

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL**

JOSÉ GUSTAVO VENÂNCIO DA SILVA RAMOS

**PRODUÇÃO DE METANO EM REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SUBMETIDO A DIFERENTES
TEMPERATURAS**

DISSERTAÇÃO

CURITIBA

2021

JOSÉ GUSTAVO VENÂNCIO DA SILVA RAMOS

**PRODUÇÃO DE METANO EM REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SUBMETIDO A DIFERENTES
TEMPERATURAS**

**METHANE YIELD ON HYBRID ANAEROBIC REACTOR TREATING
DOMESTIC SEWAGE UNDER DIFFERENT TEMPERATURES**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, do Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

CURITIBA

2021



[4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/)

Esta licença permite que outros remixem, adaptem e criem a partir do trabalho licenciado para fins não comerciais, desde que atribuam ao autor o devido crédito. Os usuários não têm que licenciar os trabalhos derivados sob os mesmos termos estabelecidos pelo autor do trabalho original.



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Câmpus Curitiba



JOSE GUSTAVO VENANCIO DA SILVA RAMOS

**PRODUÇÃO DE METANO EM REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO TRATANDO ESGOTO
SANITÁRIO SUBMETIDO A DIFERENTES TEMPERATURAS**

Trabalho de pesquisa de mestrado
apresentado como requisito para
obtenção do título de Mestre Em
Engenharia Civil da Universidade
Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).
Área de concentração: Meio Ambiente.

Data de aprovação: 11 de Março de 2021

Prof Fernando Hermes Passig, Doutorado - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Prof.a Cristiane Kreutz, - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Prof Rogers Ribeiro, Doutorado - Universidade de São Paulo (Usp)

Documento gerado pelo Sistema Acadêmico da UTFPR a partir dos dados da Ata de Defesa em 11/03/2021.

Dedico este trabalho a meus queridos
pais e irmãos, que sempre me apoiaram
em todas as minhas escolhas.

AGRADECIMENTOS

Certamente estes parágrafos não irão atender a todas as pessoas que fizeram parte dessa importante fase de minha vida. Portanto, desde já peço desculpas àquelas que não estão presentes entre essas palavras, mas elas podem estar certas que fazem parte do meu pensamento e de minha gratidão.

Agradeço primeiramente a meu pai Jarmes Venâncio Ramos e minha mãe Janete Moraes da Silva Venâncio, que desde sempre me ensinaram a ser uma boa pessoa, com valores, determinada e mostraram-me principalmente o valor da educação, sendo ambos professores, me motivam a seguir seus passos.

Agradeço aos meus irmãos José Augusto Ramos e Júlio César Ramos por sempre estarem ao meu lado, me dando forças, alegrias e bons momentos.

Ao meu orientador Professor Dr. Fernando Hermes Passig, pela sabedoria com que me guiou nesta trajetória, indicando caminhos e possibilidades valiosas para a pesquisa.

À Professora Dr^a. Karina Querne de Carvalho, pelos conselhos e ajuda durante esta caminhada, os quais foram inestimáveis.

À minha querida amiga Fernanda Leon, bolsista de iniciação científica, que esteve presente em todos os momentos no laboratório, sem a qual este trabalho não seria possível.

Aos participantes da banca de qualificação, Professor Dr. André Nagalli e Professor Dr. Thiago Edwiges, e da banca de defesa, Professora Dr^a. Cristiane Kreutz e Professor Dr. Rogers Ribeiro, que aceitaram compor a banca, além de contribuírem com sugestões muito valiosas.

A todos meus amigos de laboratório, Paula Freitas, Jossy Bernardelli, Jonar Roth, Francine Leal, Daiane Freitas, Lucas Lacerda, Laryssa Rodrigues, Thiago Castanho, Williani Almeida, Jéssica Trevizani, Aldria Belini, Luana Takahasi, Leonardo Michelin, Naiara Morandini; em especial Paula Lopes e Ruana Franzoni, com os quais dividi diversos momentos de aprendizado e descontração ao longo desta jornada e tenho certeza que ainda dividiremos muito mais.

A todos meus novos amigos de Curitiba, em especial Leilson Araújo, Rafael Barreta, Lucas Mattias, Roberta Branquinho, Eduardo Amancio e Lucas Ferreira.

A todos meus amigos e companheiros do trabalho, no Instituto Água e Terra, em especial Liana Morais, Tadeu Capriotti, Luiz Augusto Diedrichs, Mychel de Souza, William Machinski, Jean Helferich, José Wilson Carvalho, Fernando Pasini, Nayara Silva, Emília Fernandes e Andreza Soares, os quais ajudaram a tornar estes dias mais agradáveis.

A todos os professores com os quais tive contato durante este período, em especial ao Prof. Dr. Alfredo Iarozinski Neto, Prof. Dr^a. Janine Nicolosi, Prof. Dra Tatiana Gadda, Prof. Dr. Jorge Tiago Bastos e Prof. Dr. Flávio Freire, por todos os valiosos ensinamentos repassados.

À Secretaria do Curso, pela cooperação.

Enfim, a todos os que por algum motivo contribuíram para a realização desta pesquisa.

“O sucesso é a soma de pequenos
esforços repetidos dia após dia.”
(Robert Collier)

RESUMO

RAMOS, José Gustavo Venâncio da Silva. **Produção de metano em reator anaeróbio híbrido tratando esgoto sanitário submetido a diferentes temperaturas**. 2021. 95 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2021.

O processo de digestão anaeróbia é influenciado por diversos fatores. Dentre eles está a temperatura, que, quando reduzida, pode diminuir a velocidade do metabolismo microbiano - alterando a eficiência do sistema -, além de favorecer o escape de gases dissolvidos no líquido. Para mitigar estes problemas, pesquisadores vêm testando diferentes configurações de reatores anaeróbios ao longo do tempo. Neste estudo, um Reator Anaeróbio Híbrido, em inglês *Uplflow Anaerobic Hybrid Reactor* (UAHB), em escala de bancada, que combinou uma manta de lodo na parte inferior e meio filtrante na parte superior, com um separador trifásico acima de cada uma destas, foi utilizado para o tratamento de esgoto doméstico sintético. O reator foi operado por 218 dias, com carga orgânica volumétrica média de 1,24 (0,4) kg DQO m⁻³ d⁻¹ e TDH de 8 h. A temperatura foi variada, sendo 18 (fase 1), 23 (fase 2) e 28 °C (fase 3) para avaliação da produção de metano nos coletores de gás e dissolvido no efluente. O pH do reator se manteve próximo à neutralidade em todas as etapas, além disso, observou-se geração de alcalinidade e consumo de ácidos voláteis. A remoção média de matéria orgânica em termos de DQO e a de SST permaneceram constantes e em torno de 90 e 95%, respectivamente, para todas as fases, atribuídas à degradação da matéria orgânica e à retenção de sólidos/biomassa proporcionada pelo meio filtrante. A manta de lodo produziu a maior parte da vazão de metano e biogás e estes volumes aumentaram com o aumento da temperatura. A produção média de metano no leito inferior foi de 1,74 (0,88), 2,21 (0,57) e 2,59 (0,79) L d⁻¹ para as etapas 1, 2 e 3, respectivamente. A parte superior do reator não apresentou correlação estatisticamente significativa entre a produção de metano e biogás e a temperatura, indicando remoção efetiva da matéria orgânica mesmo em temperaturas mais baixas, com incremento de cerca de 20% na produção de biogás recuperada. As perdas de metano dissolvido no efluente foram tão maiores quanto menor a temperatura, sendo 38, 30 e 23% quando a 18, 23 e 28 °C, respectivamente, indicando perda de potencial energético. A concentração de metano dissolvido foi estatisticamente igual no efluente acima do separador trifásico inferior e superior, indicando que o meio suporte não influenciou na concentração deste gás no líquido, a 28 °C. A relação entre a concentração de metano dissolvido encontrada experimentalmente e a teórica (grau de saturação) foi de 1,08 a 18 °C, 0,95 a 23 °C e 0,90 a 28 °C, indicando supersaturação do gás apenas na temperatura mais baixa. As produções totais de metano foram 3,56 (0,42), 3,81 (0,60) e 4,09 (0,88) L d⁻¹ para as etapas 1, 2 e 3, respectivamente. Considerando a produção de metano dissolvido no efluente, o reator apresentou produção semelhante de CH₄ em todas as fases, indicando bom desempenho mesmo a 18 °C.

Palavras-chave: Processo anaeróbio. Biogás. Metano dissolvido. UASB Híbrido. Potencial energético.

ABSTRACT

RAMOS, José Gustavo Venâncio da Silva. **Methane yield on hybrid anaerobic reactor treating domestic sewage under different temperatures.** 2021. 95 p. Dissertation (Master Degree in Civil Engineering) - Federal Technology University - Paraná. Curitiba, 2021.

The anaerobic digestion process is influenced by several factors. Among them is the temperature, which, when reduced, can decrease the speed of microbial metabolism – changing the efficiency of the system -, in addition to favoring the escape of gases dissolved in the liquid. To mitigate these problems, researchers have been testing different configurations of anaerobic reactors over time. In this study, a bench-scale Upflow Anaerobic Hybrid Reactor (UAHB), which combined a sludge blanket in lower part and filter media in the upper one, with a three-phase separator above each of these was used for the treatment of synthetic domestic sewage. The reactor was operated for 218 days, with an average volumetric organic load rate of 1.24 (0.4) kg COD m⁻³ d⁻¹ and HRT of 8 h. The temperature ranged from 18 (phase 1), 23 (phase 2) to 28 °C (phase 3) for the evaluation of the methane yield in the gas collectors and dissolved in the effluent. The pH of the reactor remained close to neutrality in all phases, in addition, alkalinity generation and consumption of volatile fatty acids were observed. The average COD and TSS removal remained constant and around 90 and 95% for all phases, respectively, attributed to the organic matter degradation and the solids/biomass retention provided by the filter media. The sludge blanket produced most of the methane and biogas flow and these volumes increased with the temperature increase. The average methane yield in the lower bed was 1.74 (0.88), 2.21 (0.57) and 2.59 (0.79) L d⁻¹ at phases 1, 2 and 3, respectively. The upper part of the reactor did not show a statistically significant correlation between the production of methane and biogas and the temperature, indicating effective removal of organic matter even at lower temperatures, with an increase of about 20% in the recovered biogas yield. The losses of methane dissolved in the effluent were as greater as lower the temperature was, being 37, 30 and 23% when at 18, 23 and 28 °C, respectively, indicating loss of energy potential. The concentration of dissolved methane was statistically equal in the effluent above the lower and upper three-phase separator, indicating that the support medium did not influence the concentration of this gas in the liquid, at 28 °C. The relationship between the concentration of dissolved methane found experimentally and the theoretical one (degree of saturation) was 1.08 at 18 °C, 0.95 at 23 °C and 0.90 at 28 °C, indicating gas supersaturation only in lower temperature. Total methane yields were 3.56 (0.42), 3.81 (0.60) and 4.09 (0.88) L d⁻¹ for phases 1, 2 and 3, respectively. Considering the production of methane dissolved in the effluent, the reactor showed similar production of CH₄ in all phases, indicating good performance even at 18 °C.

Keywords: Anaerobic process. Biogas. Dissolved methane. Hybrid UASB. Energetic potential.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Esquema da digestão anaeróbia.....	19
Figura 2 – Esquema de um reator anaeróbio híbrido	29
Figura 3 – Fluxograma metodológico	34
Figura 4 – Esquema do reator utilizado.....	35
Figura 5 – Esquema do reator utilizado: a) Dimensões; b) Aparato de controle de temperatura.....	36
Figura 6 – Sensores utilizados na automação do reator	40
Figura 7 – Medidores de vazão de biogás no reator UAHB	41
Figura 8 – Locais de amostragem de efluente para metano dissolvido logo acima dos separadores trifásicos, detalhe da válvula de três vias processo de amostragem com seringa.....	42
Figura 9 – Aparato para análise de metano dissolvido.....	43
Figura 10 – Representação das parcelas de conversão de matéria orgânica no reator UAHB.....	47
Figura 11 – Parâmetros físico-químicos determinados nas diferentes etapas operacionais: a) pH; b) temperatura; c) alcalinidade total; d) ácidos voláteis; e) DQO _b ; f) DQO _f ; g) STV; h) SST.	56
Figura 12 – Produção de biogás nos separadores trifásicos inferior e superior do reator UAHB nas três etapas operacionais	60
Figura 13 – Concentração de CH ₄ no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior nas etapas 1 (18 °C) 2 (23 °C) e 3 (28 °C).....	63
Figura 14 – Concentração de CO ₂ no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior nas etapas 1 (18 °C) 2 (23 °C) e 3 (28 °C).....	66
Figura 15 – Concentração de gases no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior nas etapas 1 (18 °C) 2 (23 °C) e 3 (28 °C): a) H ₂ ; b) H ₂ S.....	68
Figura 16 – Concentração de sulfato no afluente e efluente do reator UAHB nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C).....	71
Figura 17 – Metano dissolvido no efluente do reator UAHB nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C): a) concentração; b) percentagem em relação a produção de metano total.....	72
Figura 18 – Concentração de metano dissolvido de amostras de efluente retiradas imediatamente acima dos separadores trifásicos inferior e superior....	74
Figura 19 – Produção de metano no separador inferior, no separador superior, dissolvida no efluente e total do reator UAHB nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C).....	76
Figura 20 – Parcela de metano produzida no separador trifásico inferior, separador trifásico superior e dissolvida nas diferentes etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C).....	77

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição típica de biogás em reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário.....	24
Tabela 2 – Constante da Lei de Henry para o CH ₄ em água pura.....	25
Tabela 3 – Metano dissolvido em efluente de reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário.....	27
Tabela 4 – Resultados de experimentos com reator tipo UAHB.....	30
Tabela 5 – Comparação do balanço de DQO para três reatores anaeróbios.....	33
Tabela 6 – Concentração de reagentes utilizados no esgoto sintético.....	37
Tabela 7 – Etapas, períodos e condições operacionais da pesquisa.....	38
Tabela 8 – Parâmetros de análise e respectivas metodologias realizadas no experimento.....	39
Tabela 9 – Magnitude dos coeficientes de correlação de Pearson.....	45
Tabela 10 – Estatística descritiva da caracterização do esgoto sintético afluente.....	52
Tabela 11 – Classificação típica dos esgotos sanitários.....	53
Tabela 12 – Estatística descritiva da caracterização dos resultados das análises físico-químicas no reator UAHB ao longo das etapas.....	55
Tabela 13 – Coeficiente de correlação de Pearson entre remoção de matéria orgânica (DQO _b e DQO _f) e temperatura.....	58
Tabela 14 – Produção média de biogás no reator UAHB por matéria orgânica removida e volume útil do reator durante as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C).....	61
Tabela 15 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a produção de biogás no separador trifásico inferior, separador trifásico superior e total.....	62
Tabela 16 – Teste de normalidade de Shapiro-Wilk para a concentração de CH ₄ presente no biogás coletado no separador trifásico inferior e superior durante a etapa 1 (18 °C), etapa 2 (23 °C) e etapa 3 (28 °C).....	64
Tabela 17 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de metano no biogás produzido no leito inferior e leito superior.....	65
Tabela 18 – Teste <i>t</i> -Student/ <i>U</i> -Mann-Whitney para a concentração de CH ₄ no biogás coletado nos separadores trifásicos numa mesma etapa.....	65
Tabela 19 – Teste de normalidade de Shapiro-Wilk para concentração de CO ₂ presente no biogás coletado no separador trifásico inferior e superior durante a etapa 1 (18 °C), etapa 2 (23 °C) e etapa 3 (28 °C).....	66
Tabela 20 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de dióxido de carbono no biogás produzido no separador trifásico inferior e superior.....	67
Tabela 21 – Teste <i>t</i> -Student/ <i>U</i> -Mann-Whitney para a concentração de CO ₂ no biogás coletado nos separadores trifásicos numa mesma etapa.....	67
Tabela 22 – Teste de normalidade de Shapiro-Wilk para concentração de H ₂ e H ₂ S presente no biogás coletado no separador trifásico inferior e superior durante a etapa 1 (18 °C), etapa 2 (23 °C) e etapa 3 (28 °C).....	69

Tabela 23 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de H ₂ e H ₂ S no biogás produzido no leito inferior e leito superior	69
Tabela 24 – Teste <i>t</i> -Student/ <i>U</i> -Mann-Whitney para a concentração de H ₂ e H ₂ S no biogás coletado nos separadores trifásicos numa mesma etapa.....	70
Tabela 25 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de metano dissolvido no efluente e perda de metano em percentagem do reator UAHB	72
Tabela 26 – Grau de saturação (G.S.) de metano dissolvido calculado para o efluente do reator UAHB	75
Tabela 27 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a produção de metano no leito inferior, leito superior, dissolvido no efluente e total do reator UAHB.....	78
Tabela 28 – Contribuição em massa de cada parcela no balanço de DQO do reator UAHB	79

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E ACRÔNIMOS

AV	Ácidos voláteis
AT	Alcalinidade total
BRS	Bactérias redutoras de sulfato
COV	Carga orgânica volumétrica
DQO	Demanda química de oxigênio
ETE	Estação de tratamento de esgoto
EGSB	<i>Expanded granular sludge bed</i>
pH	Potencial Hidrogeniônico
SSF	Sólidos suspensos fixos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
ST	Sólidos Totais
STF	Sólidos totais fixos
STV	Sólidos totais voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulico
UAHB	Reator anaeróbio híbrido
UASB	Reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
1.1	OBJETIVOS.....	16
1.1.1	Objetivo Geral.....	16
1.1.2	Objetivos Específicos.....	16
1.2	JUSTIFICATIVA.....	17
2	REFERENCIAL TEÓRICO	19
2.1	FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	19
2.2	PROCESSO ANAERÓBIO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES	20
2.3	INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO PROCESSO ANAERÓBIO.....	22
2.4	METANO PROVENIENTE DA DIGESTÃO ANAERÓBIA E ENERGIA ASSOCIADA.....	23
2.5	METANO DISSOLVIDO NO EFLUENTE DE REATORES ANAERÓBIOS	25
2.6	REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB)	28
2.7	BALANÇO DE MASSA EM TERMOS DE DQO.....	31
3	MATERIAIS E MÉTODOS	34
3.1	APARATO EXPERIMENTAL	34
3.2	ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO	36
3.3	CONDIÇÕES OPERACIONAIS	37
3.4	PARÂMETROS DE MONITORAMENTO.....	39
3.5	METANO DISSOLVIDO NO EFLUENTE.....	41
3.6	ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS RESULTADOS.....	45
3.7	DETERMINAÇÃO DO BALANÇO DE MASSA EM TERMOS DE DQO	46
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	52
4.1	CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO (AFLUENTE)	52
4.2	AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO DESEMPENHO DO REATOR UAHB	54
4.3	AUMENTO DA BIOMASSA NO LEITO INFERIOR DO REATOR UAHB	59
4.4	AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO REATOR UAHB	60
4.5	CONCENTRAÇÃO DE GASES NO BIOGÁS PRODUZIDO NO REATOR UAHB.....	63
4.5.1	Concentração de CH ₄ no biogás produzido pelo reator UAHB	63
4.5.2	Concentração de CO ₂ no biogás produzido pelo reator UAHB	65
4.5.3	Concentração de H ₂ e H ₂ S no biogás produzido pelo reator UAHB	68
4.6	AVALIAÇÃO DO METANO DISSOLVIDO NO EFLUENTE DO REATOR UAHB.....	71
4.7	GRAU DE SATURAÇÃO DE METANO DISSOLVIDO (G.S.) NO REATOR UAHB.....	75
4.8	AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE METANO NO REATOR UAHB.....	76
4.9	AVALIAÇÃO DO BALANÇO DE MASSA DE DQO DO REATOR UAHB	79
5	CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	82

5.1	CONCLUSÕES.....	82
5.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	83
	REFERÊNCIAS.....	85

1 INTRODUÇÃO

No Brasil, a universalização do saneamento ainda é uma realidade distante. Segundo dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS), 62% do esgoto urbano gerado no Brasil é captado por redes coletoras. Deste percentual, 78% é de fato tratado antes de sua disposição final, totalizando 49% do total gerado (BRASIL, 2020).

