. **Journal Of Environmental Chemical Engineering**, v. 6, n. 2, p.3474-3484, 2018.

LÓPEZ-GONZÁLEZ, A.; FERRER-MARTÍ, L.; DOMENECH, B. Long-term sustainability assessment of micro-hydro projects: Case studies from Venezuela. **Energy Policy**, v. 131, p.120-130, 2019.

LU, Xueqin; ZHEN, G.; ESTRADA, A. L.; CHEN, M.; NI, J.; HOJO, T.; KUBOTA, K.; LI, Y. Operation performance and granule characterization of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating wastewater with starch as the sole carbon source. **Bioresource Technology**, v. 180, p.264-273, 2015.

MAJUMDER, P. S.; GUPTA, S. K. Degradation of 4-chlorophenol in UASB reactor under methanogenic conditions. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 10, p.4169-4177, 2008.

MEKONNEN, Mesfin M.; HOEKSTRA, Arjen Y. A Global Assessment of the Water Footprint of Farm Animal Products. **Ecosystems**, v. 15, n. 3, p.401-415, 2012.

METCALF, L.; EDDY, H. P. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. 5ª edição. Tradução: Ivanildo Hespanhol, Jose Carlos Mierzwa. Bookman. 2016.

MIKI, M. K. Dilemas do UASB. **Revista DAE**. n. 183, p. 25-37, 2010.

MOAWAD, A.; MAHMOUD; U. F.; EL-KHATEEB, M. A.; EL-MOLA, E. Coupling of sequencing batch reactor and UASB reactor for domestic wastewater treatment. **Desalination**, v. 242, n. 1-3, p.325-335, 2009.

MORTON, S.; PENCHEON, D.; BICKLER, G. The sustainable development goals provide an important framework for addressing dangerous climate change and achieving wider public health benefits. **Public Health**, v. 174, p.65-68, 2019.

MOUKAZIS, Ioannis; PELLERA, Frantseska-maria; GIDARAKOS, Evangelos. Slaughterhouse by-products treatment using anaerobic digestion. **Waste Management**, v. 71, p.652-662, 2018.

MUÑOZ, Raúl; MEIER, L.; DIAZ, I.; JEISON, D. A review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for biogas upgrading. **Reviews In Environmental Science And Bio/technology**, v. 14, n. 4, p.727-759, 2015.

NARNOLI, S. k.; MEHROTRA, Indu. Sludge blanket of UASB reactor: Mathematical simulation. **Water Research**, v. 31, n. 4, p.715-726, 1997.

NOYOLA, Adalberto; MORGAN-SAGASTUME, Juan Manuel; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, Jorge E. Treatment of Biogas Produced in Anaerobic Reactors for Domestic Wastewater: Odor Control and Energy/Resource Recovery. **Reviews In Environmental Science And Bio/technology**, v. 5, n. 1, p.93-114, 2006.

- OECD/FAO. **OECD-FAO Agricultural Outlook 2018-2027**, 112 p., 2018.
- PACHECO, J. W. F.; YAMANAKA, H. T. **Guia técnico ambiental de abate (bovino e suíno)**. São Paulo: CETESB (Série P + L), 2006. 98 p.
- PEREIRA, E. L. **Tratamento da água residuária de matadouro utilizando um sistema constituído de reatores com biofilme**. 2014. 214 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade de São Paulo, Lorena, São Paulo, 2014.
- PEREIRA, E. L.; PAIVA, T. C. B.; SILVA, F. T. Physico-chemical and Ecotoxicological Characterization of Slaughterhouse Wastewater Resulting from Green Line Slaughter. **Water, Air, & Soil Pollution**, v. 227, n. 6, p.1-12, 2016.
- PIMENTEL GOMES, F. **Curso de estatística experimental**. São Paulo: Nobel, 467p. 1985.
- POL, L. W. H., LOPES, S.I.C., LETTINGA, G. AND LENS, P.N.L. "Anaerobic Sludge Granulation". **Water Research**, v. 38, 1376 – 1389, 2004.
- POSSETTI, G. R. C.; RIETOW, J. C.; COSTA, F.J.O.G. DA; WAGNER, L. G.; LOBATO, L.C. DA S.; RIBEIRO, T. B.; MELO, D. F.; REIS, J. A.; CHERNICHARO, C. A. L. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário - Parte 5: Biogás e emissões fugitivas de metano. **Revista DAE**, v. 66, n. 214, p.73-89, 2018.
- PUYOL D.; MOHEDANO A. F., SANZ J. L.; RODRÍGUEZ J. J. Comparison of UASB and EGSB performance on the anaerobic biodegradation of 2,4-dichlorophenol. **Chemosphere**, v. 76, p.1192 - 1198, 2009.
- QASIM, Syed. R. **Wastewater treatment plants: planning, design, and operation**. Second Edition, Technomic publ. Co., USA, 1999.
- RAJAKUMAR, R.; MEENAMBAL, T.; SARAVANAN, P. M.; ANANTHANARAYANAN, P. Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor packed with pleated poly vinyl chloride rings. **Bioresource Technology**, v. 103, n. 1, p.116-122, 2012.
- RAJAKUMAR, R; MEENAMBAL, T. Comparative Study on Start – Up Performance of HUASB and AF Reactors Treating Poultry Slaughterhouse Wastewater. **International Journal Of Environmental Research**, v. 2, n. 11, p.401-410, 2008.
- RASTEGAR, S.O.; MOUSAVI, S. M.; SHOJAOSADATI, S. A.; SHEIBANI, S. Optimization of petroleum refinery effluent treatment in a UASB reactor using response surface methodology. **Journal Of Hazardous Materials**, v. 197, p.26-32, 2011.
- REN, Ting-ting; MU, Y.; NI, B.; YU, H. Hydrodynamics of upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Aiche Journal**, v. 55, n. 2, p.516-528, 2009.

ROCHA, Jozielle Marques da; FALEIRO, G. G. V.; MAGALHÃES, J. S. F.; PEREIRA, J. O. Avaliação da retenção de sólidos em inovadora configuração de reator UASB tratando esgoto doméstico. **Revista DAE**, v. 65, n. 205, p.29-44, 2017.

RODRÍGUEZ-MONROY, Carlos; MÁRMOL-ACITORES, Gloria; NILSSON-CIFUENTES, Gabriel. Electricity generation in Chile using non-conventional renewable energy sources – A focus on biomass. **Renewable And Sustainable Energy Reviews**, v. 81, p.937-945, 2018.

ROSA, A. P.; CHERNICHARO, C. A. L.; LOBATO, L.C.S.; SILVA, R. V.; PADILHA, R.F.; BORGER, J. M. Assessing the potential of renewable energy sources (biogas and sludge) in a full-scale UASB-based treatment plant. **Renewable Energy**, v. 124, p.21-26, 2018.

SACHS, Ignacy. **Desenvolvimento: includente, sustentável, sustentado**. Rio de Janeiro: Garamond, 2008.

SACHS, J.; SCHMIDT-TRAUB, G.; KROLL, C.; LAFORTUNE, G.; FULLER, G. **Sustainable Development Report 2019**. New York: Bertelsmann Stiftung and Sustainable Development Solutions Network, 2019.

SANDBERG, M.; AHRING, B.K. Anaerobic treatment of fish meal process wastewater in a UASB reactor at high pH. **Applied Microbiology And Biotechnology**, v. 36, n. 6, p.800-804, 1992.

SANTOS, Silvânia Lucas dos; CHAVES, Sílvia Raphaele Morais; VAN HAANDEL, Adrianus. Influence of temperature on the performance of anaerobic treatment systems of municipal wastewater. **Water Sa**, v. 44, n. 2, p.211-222, 2018.

SANTOS, Silvânia Lucas dos; CHAVES, Sílvia Raphaele Morais; VAN HAANDEL, Adrianus. Influence of phase separator design on the performance of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water Sa**, v. 42, n. 2, p.176-182, 2016.

SHAH, M.M. Sustainable Development. **Encyclopedia Of Ecology**, p.3443-3446, 2008.

SOUZA, L. C. **Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgoto doméstico em reatores UASB**. 2010. 127 f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

TAY J. H.; YAN Y.G. Influence of substrate concentration on microbial selection and granulation during start-up of upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Water Environment Research**, v. 68, p. 1140 – 1150, 1996.

TAY J.H.; XU H. L.; TEO, K. C. Molecular mechanism of granulation. I: H<sub>2</sub> translocation-dehydration theory. **Journal of Environmental Engineering**, v. 126, n. 5, p. 403 - 410, 2000.