Von Sperling (2016) analisou 2.187 estações de tratamento de esgoto localizadas no Brasil, constatando que 1.583 (cerca de 72%) utilizavam algum tipo de processo anaeróbio de tratamento, devendo ser destacado o reator tipo UASB, que sozinho ou seguido de algum pós-tratamento estava presente em 820 (cerca de 38%) das estações analisadas.

A digestão anaeróbia ocorre pela ação sintrófica de vários microrganismos. É um processo estruturado, que apresenta quatro etapas distintas (hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese) que transformam matéria orgânica em energia e geram como subprodutos alguns gases, como gás carbônico (CO_2) e metano (CH_4) (CAMPOS, 1999).

O processo de tratamento biológico por meio de microrganismos anaeróbios tem chamado atenção de pesquisadores da área nas últimas décadas, principalmente em localidades de clima quente, que beneficiam este processo. Se comparado ao tratamento aeróbio, apresenta baixa produção de lodo, baixo custo de implantação e operação (LETTINGA et al., 1993; WEN et al., 1999; CHERNICHARO, 2006; CHERNICHARO et al., 2015), além da possibilidade de recuperação do gás metano, considerado uma fonte de energia renovável (MARÍN et al., 2019). Por outro lado, de acordo com Chernicharo (2006), entre as desvantagens há o longo período de partida, menor remoção de matéria orgânica, patógenos e nutrientes se comparado aos processos aeróbios.

O processo de digestão anaeróbia é influenciado por alguns parâmetros físicos e químicos, como pH, tempo de detenção hidráulica, carga orgânica, temperatura, sendo este último motivo de frequentes estudos. Baixas temperaturas reduzem a velocidade metabólica dos microrganismos, além de elevar a quantidade de metano dissolvida no efluente, ou seja, reduz a eficiência em geral e é perdido material com potencial energético (LETTINGA et al., 1993; CAMPOS, 1999; SANTOS et al., 2018; KUNZ et al., 2019).

Ainda entre os desafios atuais na tecnologia anaeróbia para tratamento de efluentes há a perda de metano dissolvido na fase líquida, com concentrações geralmente acima da teórica, a qual deixa o reator e se não recuperada (o que muitas vezes é o que acontece) representa perda de potencial energético e contribui para a emissão deste gás do efeito estufa. Recentemente, diversos autores têm buscado quantificar a concentração de metano dissolvido em diferentes tipos de reatores e formas de mitigar este problema.

Neste contexto, pesquisadores desenvolveram diferentes configurações de reatores, visando melhorias nos processos de tratamento. Um exemplo é o reator anaeróbio híbrido, em inglês *Uplflow Anaerobic Hybrid Reactor* (UAHB), o qual apresenta uma manta de lodo (leito móvel) em sua porção inferior e um meio filtrante (leito fixo) em sua porção superior. Desta forma, há promoção da retenção de sólidos, aumento da taxa de remoção de matéria orgânica e consequentemente produção de biogás, e polimento do efluente se comparado a um tipo UASB tradicional.

Até o presente momento, de acordo com o levantamento bibliográfico realizado para esta pesquisa, não existem estudos acerca do metano dissolvido em reatores anaeróbios híbridos, sendo desta forma uma contribuição para esta relevante questão.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

O objetivo geral desta pesquisa é avaliar a influência da temperatura na produção de metano e na concentração de metano dissolvido no efluente de um reator UAHB tratando esgoto sanitário.

1.1.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos desta pesquisa são:

- Verificar a influência da temperatura na estabilidade e no desempenho do reator UAHB;
- Verificar a influência da temperatura na produção de biogás e metano dos leitos fixo e móvel do reator UAHB.

- Verificar a influência da temperatura na concentração de metano dissolvido no efluente do reator, na percentagem de perda do gás nesta forma e no grau de saturação do gás no efluente do reator UAHB;

1.2 JUSTIFICATIVA

O presente trabalho se justifica devido a três pontos principais. O primeiro deles é a reduzida eficiência de reatores anaeróbios em temperaturas mais amenas (LETTINGA et al., 2001). Segundo Tilche e Vieira (1991), o reator UAHB apresenta elevada retenção de sólidos, e conseqüentemente biomassa; além disso, segundo Passig (2005) e Godinho (2017), este tipo de reator apresenta mistura hidráulica similar à mistura completa em série (4 e 3 tanques, respectivamente). Estas características são benéficas à digestão anaeróbia em temperaturas reduzidas, de acordo com Lettinga et al. (2001). Neste sentido, o reator UAHB foi testado em três temperaturas, inclusive em uma etapa psicrófila (< 20 °C), a fim de se verificar a influência deste parâmetro em sua estabilidade e desempenho

O segundo ponto que justifica este trabalho é a baixa atividade metanogênica na parte superior de reatores tipo UASB tradicionais, constatada por Seghezze et al. (2000), e necessidade de polimento do efluente à jusante, como apontado por Lettinga et al. (1993). Segundo Tilche e Vieira (1991), o meio filtrante instalado na porção superior dos reatores UAHB auxilia no tratamento biológico, retenção de sólidos e separação de fases da água residuária tratada, resultando, desta forma, em polimento do efluente. Além disto, a partir da instalação de um separador trifásico acima de cada um dos leitos do reator, houve a possibilidade de se analisar o comportamento de cada um destes em relação à produção de biogás e metano e, conseqüentemente, degradação de matéria orgânica carbonácea.

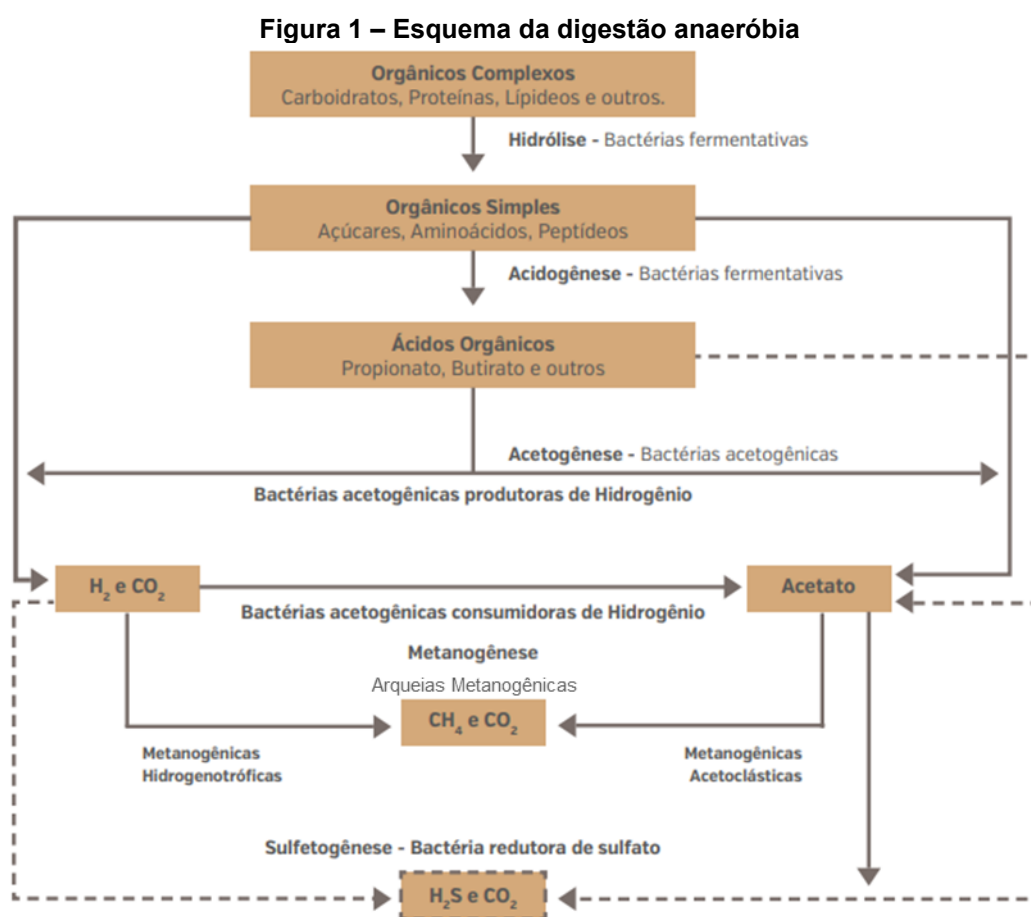
O terceiro ponto a ser considerado nesta justificativa é a inexistência de análises experimentais acerca da concentração de metano dissolvido no efluente de reatores UAHB, constatada a partir da revisão bibliográfica realizada. Os trabalhos levantados apresentam apenas cálculos teóricos, com base na lei de Henry. Entretanto, de acordo com Crone et al. (2016), as concentrações deste gás dissolvido no efluente de reatores anaeróbios geralmente diferem das preditas teoricamente. O metano dissolvido em efluentes de reatores anaeróbios representa além de perda de potencial energético, aumento na emissão deste gás de efeito estufa, mais nocivo que

o CO₂ e em alguns casos, pode representar a maioria das emissões de metano em algumas estações de tratamento de esgoto (ETEs). Além disso, por meio da atenção dada à problemática do metano dissolvido no efluente de reatores anaeróbios, este trabalho estimula a busca por formas de controle e recuperação deste gás.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

O processo de digestão anaeróbia é composto por quatro sub processos. Esses processos ocorrem devido à ação de diferentes microrganismos em simbiose, os quais são: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (CAMPOS, 1999; ANGELIDAKI, BATSTONE, 2010; KUNZ et al., 2019). Um esquema do processo está apresentado na Figura 1, seguido de explicação acerca de cada etapa.



Na hidrólise, primeira etapa, bactérias hidrolíticas excretam enzimas extracelulares, as quais transformam compostos de alta massa molecular como lipídios, polissacarídeos e proteínas em substâncias mais simples e solúveis (monômeros). Em muitos casos a velocidade da hidrólise pode ser a etapa limitante para a velocidade de todo o processo anaeróbio, principalmente em compostos de

difícil degradação e em temperaturas inferiores a 20 °C (LETTINGA et al., 1993; CAMPOS, 1999; ANGELIDAKI, BATSTONE, 2010; KUNZ et al., 2019).

Na acidogênese, os compostos dissolvidos gerados na etapa anterior são degradados por bactérias fermentativas. Elas excretam como resultados ácidos graxos voláteis (AGV), álcoois, ácido láctico e compostos minerais. A maioria das bactérias responsáveis por esta etapa é exclusivamente anaeróbia, entretanto há também facultativas. Tais bactérias consomem eventual oxigênio dissolvido, o qual poderia se tornar inibitório para o sistema (CAMPOS, 1999; ANGELIDAKI, BATSTONE, 2010; KUNZ et al., 2019).

Na acetogênese os compostos resultantes da acidogênese são convertidos por bactérias em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio. Aproximadamente 70% da matéria orgânica degradada é convertida em ácido acético, sendo o restante concentrado no hidrogênio formado (CAMPOS, 1999; ANGELIDAKI, BATSTONE, 2010; KUNZ et al., 2019).

A última etapa, metanogênese, ocorre em condições estritamente anaeróbias. As arqueias metanogênicas acetoclásticas convertem o acetato a metano, enquanto as arqueias metanogênicas hidrogenotróficas, realizam esta conversão a partir de CO₂ e hidrogênio, em processos exotérmicos. As primeiras são responsáveis por 70% do metano total gerado enquanto as segundas pelo restante (CAMPOS, 1999; O'FLAHERTY et al., 2006; ANGELIDAKI, BATSTONE, 2010; KUNZ et al., 2019).

Além das etapas supracitadas, pode ainda haver a sulfetogênese. Nesta etapa, o sulfato presente no interior do reator é reduzido a sulfeto por bactérias redutoras de sulfato (BRS). (ZINDER, KOCH, 1984; JOUBERT, BRITZ, 1987).

A redução biológica de sulfato a sulfeto, geralmente é considerada como um processo não benéfico e indesejável, uma vez que a matéria orgânica oxidada neste processo não é transformada em metano e, além disso, forma-se o gás sulfídrico (H₂S). Este gás é corrosivo, apresenta odor desagradável e pode ser tóxico para as arqueias metanogênicas. (ZINDER, KOCH, 1984; JOUBERT, BRITZ, 1987; SPEECE, 1996; ZIEMINSKI, FRAC, 2012).

2.2 PROCESSO ANAERÓBIO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES

De acordo com Angelidaki et al. (2009), a digestão anaeróbia de resíduos orgânicos é uma tecnologia que vem sendo amplamente aplicada. Weiland (2009)

elencas entre as vantagens da digestão anaeróbia a elevada gama de materiais que podem ser utilizados para esta digestão, o baixo custo e a ampla variedade de formas utilizáveis de biogás para a produção de vapor, calor, eletricidade e hidrogênio.

Segundo Foresti et al. (2006) e Suryawanshi et al. (2010), a utilização do processo para tratamento de esgoto sanitário advém de um conceito mais geral de proteção ambiental sustentável e conservação de recursos naturais. De acordo com um estudo de Von Sperling (2016), o qual analisou 2.187 estações de tratamento de esgoto no Brasil, cerca de 72% das mesmas utiliza algum tipo de processo anaeróbio de tratamento, sendo o reator tipo UASB (sozinho ou seguido de algum pós tratamento) responsável por cerca de 38% das estações analisadas.

Aiyuk et al. (2006) explicam que os sistemas complexos e sofisticados para tratamento de efluentes constantemente apresentam falhas a curto prazo, principalmente em países em desenvolvimento. Portanto, há a necessidade de desenvolvimento de técnicas mais simples, de baixo custo de implantação e manutenção além de eficiência adequada. A digestão anaeróbia se enquadra em tais requisitos, que podem ser considerados como vantagens.

Ainda dentre as vantagens do processo anaeróbio, podem ser citadas a economia de energia, possibilidade de recuperação de biogás, baixa produção de lodo, simplicidade operacional e baixo custo de implantação e operação. Tais características, aliadas a condições climáticas necessárias, fizeram com que o processo ganhasse destaque em países com clima tropical, com predominância de elevadas temperaturas, como Brasil, Colômbia e Índia (LETTINGA et al., 1993; WEN et al., 1999; CHERNICHARO, 2006; CHERNICHARO et al., 2015).

Apesar das vantagens, o processo ainda apresenta alguns aspectos negativos. Nesse sentido, podem ser citados o longo período de partida, se não há disponibilidade de inóculo adequado, menor remoção de matéria orgânica, patógenos e nutrientes se comparado aos processos aeróbios, além de geralmente haver baixa eficiência em baixas temperaturas e necessidade de polimento a jusante (LETTINGA et al., 1993; CAMPOS, 1999; WEN et al., 1999; CHERNICHARO, 2006; STAZI et al., 2018). Tais deficiências apresentam campos para estudos, a fim de promover a superação ou mitigação das mesmas.

2.3 INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO PROCESSO ANAERÓBIO

A temperatura é um dos fatores que mais influencia a eficiência da digestão anaeróbia, interferindo na velocidade de crescimento e metabolismo dos microrganismos, equilíbrio iônico e solubilidade dos substratos (LETTINGA et al., 1993; CAMPOS, 1999; SANTOS et al., 2018; KUNZ et al., 2019). De acordo com Kunz et al. (2019), variações bruscas na temperatura, podem causar efeitos adversos em um reator anaeróbio. Suryawanshi et al. (2010) elencam entre os efeitos da diminuição repentina na temperatura: acúmulo de ácidos voláteis, menor eficiência de remoção de matéria orgânica e menor produção de biogás. Ainda, segundo os autores, a extensão da perturbação depende da magnitude da temperatura e da duração de sua variação.

Dependendo da temperatura em que ocorre, a digestão anaeróbia pode ser psicrófila (< 20 °C), mesófila (20 – 45 °C) ou termófila (45 – 60 °C), sendo os digestores anaeróbios usualmente operados nestas duas últimas faixas (SAFLEY JR, WASTERMAN, 1992; SURYAWANSHI et al., 2010).

O processo termofílico tem como vantagem sobre a digestão mesófila as elevadas velocidades das reações e capacidade de carga. Entretanto, é menos estável, mais suscetível a mudanças de temperatura e pode haver acidificação, a qual inibe a produção de biogás. O processo mesofílico, além de mais estabilidade, apresenta menores custos associados e consumo de energia líquida, além de efluente de melhor qualidade (MAO et al., 2015; SANTOS et al., 2018).

De acordo com Kunz (2019), a faixa de temperatura ideal para os processos de hidrólise/ acidogênese é de 25 a 35 °C e para a metanogênese é de 32 a 42 °C. Desta forma, segundo Weiland (1993) e Mao et al. (2015), seria consistente a divisão da digestão anaeróbia em duas fases, tendo um reator operando a hidrólise e outro a metanogênese

As vantagens da tecnologia anaeróbia em países de clima tropical já foram relatadas neste trabalho. Por outro lado, nas regiões de clima temperado, onde há predomínio de condições psicrófilas, as reações químicas e biológicas ocorrem de maneira muito mais lenta. A redução na temperatura pode levar à diminuição das taxas máximas específicas de crescimento e utilização do substrato, entretanto pode também ocasionar aumento no rendimento líquido de biomassa (massa de biomassa por massa de substrato convertida) (LETTINGA et al., 2001).

A temperatura também exerce influência sobre a solubilização dos gases nos líquidos. Espera-se que o efluente de um reator operando em baixas temperaturas apresente maior quantidade de gases dissolvidos em relação a um reator operando em temperaturas mais elevadas, resultando em perdas no potencial energético (LETTINGA et al., 2001; CHERNICHARO et al., 2015; CRONE et al., 2016).

Devido à sua baixa solubilidade em água, o metano dissolvido no efluente posteriormente escapa para o meio ambiente, representando em muitos casos a maioria das emissões de metano dos sistemas anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário (NOYOLA et al., 2006; SOUZA et al., 2012; SMITH et al., 2014).

Alguns fatores devem ser analisados para otimizar a viabilidade de reatores anaeróbios nestas condições. Pode-se citar a capacidade de retenção de lodo (pois pouca ou nenhuma biomassa pode ser levada do reator), do contato entre o lodo retido e o efluente (para utilizar toda a capacidade disponível do biorreator) e à configuração do reator (principalmente em relação à capacidade de reter lodo, como já dito anteriormente) (LETTINGA et al., 2001; SANTOS et al., 2018).

Michelon (2019) relatou que a variação de temperatura influenciou na remoção de matéria orgânica em um reator anaeróbio híbrido, com leito de lodo na porção inferior e material filtrante na porção superior (ambos contendo separador trifásico). Também foi reportado que para temperaturas inferiores a 17 °C a produção de biogás no leito fixo foi maior em comparação ao leito móvel, indicando que o leito móvel é mais sensível a temperatura do que o leito fixo.

2.4 METANO PROVENIENTE DA DIGESTÃO ANAERÓBIA E ENERGIA ASSOCIADA

Mao et al. (2018) citam que há uma procura mundial por novas fontes de energia mais sustentáveis e limpas, a qual visa a substituição dos combustíveis fósseis, altamente danosos ao meio ambiente. De acordo com Marín et al. (2019), dentre estas fontes está o biogás, um subproduto da digestão anaeróbia de efluentes ou de resíduos sólidos orgânicos, sendo também considerado uma fonte de energia renovável.

O biogás proveniente do tratamento de efluentes é composto principalmente pelos gases metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂), nitrogênio (N₂) e sulfeto de hidrogênio (H₂S) (NOYOLA et al., 2006; MANYUCHI et al., 2018). Na Tabela 1 estão

apresentadas concentrações típicas de gases no biogás proveniente do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário.

Tabela 1 - Composição típica de biogás em reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário

Componente	Concentração
Metano (CH ₄) (% em vol.)	60 – 85
Dióxido de carbono (CO ₂) (% em vol.)	5 – 15
Monóxido de carbono (CO) (% em vol.)	0 – 0,3
Nitrogênio (N ₂) (% em vol.)	2 – 25
Hidrogênio (H ₂) (% em vol.)	0 – 3
Sulfeto de hidrogênio (H ₂ S) (ppm)	1000 – 5000
Oxigênio (O ₂) (% em vol.)	0 – 2

Fonte: Silveira et al. (2015).

Observa-se por meio da Tabela 1, que a concentração de metano varia entre 60 e 85%, a de nitrogênio se situa de 2 a 25%, enquanto a de dióxido de carbono de 5 a 15%. Os demais gases apresentados têm participação menor em volume.

O tratamento anaeróbio de esgoto sanitário pode ser energeticamente neutro ou até mesmo produtor de energia, devido à produção de biogás/metano associada (CRONE et al., 2016). Neste contexto, segundo McCarty et al. (2011), o esgoto sanitário tem sido visto nos países mais desenvolvidos mais como recurso do que como resíduo.

Além de ser muito versátil, podendo ser utilizado tanto como combustível de veículos, quanto para gerar eletricidade, o biogás também tem sido usado para aquecimento de estufas na Turquia e de residências na Índia (GRANDO et al., 2017).

Segundo Campos (1999), de acordo com a relação estequiométrica, a cada 1kg de DQO removida, cerca de 350 litros de metano são gerados, em condições normais de temperatura e pressão. No entanto, segundo o autor, geralmente são obtidos valores inferiores ao supracitado.

Rosa et al. (2016) investigaram o potencial energético em diferentes cenários de uma ETE da cidade de Itabira – MG. No primeiro cenário, o biogás era usado prioritariamente em uma câmara de combustão, visando à geração de calor para secagem do lodo até 10% de umidade, com o excedente sendo usado para suprimento de eletricidade para a ETE. No segundo cenário, o biogás era usado prioritariamente para geração de eletricidade, sendo apenas os gases de exaustão

usados para secagem do lodo. Houve vantagens significativas na redução do volume de lodo no primeiro cenário e suprimento da demanda de energia da ETE no segundo.

2.5 METANO DISSOLVIDO NO EFLUENTE DE REATORES ANAERÓBIOS

Apesar dos constantes avanços na tecnologia, um dos desafios no tratamento anaeróbio de esgoto sanitário é a recuperação do metano dissolvido no efluente. É estimado que no Brasil, 36 a 40% do metano produzido escapa do reator desta forma, representando perda no potencial energético (CHERNICHARO et al., 2015).

A concentração de determinado gás dissolvido em fase líquida pode ser calculada pela Lei de Henry, que relaciona esta solubilidade com a pressão parcial do respectivo gás na atmosfera sobre o líquido. A concentração do gás em equilíbrio no líquido pela Lei de Henry é definida pela Equação 1 (ATKINS, JONES, 2006):

$$[Gas]_{eq} = k_H \cdot p_{gas} \quad \text{Equação 1}$$

Em que:

$[Gas]_{eq}$: Concentração do gás em equilíbrio no líquido (mg L^{-1});

k_H : Constante da Lei de Henry ($\text{mg L}^{-1} \text{atm}^{-1}$);

p_{gas} : Pressão parcial do gás (atm);

A constante da Lei de Henry, por sua vez, é função do tipo de gás, do solvente e temperatura do líquido (ATKINS, JONES, 2006), os valores da constante para o CH_4 , para temperaturas entre 0 e 30 °C, estão apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 - Constante da Lei de Henry para o CH_4 em água pura

Temperatura (°C)	k_H ($\text{mg L}^{-1} \text{atm}^{-1}$)
0	39,7
5	34,3
10	29,9
15	26,4
20	23,6
25	21,5
30	19,8

Fonte: adaptado de Green e Perry (2008).

Nota-se, a partir dos dados apresentados na Tabela 2, que o aumento da temperatura causa diminuição no valor da constante, sendo assim é esperado que reatores operando em baixas temperaturas tendam a ter mais metano dissolvido em seu efluente.

Souza (2010) investigou a concentração de metano dissolvido em reatores do tipo UASB, encontrando valores entre 17 e 21 mg L⁻¹, correspondendo a 30% do metano gerado na estação. Paula (2019), por sua vez, encontrou a concentração de 13 mg L⁻¹ de metano dissolvido no efluente de um reator tipo UASB modificado, sendo 43% da DQO total convertida a metano. Nelting et al. (2017) encontrou o valor de 9 mg L⁻¹ de CH₄ dissolvido no efluente do reator tipo UASB em escala real de uma ETE, o autor não indicou a percentagem correspondente, em relação à produção total de metano.

Nelting et al. (2015) avaliaram a influência dos parâmetros temperatura e TDH, além do topo do reator aberto para a atmosfera ou fechado com uma laje, na concentração de metano dissolvido de um reator UASB. Como resultados os autores reportaram que o reator coberto teve concentração de metano dissolvido cerca de 37% maior que com a superfície livre, devido a maior pressão parcial de metano. Além disso, operando a TDH de 5 h em comparação a 20 h, os reatores aberto e fechado tiveram concentrações 40 e 14% menores. Comparando o reator operando a 20 e 25 °C, a concentração foi 30% maior na menor temperatura.

Apesar do definido pela Lei de Henry, resultados experimentais mostram geralmente concentrações de metano dissolvido superiores às calculadas teoricamente, indicando supersaturação do gás no efluente e mais uma vez, perdas energéticas. (HARTLEY, LANT, 2006; SOUZA et al., 2011). Os dados apresentados na Tabela 3 deixam evidente a supersaturação para diferentes reatores tratando esgoto sanitário doméstico, operando em diferentes temperaturas.

Tabela 3 - Metano dissolvido em efluente de reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário

Referências	Tipo de Reator	Escala	G.S. ¹	Perda média de CH ₄ no efluente (%)	Temperatura (°C)
Cookney et al. (2012) ³	EGSB	Piloto	1,57	45	16
Noyola et al. (1988) ³	Filme fixo	Piloto	4,30	81	29
Singh et al. (1996) ³	UASB	Piloto	6,90	85	28
Lettinga et al. (1983) ³	UASB	Piloto	2,40	45	17
			2,50	72	8
Barbosa e Sant'Anna (1989) ³	UASB	Piloto	5,00	79	18
			1,67	12	35
			1,53	11	35
Bandara et al. (2011) ³	UASB	Bancada	1,64	17	25
			1,46	22	15
			1,34	13	35
			1,52	33	35
Bandara et al. (2012) ³	UASB	Bancada	NR ²	74	6-31 (outono)
				100	6-31 (inverno)
Souza et al. (2011) ³	UASB	Piloto	1,64	41	25
			1,67	39	24
		Demonstração	1,37	36	25
Matsuura et al. (2010) ³	UASB	Piloto	NR	70	21-28
Cookney et al. (2016) ³	UASB	Bancada	1,30	45	25
Nelting et al. (2015)	UASB	Real	0,38-0,62 ⁴	NR	21-25
Paula (2019)	UASB	Real	0,81 ⁵	NR	16,3 – 23,5
Matsuura et al. (2015)	UASB	Piloto	1,13	46-68	10-28
Huete et al. (2018)	UASB	Real	1,14	NR	19,7
Marinho (2019) ⁴	UASB	Piloto	2,1	NR	NR
Yoo et al. (2012) ³	AFBR-AFMBR	Bancada	1,05	63	25
Smith et al. (2013) ³	AnMBR	Bancada	1,50	40–50	15
Dagnew et al. (2011) ³	AnMBR	Piloto	NR	19	22
Giménez et al. (2012) ³	SAnMBR	Piloto	1,009	43	33
	SAnMBR	Piloto	1,007	46	21
Cookney et al. (2016) ³	AnMBR	Bancada	1,00	88	25
Kong et al. (2021)	AnMBR	Piloto	NR	19,8 – 22,3	25

Legenda: ¹G.S.: Grau de saturação; ²NR: Não realizado; ³Retirado de Crone et al. (2016); ⁴Retirado de Centeno-Mora et al. (2020); ⁵ Estimado com base nos dados disponibilizados pela autora.

Observa-se, a partir da Tabela 3, que o grau de saturação variou entre 0,62 e 6,9 e a perda de metano no efluente de 11 a 100%. Chama-se atenção para o fato de que, em geral, as referências mais antigas apresentaram valores de grau de saturação mais elevados em relação às mais atuais, o que pode ser devido aos avanços nas tecnologias e metodologias para as mensurações envolvidas. Ainda, pode se observar que os menores e maiores graus de saturação foram encontrados para reatores tipo UASB. Este fato pode indicar que a maioria das pesquisas neste campo utilizam o reator tipo UASB. Em geral, os reatores tipo UASB em escala piloto apresentaram maior grau de supersaturação em comparação a experimentos em escala de bancada.

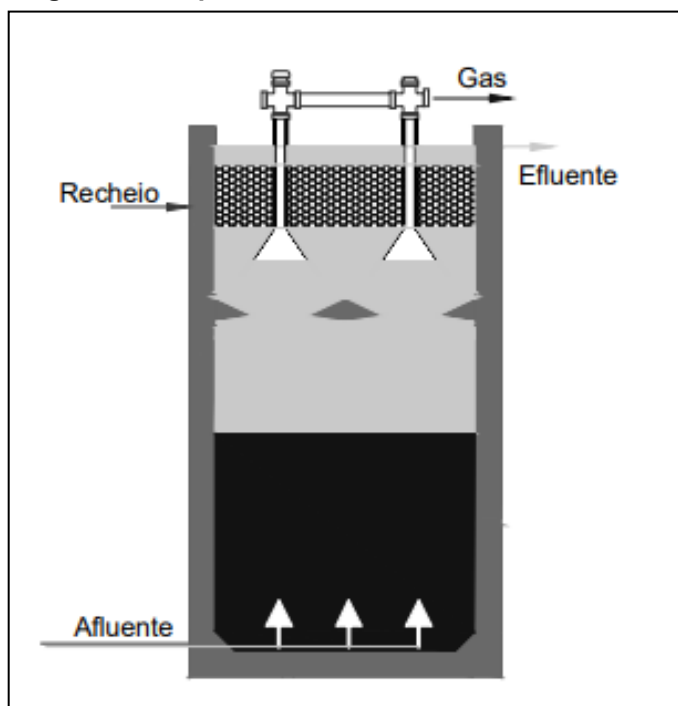
Em reatores tipo UASB, a condição de mistura hidráulica apresenta baixa eficiência, além de baixas velocidades de escoamento no interior do mesmo, as quais dificultam a migração do metano para o *headspace* do separador trifásico, fazendo com que grande parte do gás permaneça dissolvida no efluente (SOUZA et al., 2011; COOKNEY et al., 2012).

O biogás gerado nos reatores também pode ser perdido devido ao desprendimento e arraste de sólidos e biomassa, as quais podem apresentar metano aderido às células anaeróbias (MATSUNAGA et al., 2012).

2.6 REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB)

O uso de biomassa suspensa para tratamento de águas residuárias é um meio ecologicamente correto e econômico. No entanto, entre suas limitações há a possibilidade de os microrganismos dispersos serem facilmente lavados (*washout*) do reator, devido ao menor tempo de retenção para seu crescimento. Esta perda pode levar a diminuição da eficiência do processo como um todo (MACHINENI, 2019).

Alguns autores mostraram vantagens na associação de uma camada de leito fixo sobre uma camada de leito de lodo (filtro ocupando 10% a 50% do volume do reator) frente a um filtro anaeróbio tradicional (TILCHE, VIEIRA, 1991). A Figura 2 representa o desenho esquemático de um reator UAHB.

Figura 2 – Esquema de um reator anaeróbico híbrido

Fonte: Passig (2005).

Ao longo do tempo, foram testados diferentes meios suportes e aplicações em diferentes águas residuárias (GUIOT, VAN DEN BERG, 1985; ELMITWALLI et al., 2002; LEW et al., 2004; PASSIG, 2005; WAEWSAK et al., 2010; RAMDHANIE, CHAKRABARTI, 2014; DAS, CHAUDHARI, 2015; DE ANDRADE LIMA et al., 2015; PRIYA et al., 2015; ARAUJO et al., 2016; CHATTERJEE et al., 2016; CHATTERJEE et al., 2017; LOGANATH, MASZUMDER, 2018; YANQORITHA et al., 2018; MICHELON, 2019). Tais vantagens deram origem ao reator anaeróbico híbrido, inicialmente proposto por Maxham e Wakamiya (1981).

Este tipo de reator consiste na combinação de um reator tipo UASB na parte inferior e meio filtrante na superior, combinando vantagens e suprimindo falhas de ambas as tecnologias. Além da capacidade do material filtrante reter lodo e realizar separação das fases gás-líquido-sólido, há também atividade biológica, contribuindo na remoção de matéria orgânica e produção de biogás em uma região usualmente não ocupada no tipo UASB tradicional (TILCHE, VIEIRA, 1991; OKTEM et al., 2007; LOGANATH, MASZUMDER, 2018). Na Tabela 4 são apresentados alguns resultados obtidos para estudos com o reator anaeróbico híbrido, em diferentes características operacionais.