UNFCCC - United Nations Framework Convention on Climate Change. **Transforming our world: the 2030 Agenda for Sustainable Development**. United Nations, 2015.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994.

VAN HAANDEL, A. C.; SANTOS, S. L.; CHAVES, S. R. M.; COSTA, J. W. N. Influência do projeto do separador de fases no desempenho do reator uasb no tratamento de águas residuais municipais. **Revista DAE**, v. 63, n. 200, p.64-75, 2015.

VAN HAANDEL, A.; KATO, M. T.; CAVALCANTI, P. F. F.; FLORENCIO, F. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**. v.5, n. 1. p. 21-38, 2006.

VLyssides, A.; BARAMPOUTI, E. M.; MAI, S. Granulation mechanism of a UASB reactor supplemented with iron. **Anaerobe**, v. 14, n. 5, p.275-279, 2008.

VLyssides, A.; BARAMPOUTI, E.; MAI, S. Influence of ferrous iron on the granularity of a UASB reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 146, n. 1, p.49-56, 2009.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - Vol. 1: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 4ª.ed. Belo Horizonte, 2014. 472 p

XUE, Shengrong; SONG, J.; WANG, X.; SHANG, Z.; SHENG, C.; LI, C.; ZHU, Y.; LIU, J. A systematic comparison of biogas development and related policies between China and Europe and corresponding insights. **Renewable And Sustainable Energy Reviews**, [s.l.], v. 117, p.01-14, 2020.

YOUNG, J.C., MCCARTY, P.L. The anaerobic filter for waste treatment. **Journal (Water Pollution Control Federation)**, v.5.1. p.160-173, 1969.

## APÊNDICES

## APÊNDICE A - TESTE DE KRUSKAL-WALLIS

Na Tabela 14 consta os resultados do teste de Kruskal-Wallis, aplicado aos dados de estabilidade, desempenho operacional, eficiência de remoção de matéria orgânica e produção de biogás. A análise dessa tabela mostra que foram verificadas diferenças significativas, para p-valor < 0,05, entre as medianas das concentrações dos parâmetros estudados.

Tabela 14 – Resultados do teste de Kruskal-Wallis aplicado aos dados de monitoramento dos reatores UASB

Parâmetros	p-valor
$COV_{R1}-COV_{R2}$	<0,05
$COV_{R1(6,5)}-COV_{R1(8,4)}$	<0,05
$COV_{R1(6,5)}-COV_{R2(5,6)}$	<0,05
$COV_{R1(6,5)}-COV_{R2(7,2)}$	<0,05
$COV_{R1(8,4)}-COV_{R2(5,6)}$	<0,05
$COV_{R1(8,4)}-COV_{R2(7,2)}$	<0,05
$COV_{R2(5,6)}-COV_{R2(7,2)}$	<0,05
$(PB)_{R1}-(PB)_{R2}$	NS
$QB_{R1(COV: 6,5)}-QB_{R1(COV: 8,4)}$	<0,05
$QB_{R1(COV: 6,5)}-QB_{R2(COV: 5,6)}$	NS
$QB_{R1(COV: 6,5)}-QB_{R2(COV: 7,2)}$	<0,05
$QB_{R1(COV: 8,4)}-QB_{R2(COV: 5,6)}$	<0,05
$QB_{R1(COV: 8,4)}-QB_{R2(COV: 7,2)}$	NS
$QB_{R2(COV: 5,6)}-QB_{R2(COV: 7,2)}$	<0,05
$(DQO)_{AF}-(DQO)_{EFR1}$	<0,05
$(DQO)_{AF}-(DQO)_{EFR2}$	<0,05
$(DQO)_{EFR1}-(DQO)_{EFR2}$	NS
$DQO_{EFR1(COV: 6,5)}-DQO_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$DQO_{EFR1(COV: 6,5)}-DQO_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$DQO_{EFR1(COV: 6,5)}-DQO_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$DQO_{EFR1(COV: 8,4)}-DQO_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$DQO_{EFR1(COV: 8,4)}-DQO_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS

$DQO_{EFR2(COV: 5,6)} - DQO_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$(DBO)_{AF} - (DBO)_{EFR1}$	<0,05
$(DBO)_{AF} - (DBO)_{EFR2}$	<0,05
$(DBO)_{EFR1} - (DBO)_{EFR2}$	NS
$DBO_{EFR1(COV: 6,5)} - DBO_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$DBO_{EFR1(COV: 6,5)} - DBO_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$DBO_{EFR1(COV: 6,5)} - DBO_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$DBO_{EFR1(COV: 8,4)} - DBO_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$DBO_{EFR1(COV: 8,4)} - DBO_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$DBO_{EFR2(COV: 5,6)} - DBO_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$(AT)_{AF} - (AT)_{EFR1}$	<0,05
$(AT)_{AF} - (AT)_{EFR2}$	<0,05
$(AT)_{EFR1} - (AT)_{EFR2}$	NS
$AT_{EFR1(COV: 6,5)} - AT_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$AT_{EFR1(COV: 6,5)} - AT_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AT_{EFR1(COV: 6,5)} - AT_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AT_{EFR1(COV: 8,4)} - AT_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AT_{EFR1(COV: 8,4)} - AT_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AT_{EFR2(COV: 5,6)} - AT_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$(AB)_{AF} - (AB)_{EFR1}$	<0,05
$(AB)_{AF} - (AB)_{EFR2}$	<0,05
$(AB)_{EFR1} - (AB)_{EFR2}$	NS
$AB_{EFR1(COV: 6,5)} - AB_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$AB_{EFR1(COV: 6,5)} - AB_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AB_{EFR1(COV: 6,5)} - AB_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AB_{EFR1(COV: 8,4)} - AB_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AB_{EFR1(COV: 8,4)} - AB_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AB_{EFR2(COV: 5,6)} - AB_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$(AGV)_{AF} - (AGV)_{EFR1}$	<0,05
$(AGV)_{AF} - (AGV)_{EFR2}$	<0,05

$(AGV)_{EFR1} - (AGV)_{EFR2}$	NS
$AGV_{EFR1(COV: 6,5)} - AGV_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$AGV_{EFR1(COV: 6,5)} - AGV_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AGV_{EFR1(COV: 6,5)} - AGV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AGV_{EFR1(COV: 8,4)} - AGV_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AGV_{EFR1(COV: 8,4)} - AGV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AGV_{EFR2(COV: 5,6)} - AAV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$(AAV)_{AF} - (AAV)_{EFR1}$	<0,05
$(AAV)_{AF} - (AAV)_{EFR2}$	<0,05
$(AAV)_{EFR1} - (AAV)_{EFR2}$	NS
$AAV_{EFR1(COV: 6,5)} - AAV_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$AAV_{EFR1(COV: 6,5)} - AAV_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AAV_{EFR1(COV: 6,5)} - AAV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AAV_{EFR1(COV: 8,4)} - AAV_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$AAV_{EFR1(COV: 8,4)} - AAV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$AAV_{EFR2(COV: 5,6)} - AAV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$(SSV)_{AF} - (SSV)_{EFR1}$	<0,05
$(SSV)_{AF} - (SSV)_{EFR2}$	<0,05
$(SSV)_{EFR1} - (SSV)_{EFR2}$	NS
$SSV_{EFR1(COV: 6,5)} - SSV_{EFR1(COV: 8,4)}$	NS
$SSV_{EFR1(COV: 6,5)} - SSV_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$SSV_{EFR1(COV: 6,5)} - SSV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$SSV_{EFR1(COV: 8,4)} - SSV_{EFR2(COV: 5,6)}$	NS
$SSV_{EFR1(COV: 8,4)} - SSV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$SSV_{EFR2(COV: 5,6)} - SSV_{EFR2(COV: 7,2)}$	NS
$CB_{0,2} - CB_{0,4}$	<0,05
$(AGV/AT)_{AF} - (AGV/AT)_{EFR1}$	<0,05
$(AGV/AT)_{AF} - (AGV/AT)_{EFR2}$	<0,05
$(AGV/AT)_{EFR1} - (AGV/AT)_{EFR2}$	NS
$(DQO/DBO)_{AF} - (DQO/DBO)_{EFR1}$	NS

$(DQO/DBO)_{AF} - (DQO/DBO)_{EFR2}$	NS
$(DQO/DBO)_{EFR1} - (DQO/DBO)_{EFR2}$	NS

Legenda: AF (esgoto afluente), EFR1 (efluente do reator 1), EFR2 (efluente do reator 2), NS (não significativo).