Tabela 4 - Resultados de experimentos com reator tipo UAHB

Autores	Afluente	Volume útil	Material suporte	TDH	T (°C)	Carga Orgânica Volumétrica	Remoção de DQO	Produção de biogás	Concentração de metano
Büyükkamaci e Filibeli (2002)	Efluente sintético	50 L	Pedaços de mangueira	0,5, 1 e 2 dias	Mesofílica	10, 5 e 2,5 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	86, 82 e 85%	-	57, 56 e 52%
Lew et al. (2004)	Esgoto sanitário	5,3 L	Anéis de filtro de plástico	24 h	28, 20, 14 e 10	0,5 a 1 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	82, 72, 60 e 38%	1100, 225, 85 e 25 mL CH ₄ d ⁻¹	-
Passig (2005)	Esgoto sanitário	18,8 m ³	Anéis corrugados de PVC	6 h	23	1,9 – 2,5 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	Até 83%	4,1 m ³ d ⁻¹	-
Das e Chaudhari (2015)	Esgoto sanitário	62 L	Cubos de esponja (1 cm x 1 cm)	8, 6 e 4 h	24 – 28	0,53 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	65, 47 e 61%	-	-
Priya et al. (2015)	Água residuária de fábrica de sagu	4,7 L	Anéis de polipropileno	10 h	27±5	3 - 10 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	52 - 88%	1,2 - 2,8 L d ⁻¹	52 - 80%
De Mendonça et al. (2017)	Efluente de bovinos	1,7 L	Malha polimérica sintética	6, 5, 3 e 2 dias	37±1	3,8, 4,6, 7,0, 10,8 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	75, 71, 58 e 51%	0,60, 0,76, 1,20 e 1,40 m ³ m ⁻³ d ⁻¹	69, 75, 71 e 72%
Godinho (2017)	Esgoto sanitário sintético	22,1 L	Anéis corrugados de PVC	8 h	19,5±2,3	750 mgDQO L ⁻¹	81%	5902 mL d ⁻¹	65%
Loganath e Maszumder (2018)	Efluente de matadouro	13,5 L (total)	Hexágonos de polipropileno	24, 18, 12, 10, 8 e 6 h	37±2	1,13, 2,59, 5,18, 6,99, 9,71 e 14,25 kgCOT m ⁻³ d ⁻¹	44 - 89%	11,25 a 61,5 L d ⁻¹	48 - 66%
Yanqoritha et al. (2018)	Água residuária de fábrica de tofu	8,6 L	Anéis de PVC	24, 18, 12 e 6 h	-	4,8 - 20,99 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	máxima de 85,57%	875 - 1510 mL d ⁻¹	-
Michelon (2019)	Esgoto sanitário sintético	22,1 L	Anéis corrugados de PVC	8, 10 e 12 h	18,7, 16,8 e 19,4	0,6, 0,7 e 0,9 kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	82,7, 71,1 e 85,4%	2289, 2412 e 4483 mL d ⁻¹	78%

Fonte: indicadas na tabela.

Pode se observar a partir da Tabela 4 que a remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, frequentemente atinge valores superiores a 80% e a concentração de metano consegue atingir até 80% para um efluente industrial e 78% para esgoto sanitário sintético, trazendo vantagens energéticas. Os fatores (além do material suporte) de maiores influências observados são a carga orgânica volumétrica, TDH e temperatura.

Em nenhum destes artigos foi quantificado experimentalmente a quantidade de metano dissolvido no efluente, indicando uma lacuna nos estudos com reator anaeróbio híbrido e possível área de estudo, a qual será explorada neste trabalho.

Segundo Passig (2005) e Godinho (2017), o reator anaeróbio híbrido apresenta regime de escoamento similar ao classificado como tanque de mistura completa em série (4 e 3-CSTR, respectivamente). Essa condição e a retenção de sólidos com possível biogás aderido podem proporcionar melhorias relacionadas à perda de metano no efluente.

O reator anaeróbio também apresenta características positivas para a operação em baixas temperaturas, devidas principalmente à melhoria na capacidade de retenção de lodo proporcionada pelo material filtrante na parte superior.

2.7 BALANÇO DE MASSA EM TERMOS DE DQO

Segundo Von Sperling (1996), o balanço de massa tem como base o princípio de conservação de massa e é aplicado para a análise de sistemas físicos com limites definidos. O princípio prevê que a matéria não pode desaparecer ou ser criada naturalmente, apenas transformada. Desta forma, o balanço de massa em termos de DQO descreve as transformações de matéria orgânica dentro de um sistema, com as quantidades que entram, saem e permanecem neste.

Van Haandel e Lettinga (1994) previram quatro rotas nas quais a matéria orgânica pode seguir após adentrar um sistema biológico de tratamento: (1) conversão em lodo (anabolismo), (2) conversão em metano (catabolismo fermentativo), (3) conversão por oxidação (catabolismo oxidativo) e (4) permanência na fase líquida (descarga no efluente). No entanto, os autores não consideraram a parcela de matéria orgânica utilizada pelas BRS para redução do sulfato, segundo Agrawal et al. (1997) esta parcela pode ser relevante, principalmente em águas residuárias com elevadas concentrações de sulfato.

Souza (2010) avaliou o balanço de massa de DQO para três reatores tipo UASB em escala piloto (340 L) e um em escala de demonstração (14 m³). Como resultados o autor obteve as seguintes parcelas: 14 - 24% DQO em amostra filtrada do efluente, 10 - 20% lodo efluente, 8 - 10% lodo retido, 24 - 30% metano no biogás, 16 - 18% metano dissolvido e por fim, 4 - 5% na redução de sulfato. Para o autor, faltaram 5 - 12% para se fechar o balanço de DQO.

Comparando a influência do TDH nas parcelas do balanço, Souza (2010) concluiu que: o aumento do TDH reduziu a parcela de DQO em amostra filtrada do efluente, além disso, aumentou a parcela de CH₄ no biogás, sem, contudo, promover diminuição da parcela dissolvida.

Lobato (2011), por meio de simulações, elaborou modelos de balanço de massa para reatores anaeróbios considerando três cenários, sendo os mesmos pior situação (esgoto mais diluído, concentração de sulfato maior, menor eficiência de remoção de matéria orgânica e maiores índices de perda de metano), melhor situação (esgoto mais concentrado, menores concentrações de sulfato, maior eficiência de remoção de matéria orgânica e menores perdas de metano) e típica (situação intermediária entre as duas supracitadas). Para a situação típica, a autora definiu: 35% da DQO não convertida e perdida no efluente, 14% convertida em lodo, 5% utilizada na redução do sulfato, 13% como metano dissolvido, 3% metano perdido na fase gasosa e 29% metano no biogás.

Paula (2019) avaliou o balanço de massa de DQO para reatores tipo UASB modificado de uma ETE de Curitiba-PR, como resultados, a autora encontrou: 33% lodo perdido no efluente, 24% DQO em amostra filtrada do efluente, 10% metano no biogás, 8% metano dissolvido, 5% redução do sulfato e 2% lodo retido no sistema. A soma das parcelas obtidas pela autora foi de 81%, faltando 19% para a complementação a 100% da DQO de entrada.

Já para reatores do tipo UAHB, há pouca literatura disponível sobre balanços de massa de DQO, tem-se conhecimento do realizado por Passig (2005), o qual comparou este balanço com um reator tipo UASB e um tipo UAHB modificado (recheio na parte inferior do reator), todos em escala piloto. Os resultados estão apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 – Comparação do balanço de DQO para três reatores anaeróbios

Parcela	UASB	UAHB	UAHB modificado
DQO efluente (%)	31	23	29
DQO lodo (%)	12	10	15
DQO metano (%)	19	17	18
DQO metano dissolvido (%)	9	10	11
DQO redução de sulfato (%)	3	3	4
DQO total no balanço (%)	74	63	78

Fonte: Adaptado de Passig (2005).

Observa-se a partir da Tabela 5, que o reator UAHB teve a menor parcela de DQO efluente, entretanto, também teve a menor percentagem de DQO convertida a metano e recuperada no biogás. As percentagens de metano perdido dissolvido no efluente foram bastante próximas para os três reatores.

Chama atenção o fato de que o somatório das percentagens obtidas serem bem menores para o reator UAHB, 63%. Este fato pode indicar a necessidade de avanços no estudo de balanço de massa de DQO neste tipo de reator, a fim de elucidar de forma mais precisa as dinâmicas de conversão de matéria orgânica nos mesmos.

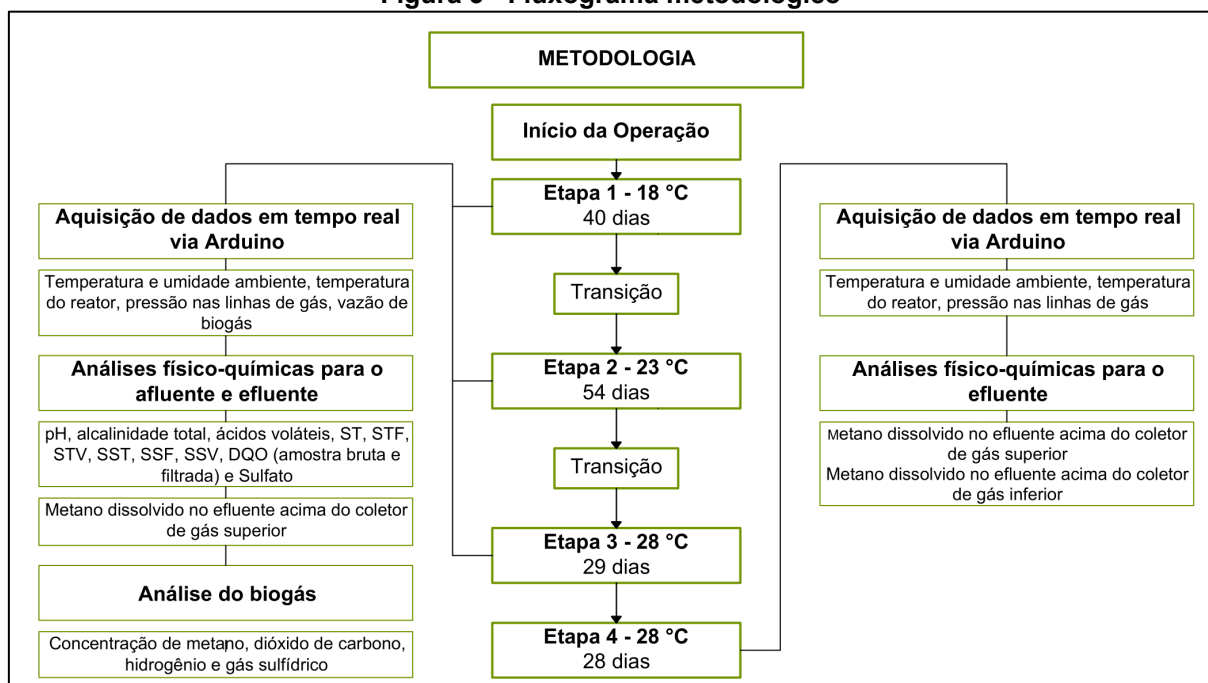
Segundo o autor, além de possíveis parcelas de biogás fugitivas, o déficit encontrado pode ser devido a erros amostrais analíticos, hipóteses teóricas e limitações do uso de valores não originários do sistema experimental.

Percebe-se portanto, que mesmo para reatores com mesma tecnologia, podem haver divergências nas parcelas obtidas do balanço de massa. Além disso, frequentemente o balanço de massa de DQO não atinge 100% da DQO de entrada no sistema.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo são apresentadas as características do reator utilizado, do efluente tratado, descrição das etapas operacionais, procedimentos de amostragens e métodos de análises. Uma representação das etapas envolvidas nesta pesquisa está apresentada na Figura 3.

Figura 3 - Fluxograma metodológico

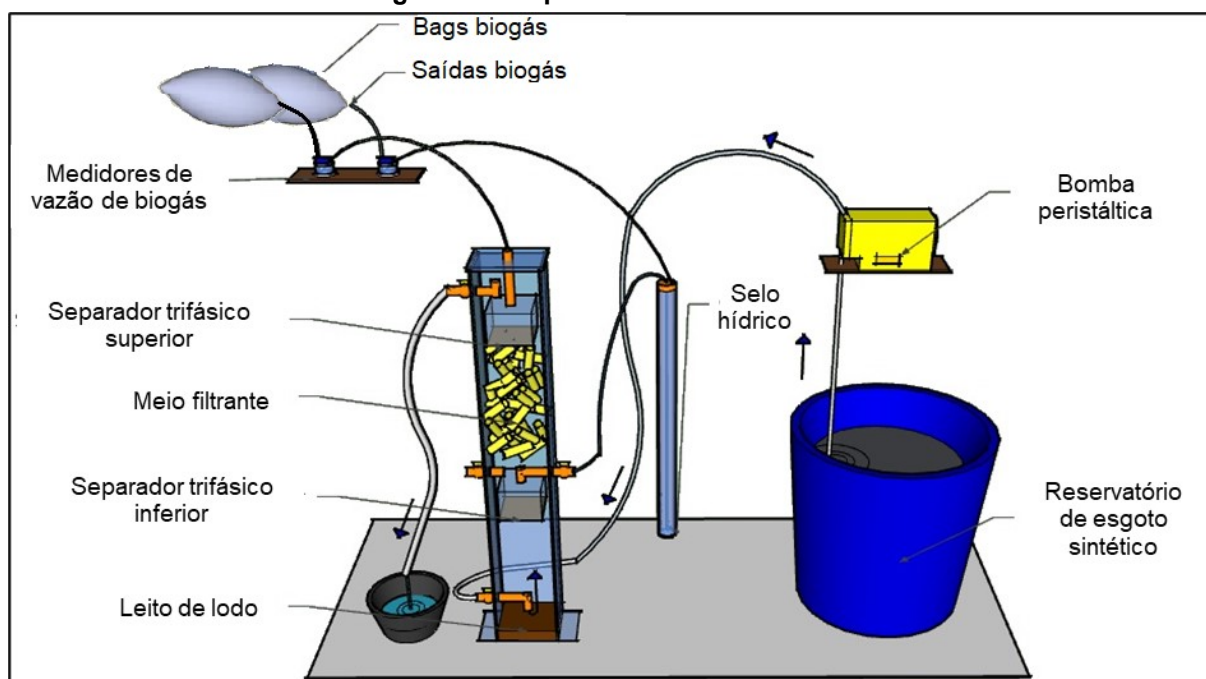


Fonte: Autoria própria (2021).

3.1 APARATO EXPERIMENTAL

Para o desenvolvimento da pesquisa foi utilizado um reator anaeróbio híbrido (UAHB) com paredes em vidro e altura, largura e comprimento de 1,0 m, 0,12 m, 0,20 m, respectivamente. O volume total era de 25 L e o volume útil 22,1 L. O reator era composto de leito móvel de lodo em sua porção inferior (UASB) e leito fixo de lodo na parte superior (material filtrante), sendo este último composto de anéis corrugados de policloreto de vinila (PVC). O esquema com os componentes do reator pode ser observado na Figura 4.

Figura 4 – Esquema do reator utilizado



Fonte: Autoria própria (2021).

A zona de leito de lodo se estendia da base do reator até 33 cm de altura aproximadamente, e apresentava volume de 8,8 L. A biomassa crescia de forma dispersa nesta região do reator.

A 35 cm da base do reator foi instalado um separador trifásico, sendo denominado separador trifásico inferior, o qual coletava o biogás gerado no leito inferior e apresentava 8 cm de altura e 460 mL de volume.

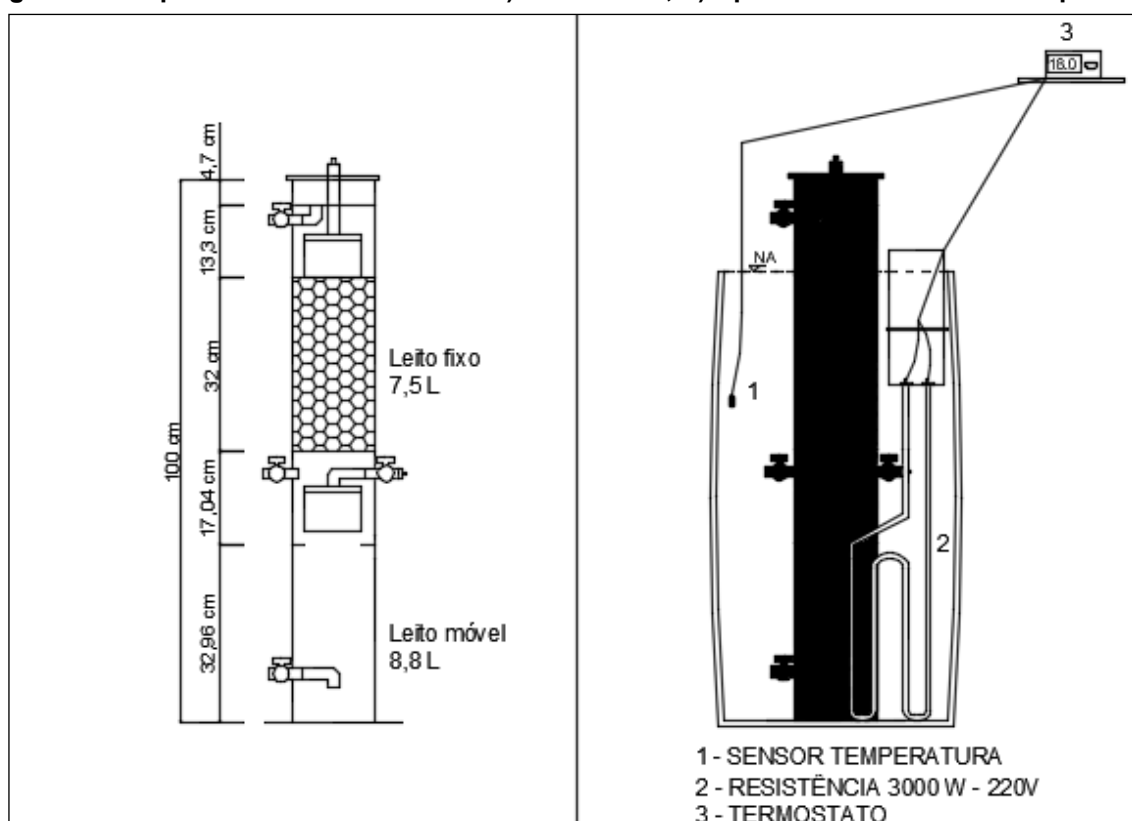
Acima do separador trifásico e a 50 cm da base do reator havia uma região com presença de material suporte, sendo o recheio composto de anéis corrugados de PVC com 2 cm de diâmetro externo, 3 cm de comprimento, densidade de $1,4 \text{ g mL}^{-1}$ e 33 cm^2 de área superficial por peça. O compartimento apresentava 32 cm de altura e volume de aproximadamente 7,5 L. Neste setor a biomassa crescia aderida ao meio suporte.

Acima do meio suporte foi instalado outro separador trifásico, sendo denominado separador trifásico superior, com altura de 8 cm e volume de 460 mL, idêntico ao instalado na parte inferior. Este separador era responsável pela coleta do biogás gerado pelo leito fixo.

O reator foi mantido em um tambor aproximadamente cilíndrico, com diâmetro de 0,43 m e altura de 0,84 m, e volume aproximado de 120 L, encapado com uma camada externa e uma interna de manta térmica de alumínio.

O tambor foi então preenchido com água e nele acoplado um sistema de controle de temperatura, composto de um termostato modelo TIC-17RGTi da Full Gauge Controls® e resistência elétrica de 3000 W para efetuar-se o controle da temperatura do sistema. O desenho esquemático com as dimensões do reator e o sistema de controle de temperatura são mostrados nas Figuras 5a e 5b, respectivamente.

Figura 5 – Esquema do reator utilizado: a) Dimensões; b) Aparato de controle de temperatura



Fonte: Autoria própria (2021).

3.2 ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO

Como afluente do reator UAHB foi utilizado esgoto sanitário sintético, preparado no laboratório de saneamento da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Sede Ecoville, segundo adaptação das concentrações definidas por Torres (1992).

O esgoto sintético era preparado a cada dois dias, em lotes de 150 L e acondicionado em reservatório com capacidade 210 L, para evitar ao máximo alteração em sua composição ao longo do tempo. Os reagentes e respectivas concentrações estão apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Concentração de reagentes utilizados no esgoto sintético

Reagentes	Concentração (g L⁻¹)
Extrato de carne	0,20
Amido solúvel (C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,01
Farinha de trigo	0,20
Sacarose (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	0,0175
Cloreto de amônio (NH ₄ Cl)	0,076
Cloreto de sódio (NaCl)	0,25
Cloreto de magnésio P.A (hexahidratado) (MgCl ₂ .6H ₂ O)	0,007
Cloreto de cálcio anidro P.A (CaCl ₂)	0,0045
Fosfato de potássio monobásico P. A (KH ₂ PO ₄)	0,013
Bicarbonato de sódio P.A (NaHCO ₃)	0,150

Fonte: Adaptado de Torres (1992).

Ressalta-se que este substrato foi escolhido devido à praticidade de seu preparo e utilização, somada à inviabilidade técnica de se realizar a utilização direta do esgoto sanitário gerado da universidade ou de se buscar efluente em uma ETE.

3.3 CONDIÇÕES OPERACIONAIS

O reator foi operado por 218 dias, com TDH constante de 8 h e carga orgânica volumétrica (COV) média de 1,24 (0,4) kg DQO m⁻³ d⁻¹ ao longo de todo o experimento. O tempo de detenção hidráulica foi escolhido com base nos trabalhos anteriores realizados no mesmo reator por Godinho (2017) e Michelon (2019), onde o TDH de 8 h resultou em maior produção de biogás.

Para se cumprir os objetivos propostos, foi necessário estabelecer 4 etapas de operação, sendo Etapa 1 (18 °C), Etapa 2 (23 °C), Etapa 3 (28 °C) e Etapa 4 (28 °C). As Etapas 1, 2 e 3 tiveram como objetivo principal avaliar o efeito da temperatura no desempenho do reator, bem como na produção do biogás e na concentração do metano dissolvido. A Etapa 4 teve como objetivo avaliar a concentração do metano dissolvido em diferentes alturas do reator, sendo coletadas amostras do líquido sobre o separador trifásico inferior e sobre o coletor trifásico superior, com finalidade de avaliar a influência do material suporte na concentração do metano dissolvido.

A temperatura da etapa 1, foi definida em função da limitação do sistema de controle de temperatura de apenas aquecer o reator, sendo 18 °C a temperatura mais baixa possível de se manter no período de análise na cidade de Curitiba. O intervalo de 5 °C entre as temperaturas e o limite superior de 28 °C foram escolhidos com o objetivo de se discretizar um intervalo entre temperaturas encontradas em estações de tratamento reais em regiões tropicais, onde de acordo com Foresti (2002) situam-se próximas e acima de 25 °C.

Na Tabela 7 é apresentado um resumo das etapas e as condições experimentais adotadas.

Tabela 7 – Etapas, períodos e condições operacionais da pesquisa

Condição operacional	Período	TDH (h)	COV (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	Temperatura (°C)
Início de operação	1 a 14		1,24 (0,5) ^a	18,3 (0,2)
Etapa 1	15 a 54		1,24 (0,5) ^a	18,3 (0,2)
Transição	55 a 68	8,0	NA ¹	18,4 – 23,0
Etapa 2	69 a 122		1,15 (0,4) ^a	23,1 (0,2)
Transição	123 a 161		NA ¹	23,1 – 27,9
Etapa 3	162 a 190		1,34 (0,3) ^a	28,0 (0,2)
Etapa 4	191 a 218		1,34 (0,3) ^a	28,0 (0,2)

Legenda: ¹NA: Não aferida, entretanto o esgoto sanitário sintético para alimentação seguiu a mesma receita; ^aMédias seguidas de mesmas letras não diferem entre si significativamente pelo teste ANOVA de um critério ($\alpha = 0,05$; p-valor = 0,6730).

Fonte: Autoria própria (2021).

Entre o período de transição de uma etapa para outra, a temperatura foi aumentada em não mais que 0,5 °C d⁻¹, a fim de evitar mudanças repentinas no reator e permitir a adaptação dos microrganismos à nova temperatura.

O reator foi inoculado com 4 L de lodo anaeróbio de reator tipo UASB tratando esgoto sanitário, para o trabalho de Michelin (2019), o qual operou o reator por cerca de 8 meses antes do presente estudo. Antes da primeira etapa deste trabalho foi coletada uma amostra de 100 mL no lodo, resultando em concentrações de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV) de 24,77, 8,29 e 16,47 g L⁻¹, respectivamente. Ao final da etapa 3, outra análise de lodo, com os mesmos parâmetros, foi realizada, para observar o crescimento da biomassa.

3.4 PARÂMETROS DE MONITORAMENTO

O reator UAHB foi monitorado por meio de análises físico-químicas de amostras do afluente e efluente, além da concentração de gases em amostras do biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior. Todas as análises foram realizadas logo em seguida às coletas das amostras, duas vezes por semana. Os parâmetros e as metodologias empregadas estão representados na Tabela 8.

Tabela 8 – Parâmetros de análise e respectivas metodologias realizadas no experimento (continua)

Parâmetros	Unidade	Método	Número do método	Referência
pH	-	Potenciômetro	4500_H	Eaton et al. (2012)
Alcalinidade Total (AT)	mgCaCO ₃ L ⁻¹	Titulométrico	-	Ripley et al. (1986)
Ácidos Voláteis (AV)	mgHAc L ⁻¹	Titulométrico	-	Dillalo e Albertson (1961)
Sólidos Totais (ST)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_B	Eaton et al. (2012)
Sólidos Totais Fixos (STF)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2012)
Sólidos Totais Voláteis (STV)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2012)
Sólidos Suspensos Totais (SST)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_D	Eaton et al. (2012)
Sólidos Suspensos Fixos (SSF)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2012)
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2012)
DQO bruta (DQO _b)	mgO ₂ L ⁻¹	Espectrofotométrico	5220_D	Eaton et al. (2012)
DQO filtrada (DQO _f)	mgO ₂ L ⁻¹	Espectrofotométrico	5220_D	Eaton et al. (2012)
Sulfato ¹	mgSO ₄ ⁻² L ⁻¹	Turbidimétrico	4500_E	Eaton et al. (2012)
Metano dissolvido ²	mgCH ₄ L ⁻¹	<i>Salting-out</i>	-	Adaptado de Daelman et al. (2012)
Concentração de CH ₄ no biogás	%	Sensor Infravermelho	-	Dräger Safety AG & Co. (2015)

Tabela 8 – Parâmetros de análise e respectivas metodologias realizadas no experimento (conclusão)

Parâmetros	Unidade	Método	Número do método	Referência
Concentração de CO ₂ no biogás	%	Sensor Infravermelho	-	Dräger Safety AG & Co. (2015)
Concentração de H ₂ no biogás	%	Sensor eletroquímico	-	Dräger Safety AG & Co. (2015)
Concentração de H ₂ S no biogás	ppm	Sensor eletroquímico	-	Dräger Safety AG & Co. (2015)

Legenda: ¹Ensaio não realizado no início da primeira etapa; ² Apenas para o efluente.
Fonte: Autoria própria (2021).

Foi instalado no reator um sistema de aquisição de dados composto por sensores ligados a um Arduino®, os quais tomavam medidas da temperatura interna do reator, temperatura e umidade do ar e pressão nas linhas de gás a cada 5 minutos, além da vazão de biogás, que era tomada em tempo real. Os sensores utilizados, suas respectivas funções e faixas de medição estão apresentados na Figura 6.

Figura 6 – Sensores utilizados na automação do reator

Modelo	Função	Faixa de medição/ precisão*
DS18B20	Temperatura do reator	Temperatura: -55 °C a +125 °C/ 0,5 °C
DHT11	Temperatura e umidade ambiente	Umidade: 20 a 90%/ 5% Temperatura: 0 °C a 50 °C/ 2 °C
MPX5010DP	Pressão diferencial (linha de gás e selo hídrico)	0 a 10 kPa/ 5%
RITTER® MilliGascounters MGC-1 PMMA	Vazão de gás	Mín. 1 mL h ⁻¹ e máx. 1 L h ⁻¹ / 3 mL

Legenda: *Conforme especificação do fabricante de cada sensor.
Fonte: Adaptado de Michelin (2019).

A medição de vazão de biogás ocorria em tempo real. Para os separadores trifásicos inferior e superior, o sinal era enviado a cada 3,18 mL e 3,24 mL de biogás produzidos, respectivamente. Mais informações acerca do esquema de instalação da automação do reator podem ser encontradas no trabalho de Michelin (2019). Os medidores de vazão de gás RITTER® MilliGascounters MGC-1 PMMA estão apresentados na Figura 7.

Figura 7 – Medidores de vazão de biogás no reator UAHB



Fonte: Autoria própria (2021).

O biogás gerado nos separadores trifásicos inferior e superior, após passarem pelo medidor de vazão de gás, era acondicionado em *bags* Tedlar® com capacidade volumétrica de 3 L, para posterior medição da concentração de gases.

Para a quantificação da concentração de CH₄, CO₂, H₂S e H₂ presente no biogás foi utilizado um medidor de gases Dräger® X-am 7000, previamente calibrado com gás de calibração padrão (White Martins) com uma concentração de metano superior a 99,9%. De acordo com Battista et al. (2016), que utilizaram o mesmo equipamento para análise de metano, este analisador de gases de hidrocarbonetos utiliza sensores infravermelho, eletroquímico e catalíticos para mensurar as concentrações de cada gás. As *bags* contendo amostra eram conectadas ao sistema de bombeamento, que promovia a passagem do biogás pelos sensores supracitados.

As leituras das concentrações de gases foram realizadas duas vezes por semana, nos mesmos dias das análises físico-químicas. As produções de metano nos diferentes leitos do reator foram obtidas por meio do produto do volume de biogás diário (L d⁻¹) e a concentração de metano (%). Todos os volumes foram normalizados para as condições normais de temperatura e pressão (CNTP).

3.5 METANO DISSOLVIDO NO EFLUENTE

As análises para a quantificação do metano dissolvido no efluente do reator UAHB foram realizadas nos mesmos dias das análises físico-químicas, pelo método *salting-out*, modificado de Daelman et al. (2012), descrito a seguir:

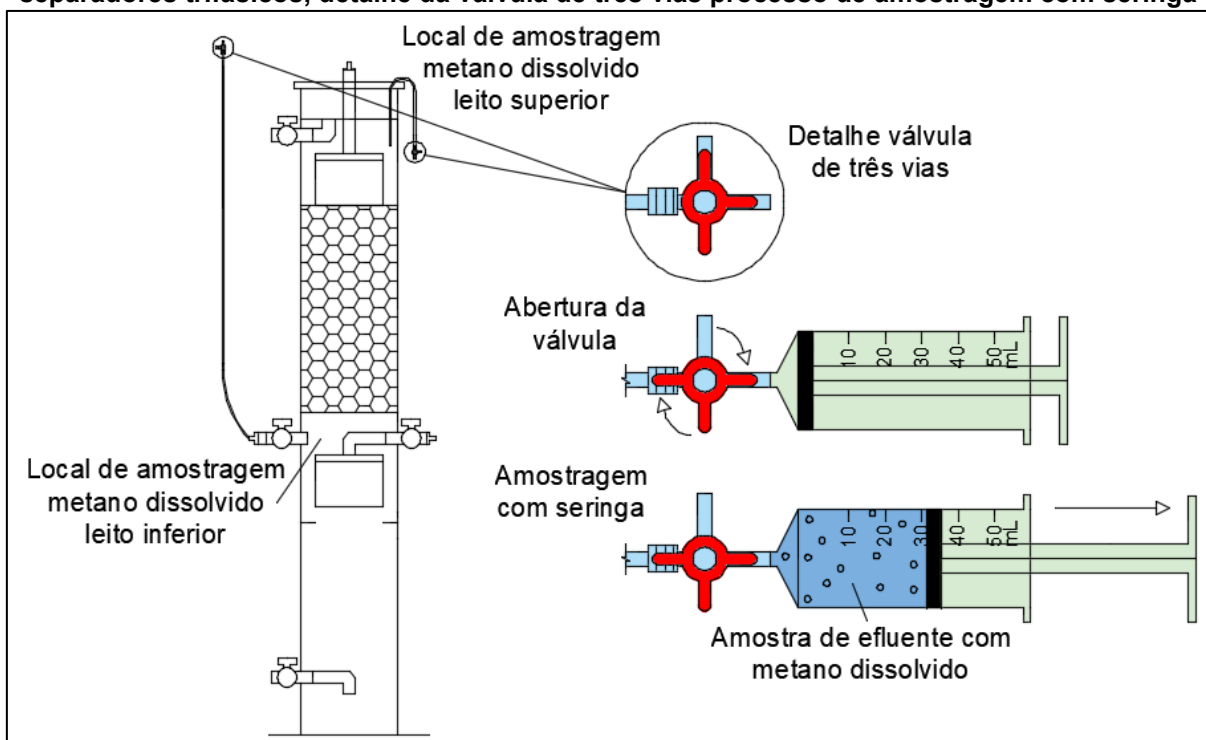
Primeiramente, um kitassato de 1.000 mL de volume teve uma mangueira acoplada a seu orifício lateral, contendo uma válvula de três vias em sua extremidade.

Foram então adicionados 360 g de NaCl (a solubilidade de NaCl em água é de 360 g L^{-1}) e uma barra magnética ao frasco e o mesmo foi vedado com uma tampa de borracha, por onde passavam duas mangueiras, com as extremidades seladas com pinças de Mohr. De acordo com Daelman et al. (2012), a adição de sal em um líquido, em concentrações adequadas, faz com que os gases dissolvidos se desprendam da fase líquida para a gasosa (efeito *salting-out*). O frasco então foi colocado acima de um agitador magnético.

Uma bomba a vácuo foi conectada a uma das saídas da válvula de três vias, e retirou-se o ar da vidraria, após, o registro da mesma foi fechado, bloqueando a entrada de ar para o kitassato, mantendo pressão negativa em seu interior.

Com o auxílio de uma seringa sem agulha, e uma mangueira conectada ao reator (com uma válvula de três vias em sua extremidade), amostras do efluente foram coletadas, em uma região acima do separador trifásico superior. Ressalta-se que na etapa 4, a amostragem também foi realizada na região acima do separador trifásico inferior, a localização das mangueiras e processo para amostragem estão representadas na Figura 8.

Figura 8 – Locais de amostragem de efluente para metano dissolvido logo acima dos separadores trifásicos, detalhe da válvula de três vias processo de amostragem com seringa



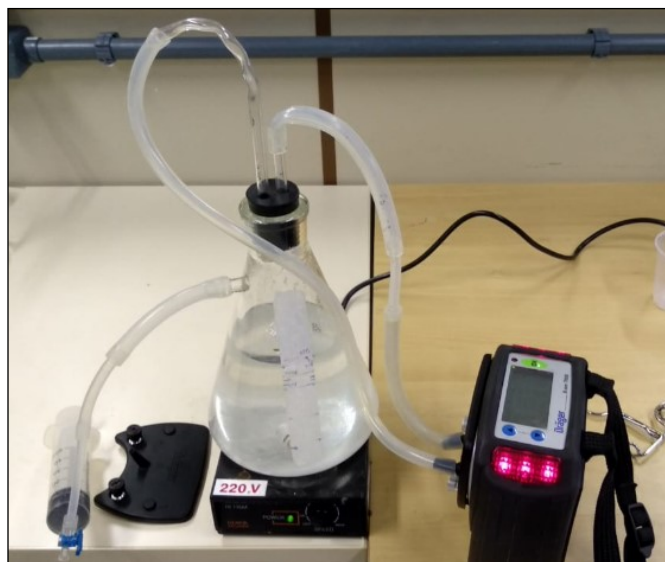
Fonte: Autoria própria (2021).

Foram retiradas amostras de 50 mL por vez e conectadas à válvula de três vias ligada ao kitassato. Como a pressão no interior era inferior à atmosférica, quando o registro se abria, a amostra fluía sem necessidade de exercer pressão para o interior do frasco, neste momento o agitador magnético é ligado.

O processo de amostragem e inserção de amostra no frasco foi repetido até que a mesma não fluísse mais para o interior do kitassato, indicando que a pressão atmosférica e em seu interior se igualaram. O volume de amostra inserido V_1 era anotado, destaca-se que parte da amostra fica no tubo, sem entrar em contato com o sal e, portanto, necessita ser mensurada. O agitador mecânico era desligado e feita uma marcação no frasco representando o nível de líquido com sal.

Neste momento, as duas mangueiras fechadas com pinça de Mohr eram conectadas ao medidor de gases Dräger® X-am 7000, os grampos eram retirados e o equipamento ligado, promovendo a circulação da atmosfera do frasco por seus sensores, a medição se encerrava quando o visor apontava concentração de CH_4 constante. A concentração C_{gas} era anotada, o aparato utilizado está representado na Figura 9.

Figura 9 – Aparato para análise de metano dissolvido



Fonte: Autoria própria (2021).

Após, a tampa de borracha era retirada e a amostra que havia ficado no tubo é sugada com a mesma seringa de amostragem, o volume V_2 era anotado. Após, o frasco era lavado e era adicionada água destilada até a marca, o volume V_3 era anotado. A temperatura atmosférica também era tomada, por meio de um termômetro.

O cálculo da quantidade de metano dissolvido no efluente é obtido pela equação dos gases ideais (Equação 2):

$$G_{dis} = \frac{C_{gas}P(V_{frasco}-V_3)M*1000}{R(T+273,16)*(V_1-V_2)} \quad \text{Equação 2}$$

Em que,

G_{dis} : concentração do respectivo gás dissolvida no efluente (mg L⁻¹);

C_{gas} : concentração do gás mensurada no Dräger® x-am® 7000 (%);

P : pressão atmosférica no local em atm (0,87 atm para o local da análise, Curitiba – PR);

V_{frasco} : volume total do frasco e mangueiras (L);

V_1 : volume de amostra inserida no kitassato (L);

V_2 : volume de amostra presa na mangueira que não entrou em contato com o sal (L).

V_3 : volume de amostra com sal (L);

M : massa molar do composto em questão (16,04 g mol⁻¹ para CH₄);

R : constante dos gases ideais (8,0202212 atm L mol⁻¹ K⁻¹);

T : temperatura atmosférica (°C);

Para o cálculo da concentração de metano dissolvido teórica foi aplicada a Equação 1, Lei de Henry, já apresentada na seção 2.5. Para a pressão parcial de gás foi utilizada a concentração de metano no biogás coletado no separador trifásico.

O grau de saturação foi obtido pela razão entre a concentração obtida experimentalmente e a teórica, como mostrado na Equação 3.

$$G.S. = G_{dis}/[Gas]_{eq} \quad \text{Equação 3}$$

Em que,

$G.S.$: grau de saturação de metano no efluente (adimensional);

G_{dis} : concentração experimental de metano dissolvida no efluente (mg L⁻¹);

$[Gas]_{eq}$: concentração teórica de metano dissolvida no efluente (mg L⁻¹);

Para o volume de metano dissolvido no efluente, foi multiplicada a concentração experimental do gás dissolvido ($\text{mgCH}_4 \text{ L}^{-1}$) pela vazão diária efluente (L d^{-1}), e aplicada a Lei dos gases ideais para se obter o volume correspondente. Todos os volumes foram normalizados para as condições normais de temperatura e pressão (CNTP).

3.6 ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS RESULTADOS

A análise estatística para este trabalho seguiu duas linhas. A primeira foi analisar se alguns dos resultados obtidos apresentaram correlação com a temperatura, que foi o parâmetro variado entre as etapas. Para tal, foi calculado o coeficiente de correlação de Pearson (r) entre temperatura operacional e os parâmetros: eficiência de remoção de matéria orgânica (DQO_b e DQO_f), produção de metano e biogás nos leitos móvel e fixo, volume de metano dissolvido no efluente e total e ainda concentração dos gases CH_4 , CO_2 , H_2S e H_2 no biogás dos separadores trifásicos. Foi considerado o seguinte par de hipóteses:

H₀: não há correlação entre a temperatura e o parâmetro testado: $r = 0$;

H₁: há correlação entre a temperatura e o parâmetro testado: $r \neq 0$;

Nível de decisão: $\alpha = 0,05$.

Como a única variação experimental entre as etapas foi a temperatura, foi possível avaliar a influência desta variável no funcionamento do reator UAHB. As faixas de magnitude do coeficiente de correlação de Pearson e suas respectivas interpretações estão apresentadas na Tabela 9.

Tabela 9 - Magnitude do coeficiente de correlação de Pearson

<i>r</i> de Pearson	Interpretação
0,00	Não há correlação
0,00 – 0,19	Muito fraco
0,20 – 0,39	Fraco
0,40 – 0,59	Moderado
0,60 – 0,79	Forte
0,80 – 1,00	Muito forte

Fonte: Evans (1996).

Por meio da Tabela 9, pode se observar que o coeficiente de correlação de Pearson pode ter seis interpretações, de acordo com as faixas de valores obtidas, que variam entre “não há correlação” até correlação “muito forte”.

A segunda linha estatística foi verificar se as concentrações de gases no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior foram diferentes entre si numa mesma temperatura e se a concentração de metano dissolvido em amostras de efluente coletadas logo acima de cada um dos separadores diferiu estatisticamente, na etapa 4. Para isto, foram realizados, previamente, testes de normalidade de Shapiro-Wilk, considerando o seguinte par de hipóteses para a avaliação dos parâmetros:

H₀: os escores obtidos para o tratamento da variável apresentam distribuição normal: $p\text{-valor} > 0,05$;

H₁: os escores obtidos para o tratamento da variável não apresentam distribuição normal: $p\text{-valor} < 0,05$.

Posteriormente, foram realizados testes de variância entre duas amostras, sendo aplicado o teste *t*-Student, para os com distribuição normal, e o teste *U*-Mann-Whitney, para os com distribuição não normal. O par de hipóteses considerado foi:

H₀: não há diferença estatística entre as amostras coletadas em cada um dos separadores trifásicos (para o metano dissolvido: coletada no efluente logo acima dos separadores): $p\text{-valor} > 0,05$;

H₁: há diferença estatística entre as amostras coletadas em cada um dos separadores trifásicos (para o metano dissolvido: coletada no efluente logo acima dos separadores): $p\text{-valor} < 0,05$.

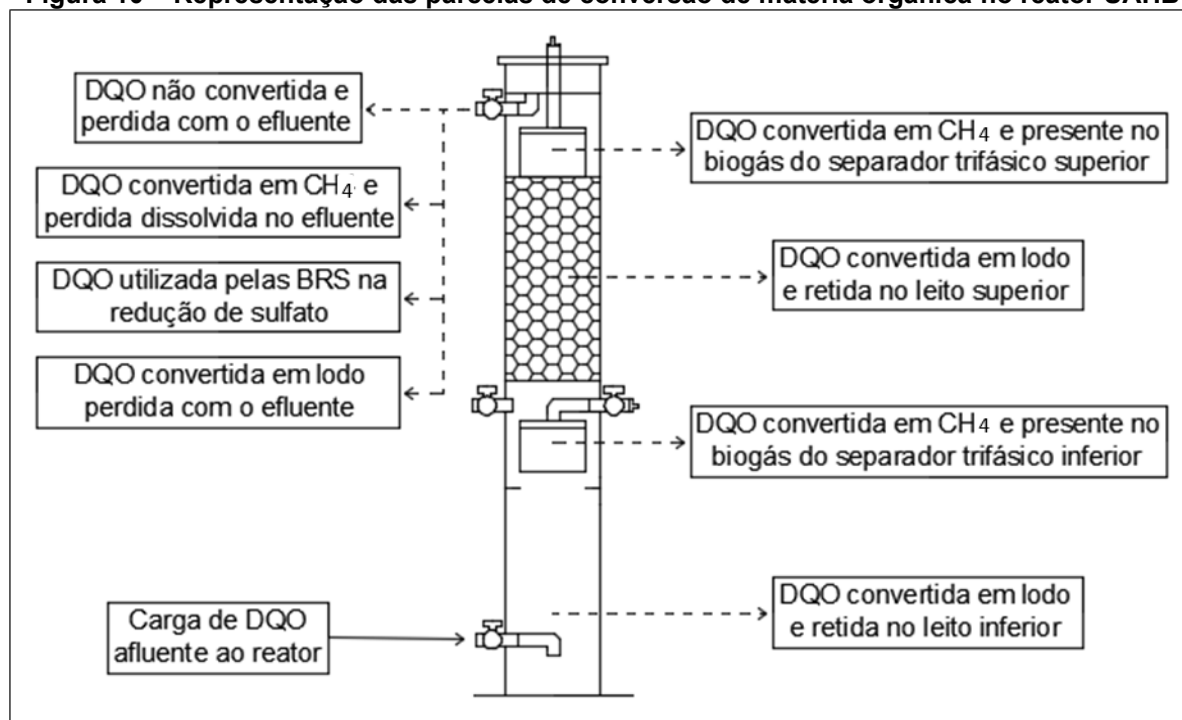
Para a execução destas tarefas foi utilizado o software livre BioEstat® 5.0 (Tefé, Amapá, Brasil).

3.7 DETERMINAÇÃO DO BALANÇO DE MASSA EM TERMOS DE DQO

Para a determinação do balanço de massa em termos de DQO do reator UAHB foram consideradas todos os meios de conversão de matéria orgânica no reator. O trabalho de Souza (2010) para balanço de massa de um reator UASB foi utilizado como base, acrescido das particularidades do reator UAHB.

A Figura 10 representa as rotas de conversão de DQO consideradas neste trabalho.

Figura 10 – Representação das parcelas de conversão de matéria orgânica no reator UAHB



Fonte: Autoria própria (2021).

Como pode ser observado na Figura 10, a massa de DQO afluenta pode se dividir no reator em 8 parcelas: (1) DQO convertida em lodo e retida no leito inferior, (2) DQO convertida em CH₄ e presente no biogás do coletor inferior, (3) DQO convertida em lodo e retida no meio filtrante, (4) DQO convertida em CH₄ e presente no biogás do coletor superior, (5) DQO não convertida e perdida com o efluente, (6) DQO convertida em CH₄ e perdida dissolvida no efluente, (7) DQO utilizada na redução de sulfato e (8) DQO convertida em lodo e perdida no efluente.

As equações utilizadas foram as mesmas utilizadas por Souza (2010) e Paula (2019), com algumas adaptações devido às especificidades do reator UAHB. Para a massa diária de DQO afluenta ao reator foi utilizada a Equação 4.

$$DQO_{af luente\ total} = 86,4 \times DQO_{af l} \times Q_L \quad \text{Equação 4}$$

Em que:

$DQO_{af luente\ total}$: massa diária de DQO afluenta ao reator (gDQO d⁻¹);

$DQO_{af l}$: concentração de matéria orgânica afluenta ao reator (mg L⁻¹)

Q_L : vazão de esgoto sintético (L s⁻¹);

86,4: fator para conversão de unidades.

Para a massa diária de DQO convertida em lodo e retida no leito inferior foi utilizada a Equação 5. Faz-se necessário ressaltar que a coleta de lodo para análise foi realizada apenas antes da primeira etapa operacional e no final da terceira. Devido ao tamanho reduzido do reator, entendeu-se que a retirada entre todas as etapas poderia prejudicar o sistema.

$$DQO_{\text{lodo retido inferior}} = 1,19 \times (STV_{t1} - STV_{t2}) / \Delta t \quad \text{Equação 5}$$

Em que:

$DQO_{\text{lodo retido inferior}}$: massa diária de DQO convertida em lodo e retida no leito inferior (gDQO d⁻¹);

STV_{t1} : massa de sólidos totais voláteis no lodo do leito inferior no tempo 1 (g);

STV_{t2} : massa de sólidos totais voláteis no lodo do leito inferior no tempo 2 (g);

Δt : intervalo de tempo entre as análises de STV para o lodo (d);

1,19 gDQO gSTV⁻¹: coeficiente empírico, calculado para o lodo do reator.

Para a massa diária de DQO convertida em CH₄ e presente no biogás do coletor inferior foi utilizada a Equação 6.

$$DQO_{CH_4 \text{ biogás inferior}} = Q_{CH_4 \text{ inferior}} \times 2,864 \quad \text{Equação 6}$$

Em que:

$DQO_{CH_4 \text{ biogás inferior}}$: massa diária de DQO convertida em metano e presente no biogás do coletor inferior (gDQO d⁻¹);

$Q_{CH_4 \text{ inferior}}$: produção de metano pelo leito inferior (NL d⁻¹);

2,864 gDQO LCH₄⁻¹: coeficiente estequiométrico (considerando 1 atm e 273 K).

Para a massa diária de DQO convertida em lodo e retida no meio filtrante foi utilizada a Equação 7. Ressalta-se que uma vez que neste trabalho não foi realizada a amostragem do lodo no material filtrante, foi utilizado como base a produção de lodo

diária calculada para o trabalho de Godinho (2017), que utilizou o mesmo reator e água residuária utilizados nesta pesquisa, por 366 dias.

$$DQO_{\text{lodo retido superior}} = 1,19 \times STV_{\text{esp}} \quad \text{Equação 7}$$

Em que:

$DQO_{\text{lodo retido superior}}$: massa diária de DQO convertida em lodo e retida no leito superior (gDQO d⁻¹);

STV_{esp} : massa de sólidos totais voláteis produzida por dia no leito superior do reator UAHB (0,47 gSTV d⁻¹, retirado de Godinho (2017));

$1,19 \text{ gDQO gSTV}^{-1}$: coeficiente empírico, calculado para o lodo do reator.

Para a massa diária de DQO convertida em CH₄ e presente no biogás do coletor superior, analogamente ao leito inferior, foi utilizada a Equação 8.

$$DQO_{\text{CH}_4 \text{ biogás superior}} = Q_{\text{CH}_4 \text{ superior}} \times 2,864 \quad \text{Equação 8}$$

Em que:

$DQO_{\text{CH}_4 \text{ biogás superior}}$: massa diária de DQO convertida em metano e presente no biogás do coletor inferior (gDQO d⁻¹);

$Q_{\text{CH}_4 \text{ superior}}$: produção de metano pelo leito superior (NL d⁻¹);

$2,864 \text{ gDQO LCH}_4^{-1}$: coeficiente estequiométrico (considerando 1 atm e 273 K).

A vazão efluente do reator foi considerada como sendo igual à vazão afluente. Desta forma, a massa diária de DQO não convertida e perdida com o efluente foi calculada por meio da Equação 9.

$$DQO_{\text{efluente filtrada}} = 86,4 \times DQO_{\text{filtrada}} \times Q_L \quad \text{Equação 9}$$

Em que:

$DQO_{\text{efluente filtrada}}$: massa diária de DQO não convertida (gDQO d⁻¹);

DQO_{filtrada} : concentração de matéria orgânica efluente filtrada (mg L⁻¹);

Q_L : vazão de esgoto sintético ($L s^{-1}$);
 $86,4$: fator para conversão de unidades.

Para a massa diária de DQO convertida em CH_4 e perdida dissolvida no efluente foi utilizada a Equação 10.

$$DQO_{CH_4 \text{ dissolvido}} = 86,4 \times CH_4 \text{ dissolvido} \times Q_L \times 4 \quad \text{Equação 10}$$

Em que:

$DQO_{CH_4 \text{ dissolvido}}$: massa diária de DQO convertida em metano e perdida dissolvida no efluente ($gDQO d^{-1}$);

$CH_4 \text{ dissolvido}$: concentração de metano dissolvido no efluente ($mg L^{-1}$);

Q_L : vazão de esgoto sintético ($L s^{-1}$);

$4 mgDQO mgCH_4^{-1}$: coeficiente estequiométrico;

$86,4$: fator para conversão de unidades.

Para a massa diária de DQO utilizada pelas BRS na redução de sulfato foi utilizada a Equação 11.

$$DQO_{\text{sulfato redução}} = (SO_4 \text{ afluente} - SO_4 \text{ efluente}) \times (1/1,5) \times Q_L \times 86,4 \quad \text{Equação 11}$$

Em que:

$DQO_{\text{sulfato redução}}$: massa diária de DQO utilizada pelas BRS na redução de sulfato ($gDQO d^{-1}$);

$SO_4 \text{ afluente}$: concentração de sulfato no afluente do reator ($mg L^{-1}$);

$SO_4 \text{ efluente}$: concentração de sulfato no efluente do reator ($mg L^{-1}$);

Q_L : vazão de esgoto sintético ($L s^{-1}$);

$1 gDQO 1,5 gSO_4^{-1}$: coeficiente estequiométrico;

$86,4$: fator para conversão de unidades.

Para a massa diária DQO convertida em lodo e perdida no efluente foi utilizada a Equação 12.

$$DQO_{\text{lodo efluente}} = (DQO_{\text{efluente}} - DQO_{\text{efluente filtrada}}) \times Q_L \times 86,4 \quad \text{Equação 12}$$

Em que:

$DQO_{\text{lodo efluente}}$: massa diária de DQO convertida em lodo e perdida junto ao efluente (gDQO d⁻¹);

DQO_{efluente} : concentração de matéria orgânica no efluente do reator (mg L⁻¹);

$DQO_{\text{efluente filtrada}}$: concentração de matéria orgânica filtrada no efluente do reator (mg L⁻¹);

Q_L : vazão de esgoto sintético (L s⁻¹);

$86,4$: fator para conversão de unidades.

Para a apresentação do balanço de DQO nas diferentes temperaturas, foram apresentadas tabelas com os respectivos valores em massa diária de DQO e percentagens.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO (AFLUENTE)

Na Tabela 10 é mostrada a estatística descritiva da caracterização do esgoto sintético utilizado como substrato para o reator UAHB, frente aos parâmetros analisados, durante os 218 dias de operação.

Tabela 10 – Estatística descritiva da caracterização do esgoto sintético afluente

Parâmetro	N	Média	DP	CV	Mínimo	Máximo
pH	24	6,9	0,6	9	6,1	8,9
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	24	85	24	28	47	139
AV (mgHA _c L ⁻¹)	24	123	45	37	34	218
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² L ⁻¹)	19	27	11	41	15	62
DQO_b (mg L ⁻¹)	48	414	131	32	231	697
DQO_f (mg L ⁻¹)	48	253	30	12	182	335
ST (mg L ⁻¹)	24	878	159	18	632	1253
STF (mg L ⁻¹)	24	446	117	26	50	522
STV (mg L ⁻¹)	24	440	142	32	196	756
SST (mg L ⁻¹)	24	274	117	43	50	522

Legenda: N: número de amostras; DP: desvio padrão; CV: coeficiente de variação; AV: ácidos voláteis; DQO_b: demanda química de oxigênio de amostra bruta; DQO_f: demanda química de oxigênio de amostra filtrada; ST: sólidos totais; STF: sólidos totais fixos; STV: sólidos totais voláteis; SST: sólidos suspensos totais.

Fonte: Autoria própria (2021).

Como pode ser observado na Tabela 10, o pH médio encontrado para o afluente foi de 6,9 (0,6). De acordo com Campos et al. (2006) os valores ótimos de pH para os microrganismos são os próximos à neutralidade, entre 6,5 e 7,5. Desta forma, os valores médios encontrados situaram-se dentro da faixa ótima para manutenção das atividades microbianas.

A concentração média de alcalinidade total verificada no afluente do reator UAHB foi de 85 (24) mgCaCO₃ L⁻¹, variando de 47 a 139 mgCaCO₃ L⁻¹. Segundo Von Sperling (2014) a faixa de alcalinidade total em esgotos varia de 100 a 250 mg L⁻¹ de CaCO₃, estando os resultados encontrados levemente abaixo da faixa citada.

A concentração média de AV no afluente do reator UAHB foi de 123 (45) mgHAc L⁻¹, valor abaixo de 200 mgHAc L⁻¹, tal como recomendado por Chernicharo (2006), para o bom desempenho da digestão anaeróbia.

A concentração média de sulfato no afluente foi de 27 (11) mgSO₄⁻² L⁻¹, variando de 15 a 62 mgSO₄⁻² L⁻¹. Van Haandel e Van der Lubbe (2012) relataram concentrações de 14 a 24, 34 a 50 e 134 a 200 mgSO₄⁻² L⁻¹ para esgotos sanitários do Brasil e Colômbia, Egito e, Índia, respectivamente, estando os valores encontrados dentro destas faixas.

A relação DQO/SO₄⁻² média foi de 17 (8). De acordo com Chernicharo (2007), quando esta relação é inferior a 7 há uma maior inibição das metanogênicas pelas BRS, já quando superior a 10, ocorre maior produção de biogás, com grande parte do H₂S sendo removido da fase líquida. Desta forma entende-se que esta inibição não ocorreu no reator UAHB.

A concentração média de matéria orgânica em termos de DQO_b no afluente foi de 414 (131) mg L⁻¹, variando de 231 a 697 mg L⁻¹. Enquanto a concentração média de matéria orgânica em termos de DQO_f foi de 252 (30) mg L⁻¹, variando de 182 a 335 mg L⁻¹.

O esgoto sintético utilizado nesta pesquisa apresentou concentração média de ST de 878 (159) mg L⁻¹, variando de 623 a 1.253 mg L⁻¹, enquanto para SST, a concentração foi de 274 (117) mg L⁻¹, variando de 50 a 522 mg L⁻¹. Na Tabela 11 são apresentadas concentrações de alguns parâmetros para a classificação de esgotos sanitários em fraco, médio e forte.

Tabela 11 – Classificação típica dos esgotos sanitários

Parâmetros	Esgoto sanitário		
	Fraco	Médio	Forte
DQO _b (mg L ⁻¹)	339	508	1016
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² L ⁻¹)	24	36	72
ST (mg L ⁻¹)	537	806	1612
SST (mg L ⁻¹)	130	195	389

Legenda: DQO_b: demanda química de oxigênio de amostra bruta; ST: sólidos totais; SST: sólidos suspensos totais.

Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

Comparando os valores obtidos na Tabela 10 com os valores reportados por Metcalf e Eddy (2016), na Tabela 11, pode se classificar o esgoto sanitário sintético utilizado nesta pesquisa como “esgoto médio” em termos de DQO e ST.

4.2 AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO DESEMPENHO DO REATOR UAHB

Na Tabela 12 são apresentados os resultados das análises físico-químicas no reator UAHB ao longo das etapas. Na Figura 11 é apresentado o comportamento do reator em relação aos parâmetros pH, temperatura, alcalinidade total e ácidos voláteis nas diferentes etapas operacionais. Além disso, são apresentadas as eficiências de remoção de matéria orgânica carbonácea (DQO_b , DQO_r) e sólidos (STV e SST) para as etapas do experimento.

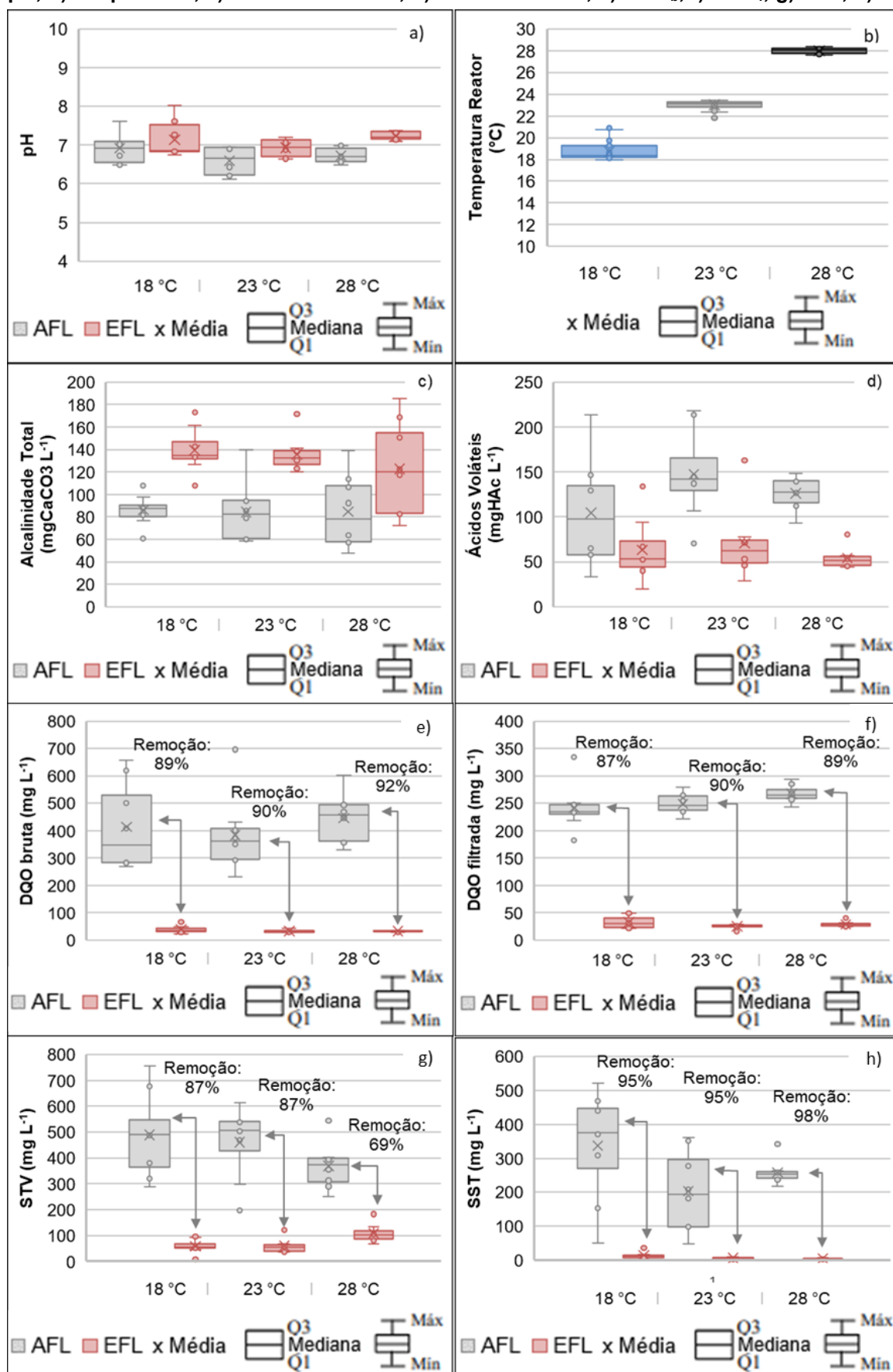
Tabela 12 – Estatística descritiva da caracterização dos resultados das análises físico-químicas no reator UAHB ao longo das etapas

Parâmetro	Etapa	N	Afluente					Efluente					Eficiência de remoção (%)					
			X	DP	CV	Mín	Máx	X	DP	CV	Mín	Máx	X	DP	CV	Mín	Máx	
pH	1 (18 °C)	8	6,9	0,4	6	6,5	7,6	7,1	0,5	7	6,8	8,0						
	2 (23 °C)	8	6,6	0,4	6	6,1	7,0	6,9	0,2	3	6,6	7,2						
	3 (28 °C)	8	6,7	0,2	3	6,5	7,0	7,2	0,1	1	7,1	7,4						
Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ L ⁻¹)	1 (18 °C)	8	86	14	16	61	108	139	20	14	108	173						
	2 (23 °C)	8	84	27	32	58	140	136	16	12	120	172						
	3 (28 °C)	8	85	33	39	47	139	123	42	34	72	186						
AV (mgHAc L ⁻¹)	1 (18 °C)	8	104	61	59	34	214	63	36	57	20	134						
	2 (23 °C)	8	147	49	33	71	218	70	41	59	29	163						
	3 (28 °C)	8	126	19	15	93	148	54	12	22	44	80						
Sulfato (mg SO ₄ ²⁻ L ⁻¹)	1 (18 °C)	3	23	5	22	19	28	36	11	31	25	48						
	2 (23 °C)	8	31	8	26	25	46	27	5	19	22	36						
	3 (28 °C)	8	25	15	60	15	62	24	11	46	15	48						
DQO _b (mg L ⁻¹)	1 (18 °C)	16	413	161	39	269	658	38	13	34	23	65	89	5	6	83	96	
	2 (23 °C)	16	384	142	37	231	697	33	5	15	27	42	90	4	4	84	96	
	3 (28 °C)	16	445	92	21	328	602	32	4	12	28	40	92	2	2	89	94	
DQO _f (mg L ⁻¹)	1 (18 °C)	16	242	43	18	182	335	33	11	33	21	49	87	3	3	81	91	
	2 (23 °C)	16	249	19	8	222	280	25	4	16	16	28	90	2	2	87	93	
	3 (28 °C)	16	267	16	6	243	293	29	5	17	24	40	89	2	2	84	91	
STV (mg L ⁻¹)	1 (18 °C)	8	488	164	34	288	756	58	28	48	8	97	87	7	8	80	99	
	2 (23 °C)	8	460	140	30	196	612	59	28	47	34	121	87	4	5	80	93	
	3 (28 °C)	8	368	90	24	252	544	109	36	33	66	183	69	12	17	47	83	
SST (mg L ⁻¹)	1 (18 °C)	8	336	161	48	50	522	15	10	67	7	37	95	4	4	86	98	
	2 (23 °C)	8	203	119	59	47	361	6	3	50	2	10	95	5	5	85	99	
	3 (28 °C)	8	259	36	14	218	341	5	3	60	2	12	98	1	1	95	99	

Legenda: N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão da média; CV: coeficiente de variação; Mín: mínimo; Máx: máximo; AV: ácidos voláteis; DQO_b: demanda química de oxigênio de amostra bruta; DQO_f: demanda química de oxigênio de amostra filtrada; STV: sólidos totais voláteis; SST: sólidos suspensos totais.

Fonte: Autoria própria (2021).

Figura 11 – Parâmetros físico-químicos determinados nas diferentes etapas operacionais: a) pH; b) temperatura; c) alcalinidade total; d) ácidos voláteis; e) DQO_b; f) DQO_f; g) STV; h) SST.



Fonte: Autoria própria (2021).

Como pode ser visto na Figura 11a, durante as etapas operacionais o reator apresentou pH efluente próximo à neutralidade, sendo em média 7,1 (0,5), 6,9 (0,2) e 7,2 (0,1) para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. Segundo Barros et al. (2015) os valores de pH próximos de 7 indicam uma população microbiana equilibrada, sem risco de acidificação. De acordo com Sakar et al. (2009), a faixa de pH requerida pelas arqueias metanogênicas é de 6,5 a 7,8, estando o pH do reator dentro desta faixa em todas as etapas. Além disso, os valores foram sempre levemente superiores ao pH afluente, indicando a capacidade de tamponamento do reator.

A temperatura média do líquido medida no interior do reator foi de 18,3 (0,2) °C, 23,1 (0,2) e 28,0 (0,2) °C para a primeira, segunda e terceira etapas. Desta forma, houve digestão anaeróbia na faixa psicrófila na primeira etapa e na mesófila na segunda e na terceira.

Observa-se que para todas as etapas houve aumento na concentração de alcalinidade, indicando geração da mesma no interior do reator. Na primeira etapa a alcalinidade total média no efluente foi de 139 (20) mgCaCO₃ L⁻¹, sendo o aumento de alcalinidade de 64% em média. Na segunda, o valor de alcalinidade total constatado foi de 136 (27) mgCaCO₃ L⁻¹, sendo o aumento de alcalinidade de 70% em média. Para a terceira etapa, este valor foi de 123 (42) mgCaCO₃ L⁻¹, com aumento médio de 48%.

Uma vez que na digestão anaeróbia as bactérias da acidogênese se desenvolvem mais rapidamente que as arqueias metanogênicas, este aumento é considerado uma condição fundamental para a neutralização dos ácidos voláteis produzidos pelas primeiras e tamponamento dos reatores anaeróbios (AQUINO, CHERNICHARO, 2005; CHERNICHARO, 2007; METCALF e EDDY, 2016).

A concentração média de ácidos voláteis no afluente foi de 123 (44) mg L⁻¹. Para a primeira, segunda e terceira etapa a concentração efluente foi de 79 (53), 59 (17) e 54 (12) mg L⁻¹, respectivamente. Uma vez que há geração e também consumo destes AV no processo anaeróbio, a diminuição da concentração em relação ao afluente podem indicar equilíbrio no processo.

Pode-se observar por meio da Figura 11e, que a remoção média de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO_b foi de 89 (5), 90 (4) e 92 (2)% para a primeira, segunda e terceira etapa, respectivamente.

As eficiências supracitadas foram similares às eficiências de remoção de 82 a 87% encontradas por Lew et al. (2004), Passig (2005), Waewsak et al. (2010) e Michelin (2019) para reatores anaeróbios híbridos tratando esgotos sanitários reais e sintéticos.

Em relação à DQO_f (Figura 11f), as eficiências de remoção de matéria orgânica foram de 87 (3), 90 (9) e 89 (2)% para a primeira, segunda e terceira etapa, respectivamente. Os valores levemente menores em relação à DQO_b podem estar relacionados com a retenção de sólidos pelo meio filtrante. Entretanto, tais valores também podem ser considerados satisfatórios. As eficiências foram superiores aos 83% e 75% encontradas por Stanford e Kato (2003) e De Mendonça et al. (2017), respectivamente.

Os resultados dos testes de correlação de Pearson entre remoção de matéria orgânica (DQO_b e DQO_f) e temperatura do reator estão apresentados na Tabela 13.

Tabela 13 – Coeficiente de correlação de Pearson entre remoção de matéria orgânica (DQO_b e DQO_f) e temperatura

Parâmetro	DQO_b	DQO_f
r de Pearson	0,35	0,34
p-valor	0,0938	0,0824

Fonte: Autoria própria (2021).

Pode ser observado que houve uma fraca correlação entre a temperatura operacional e as remoções de matéria orgânica em termos de DQO bruta e filtrada no reator UAHB, nas condições testadas, além disso, uma vez que os p-valores foram superiores a 0,05, as correlações não são estatisticamente significativas. Este fato indica que o reator não é influenciado significativamente pela temperatura, na faixa estudada, no que diz respeito à remoção de matéria orgânica, o que pode ter se dado tanto pela retenção de sólidos quanto pela degradação de matéria orgânica adicional promovida pelo leito superior.

Como pode ser observado na Figura 11g, as remoções médias de sólidos totais voláteis nas etapas 1, 2 e 3 foram de 82 (7), 87 (4) e 69 (12)%, respectivamente. As faixas de remoção de STV para as duas primeiras etapas foram similares aos 82% encontrados por Passig (2005). Para a terceira etapa, esta percentagem foi similar aos cerca de 68% encontrados por Michelin (2019), ambos para reatores anaeróbios híbridos. A menor eficiência constatada na terceira etapa pode estar ligada ao

provável aumento da biomassa no reator promovido pelo incremento de temperatura, a qual foi expelida para fora do mesmo (*washout*).

Pode ser observado na Figura 11h que, para sólidos suspensos totais, as eficiências de remoção foram de 95 (4), 95 (5) e 98 (1)% para a primeira, segunda e terceira etapas, respectivamente. As eficiências de remoção de SST encontradas foram similares aos 86 a 98% encontradas por Passig (2005), Lew et al. (2004) e Loganath e Mazumder (2018), porém, foram superiores aos cerca de 80% encontrado por Priya et al. (2015), todos em reatores anaeróbios híbridos. De acordo com Tilche e Vieira (1991) o material suporte existente na porção superior do reator diminui o arraste de sólidos. Este pode ser um dos motivos para as elevadas eficiências encontradas.

Segundo Crone et al. (2016) as eficiências de remoção de SST para reatores tipo UASB geralmente se situam entre 65 e 90%. O reator UAHB teve eficiência superior nas duas primeiras temperaturas operacionais.

A elevada eficiência de remoção de SST em temperatura psicrófila pode ser considerada um aspecto positivo para o reator UAHB, pois de acordo com Lettinga et al. (2001) e Santos et al. (2018) nessas condições a capacidade de retenção de lodo é um dos fatores que devem ser garantidos para manter boa eficiência.

4.3 AUMENTO DA BIOMASSA NO LEITO INFERIOR DO REATOR UAHB

Imediatamente antes do início da primeira etapa operacional, as análises de uma amostra de lodo retirada do leito móvel resultaram em concentrações de ST, STF e STV de 24,8, 8,3 e 16,5 g L⁻¹, respectivamente. Ao final do experimento, a amostra de lodo retirada do mesmo local apresentou concentração de ST, STV e STF de 47,9, 32,8 e 15,1 g L⁻¹, respectivamente. Considerando a concentração de sólidos totais voláteis como a biomassa presente no reator, observa-se aumento de 99% em relação à concentração inicial. Este comportamento indica que os microrganismos tiveram condições de prosperar durante os 190 dias de operação entre o início do experimento e o fim da etapa 3.

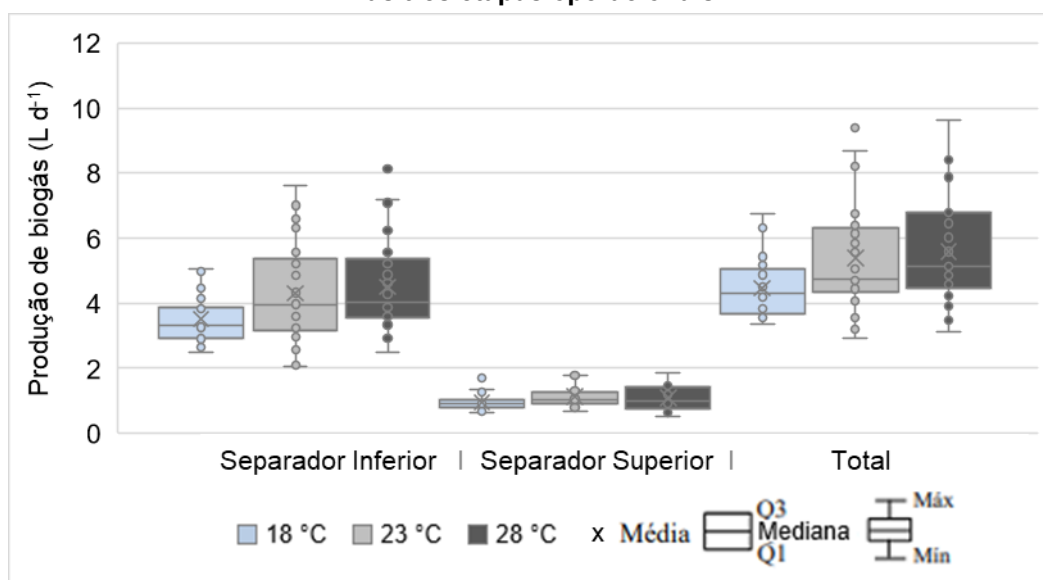
Já para os sólidos totais fixos, o aumento verificado foi de cerca de 82% em relação aos 8,3 g L⁻¹ iniciais, podendo ser atribuído ao acúmulo de sólidos retidos no sistema.

Ressalta-se que não foi possível mensurar o incremento de biomassa no material filtrante, pela dificuldade de se retirar os anéis de PVC sem danificar o reator.

4.4 AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO REATOR UAHB

A produção de biogás do reator UAHB nas três etapas operacionais foi monitorada nos separadores trifásicos inferior e superior e está apresentada na Figura 12. Ressalta-se que neste item, não foi considerada a parcela dissolvida no efluente, que será tratada mais adiante.

Figura 12 – Produção de biogás nos separadores trifásicos inferior e superior do reator UAHB nas três etapas operacionais



Fonte: Autoria própria (2021).

A produção média de biogás coletada no separador trifásico inferior foi de 3,48 (0,72), 4,27 (1,47) e 4,50 (1,40) L d⁻¹ e no separador trifásico superior foi de 0,97 (0,25), 1,12 (0,34) e 1,09 (0,36) L d⁻¹, resultando uma produção média total de biogás para o reator de 4,45 (0,91), 5,40 (1,71) e 5,54 (1,67) L d⁻¹, para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente.

O separador trifásico inferior foi responsável por coletar em média 78 (15), 78 (5) e 80 (6)% da produção total de biogás, enquanto que o separador trifásico superior foi responsável em média por 22 (5), 22 (6) e 20 (5)% para as três respectivas etapas operacionais. Godinho (2017), operando o mesmo reator, observou que o leito inferior produziu 79, 78 e 82% do biogás total com TDH constante de 8 h, e a 1.250, 750 e

250 mg L⁻¹ de DQO_b, respectivamente, valores similares aos encontrados neste estudo. Entretanto, vale a pena ressaltar que as produções totais encontradas pelo autor foram diferentes nas etapas operacionais, sendo aproximadamente 2, 6 e 7 L d⁻¹ para as três etapas, respectivamente.

Embora a produção volumétrica tenha sido diferente ao longo das etapas, as participações médias em percentagem de cada um dos leitos se mantiveram iguais quando a 18 e 23 °C. Além disso, em relação às duas primeiras etapas, a 28 °C, a percentagem média de biogás produzida pelo leito inferior teve elevação de 2%, enquanto a produzida pelo leito superior teve redução de 2%. Este fato pode ser justificado pelo fato de o manto de lodo conter mais microrganismos, consumindo a matéria orgânica mais biodegradável primeiro, independentemente da temperatura (nas condições testadas), sendo o meio filtrante uma estrutura extra de polimento. Das e Chaudhari (2015), analisando a concentração de DQO ao longo da altura de um reator UAHB verificaram que cerca de 50% e 75% da DQO removida foi consumida no primeiro quarto e primeiro terço do reator, respectivamente, antes da chegada ao meio filtrante.

O valor máximo de produção de biogás no leito inferior para a primeira etapa foi menor que nas demais, atingindo 5,07 L d⁻¹, enquanto a 23 e 28 °C o reator foi capaz de atingir 7,61 e 8,14 L d⁻¹, respectivamente.

Na Tabela 14, é apresentada a quantidade de matéria orgânica removida, em termos de DQO_b, além da produção média de biogás por matéria orgânica removida e por volume útil do reator para as três etapas operacionais.

Tabela 14 – Produção média de biogás no reator UAHB por matéria orgânica removida e volume útil do reator durante as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C)

Etapa	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
DQO_b removida (g d⁻¹)	25	23	28
Produção de biogás (m³ kgDQO_b removida⁻¹ d⁻¹)	0,18	0,23	0,20
Produção de biogás (L_{biogás} L_{reator} d⁻¹)	0,20	0,24	0,25

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se a partir da Tabela 14, que a produção de biogás na temperatura operacional de 23 °C foi maior do que para 28 °C e 18°C. Uma possível explicação é que tenha havido acumulação de sólidos na primeira etapa, os quais foram digeridos na etapa subsequente. Mahmoud (2008) descreveu o mesmo comportamento ao

operar um reator tipo UASB em escala plena tratando esgoto doméstico, com um acúmulo gradual de sólidos no reator com o declínio da temperatura e posterior degradação com o seu aumento.

Se não houvesse a contribuição do biogás produzido no leito superior, as produções nas três etapas reduziriam para 0,14, 0,18 e 0,16 m³ kg DQO_b removida⁻¹ d⁻¹, reduções de 22, 22 e 20%, respectivamente. Além de representar perda no potencial energético, a quantidade de matéria orgânica que sairia do reator poderia ser maior do que apenas a que deixaria de ser degradada, uma vez que a ausência da camada superior reduziria a retenção de sólidos, os quais poderiam ser arrastados no efluente.

Michelon (2019), tratando o mesmo substrato e operando o mesmo reator desta pesquisa, encontrou 0,23, 0,22 e 0,23 m³ kg DQO removida⁻¹ d⁻¹, a temperaturas de 18,7, 16,8 e 19,4 °C e TDH de 12, 10 e 8 h, respectivamente. Os valores são similares aos encontrados neste estudo. Buyukkamaci e Filibeli (2002) encontraram produções de 0,32 m³ kg DQO removida⁻¹ d⁻¹, enquanto Waewsak et al. (2010) verificaram produções de 0,30 a 0,45 m³ kg DQO removida⁻¹ d⁻¹, valores superiores a este estudo, possivelmente devido às altas temperaturas de operação, sendo 35 e 33 °C, respectivamente. Os autores supracitados também utilizaram reatores UAHB tratando esgoto doméstico.

As taxas de produção de biogás por volume de reator (0,20 a 0,25 L L⁻¹ d⁻¹) foram similares aos 0,22 L L⁻¹ d⁻¹ encontrados por Passig (2005) para um reator UAHB em escala plena, tratando esgoto sanitário a 23 °C e com TDH de 6h. Além disso, situaram-se dentro da faixa de 0,06 a 0,27 L L⁻¹ d⁻¹ encontrada por Marinho (2019) para um reator tipo UASB piloto, tratando esgoto sanitário a 22 °C e com TDH de 7h.

Os testes de correlação de Pearson entre a temperatura operacional e produção de biogás no leito inferior, superior e total estão apresentadas na Tabela 15.

Tabela 15 - Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a produção de biogás no separador trifásico inferior, separador trifásico superior e total

Separador trifásico	Inferior	Superior	Total
<i>r</i> de Pearson	0,32	0,16	0,30
p-valor	0,0029	0,1340	0,0045

Fonte: Autoria própria (2021).

Por meio dos resultados mostrados na Tabela 15, pode se observar que a produção no leito inferior e a produção total apresentaram correlação fraca, sendo

desta forma, mesmo que pouco, influenciados pela variação de temperatura. Chama-se atenção para o fato de a produção do leito fixo não ter apresentado correlação estatisticamente significativa ($p\text{-valor} > \alpha = 0,05$), ou seja, não se pode afirmar que este tem relação com a temperatura. Uma vez que a produção de biogás é resultado da decomposição da matéria orgânica pelos microrganismos anaeróbios, este fato pode indicar que mesmo a baixas temperaturas o reator é capaz de manter sua eficiência constante.

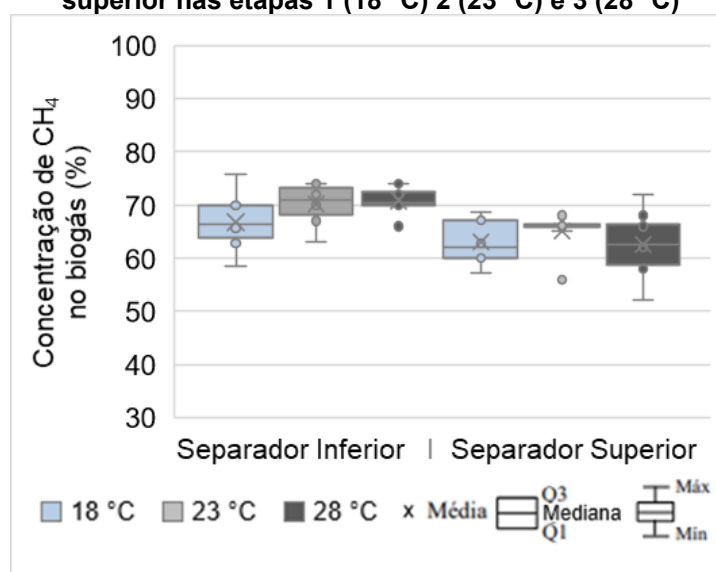
A parte superior de reatores tipo UASB geralmente apresenta baixa atividade microbiana (SEGHEZZO et al.,2000; LEW et al., 2004). Neste estudo, a constante produção em torno de 20% do volume total produzido no meio suporte comprova que sua instalação é uma característica benéfica ao reator UAHB, promovendo polimento do efluente.

4.5 CONCENTRAÇÃO DE GASES NO BIOGÁS PRODUZIDO NO REATOR UAHB

4.5.1 Concentração de CH₄ no biogás produzido pelo reator UAHB

Na Figura 13 estão apresentadas as concentrações de CH₄ no biogás dos separadores inferior e superior para as diferentes temperaturas operacionais.

Figura 13 – Concentração de CH₄ no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior nas etapas 1 (18 °C) 2 (23 °C) e 3 (28 °C)



Fonte: Autoria própria (2021).

Como pode se observar na Figura 13, a concentração média de CH₄ no biogás gerado pelo manto de lodo e coletado pelo separador trifásico inferior foi de 67 (5), 70 (4) e 71 (3)%, enquanto no gerado no leito fixo e coletado no separador trifásico superior foi de 63 (4), 65 (4) e 62 (6)% para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente.

As faixas de concentração de metano encontradas foram em geral similares as 52 a 67% encontradas por Büyükkamaci e Filibeli (2002), Godinho (2017) e Waewsak et al. (2010), e inferiores aos 78% encontrados por Michelin (2019). Todos os autores utilizaram reatores UAHB, tratando esgoto sanitário.

Segundo Angelidaki e Batstone (2010), a composição do biogás é determinada pela composição do resíduo tratado. Como exemplo, de acordo com Metcalf e Eddy (2016), uma fração de lipídios mais elevada no esgoto resulta em maior fração de metano no biogás gerado.

Na Tabela 16 são apresentados os resultados do teste de normalidade de Shapiro-Wilk para as concentrações de metano no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior do reator UAHB.

Tabela 16 – Teste de normalidade de Shapiro-Wilk para a concentração de CH₄ presente no biogás coletado no separador trifásico inferior e superior durante a etapa 1 (18 °C), etapa 2 (23 °C) e etapa 3 (28 °C)

Separador trifásico	Inferior			Superior			
	Etapa	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
p-valor		0,9880**	0,3855**	0,3649**	0,4303**	0,0088*	0,9900**

Legenda: *distribuição não-normal; **distribuição normal.

Fonte: Autoria própria (2021).

De acordo com o teste de normalidade de Shapiro-Wilk, apenas a concentração de metano no separador trifásico superior operando a 23 °C não apresentou distribuição normal.

Na Tabela 17 são apresentados os resultados do teste de correlação de Pearson entre a temperatura e as concentrações de metano no biogás do reator UAHB no leito inferior e superior.

Tabela 17 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de metano no biogás produzido no leito inferior e leito superior

Separador trifásico	Inferior	Superior
r de Pearson	0,40	-0,04
p-valor	0,0500	0,8603

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se por meio da Tabela 17, que a concentração de CH₄ no biogás coletado no separador trifásico inferior apresentou correlação moderada e positiva, enquanto a no superior não apresentou correlação estatisticamente significativa (p-valor > $\alpha = 0,05$).

Na Tabela 18 são apresentados os resultados dos testes *t*-Student e *U*-Mann-Whitney feitos para se comparar as concentrações de CH₄ no biogás dos separadores trifásicos inferior e superior na mesma etapa.

Tabela 18 – Teste *t*-Student/*U*-Mann-Whitney para a concentração de CH₄ no biogás coletado nos separadores trifásicos numa mesma etapa

Entre etapas	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
p-valor	0,0678* ^t	0,0079** ^U	0,0033** ^t

Legenda: *igualdade estatística; **diferença estatística; ^t*t*-Student; ^U*U*-Mann-Whitney.

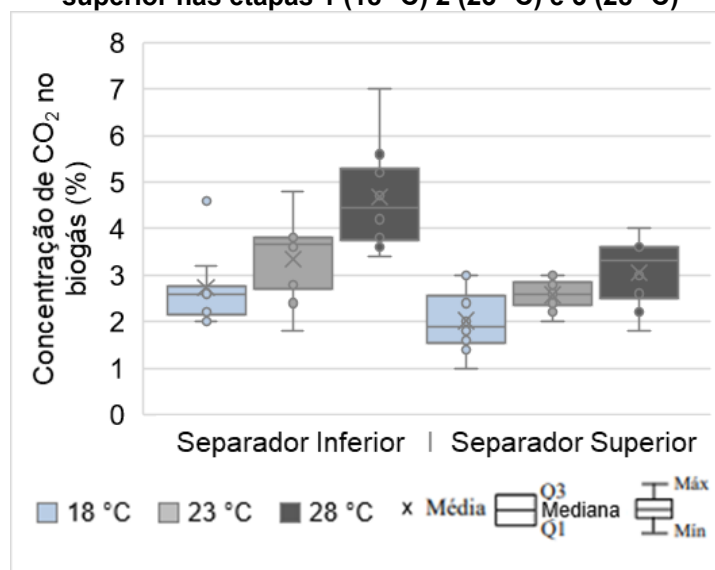
Fonte: Autoria própria (2021).

Pode se constatar pelos resultados na Tabela 18 que somente na primeira etapa as concentrações de metano coletados nos separadores inferior e superior foram estatisticamente iguais. Este fato, pode indicar que a baixas temperaturas a parte inferior (leito de lodo) diminui a atividade microbiana sobrando mais matéria orgânica para a parte superior do reator (material filtrante), e conseqüentemente aumentando a concentração de metano.

4.5.2 Concentração de CO₂ no biogás produzido pelo reator UAHB

Na Figura 14 estão apresentadas as concentrações de dióxido de carbono nos separadores trifásicos inferior e superior para as diferentes etapas operacionais.

Figura 14 – Concentração de CO₂ no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior nas etapas 1 (18 °C) 2 (23 °C) e 3 (28 °C)



Fonte: Autoria própria (2021).

Como pode se observar na Figura 14, a concentração média de dióxido de carbono no biogás produzido pelo leito inferior foi de 2,73 (0,8), 3,34 (1,0) e 4,69 (1,2)% para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. No biogás gerado no leito superior, as concentrações foram de 2,03 (0,7), 2,58 (0,4) e 3,05 (0,8)% para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente.

As faixas de concentração de CO₂ encontradas foram em geral similares às de aproximadamente 1 a 4% encontradas por Godinho (2017) e Michelon (2019), no mesmo reator UAHB utilizado neste trabalho e a média de 4 (2)% encontrada por Paula (2019) em um reator tipo UASB em escala plena tratando esgoto sanitário. No entanto, os valores encontrados foram menores do que a faixa de 5 a 15% encontrada por Lobato (2011) para um reator tipo UASB tratando esgoto sanitário.

Na Tabela 19 são apresentados os resultados do teste de normalidade de Shapiro-Wilk para as concentrações de CO₂ no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior do reator UAHB.

Tabela 19 – Teste de normalidade de Shapiro-Wilk para concentração de CO₂ presente no biogás coletado no separador trifásico inferior e superior durante a etapa 1 (18 °C), etapa 2 (23 °C) e etapa 3 (28 °C)

Separador trifásico	Inferior			Superior		
	Etapa 1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
p-valor	0,0365*	0,6202**	0,4525**	0,5658**	0,5927**	0,4106**

Legenda: *distribuição não-normal; **distribuição normal.

Fonte: Autoria própria (2021).

Como pode ser observado na Tabela 19, de acordo com o teste de normalidade de Shapiro-Wilk, apenas a concentração de CO₂ no leito inferior operando a 18 °C não apresentou distribuição normal.

Na Tabela 20 são apresentados os resultados do teste de correlação de Pearson entre a temperatura e as concentrações de metano no biogás do reator UAHB no leito inferior e superior.

Tabela 20 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de dióxido de carbono no biogás produzido no separador trifásico inferior e superior

Separador trifásico	Inferior	Superior
<i>r</i> de Pearson	0,65	0,57
p-valor	0,0006	0,0038

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se por meio da Tabela 20, que a concentração de CO₂ no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior apresentaram correlação forte e moderada, respectivamente. Neste caso, os resultados encontrados sugerem que com o aumento da temperatura, as rotas da digestão anaeróbia que produzem CO₂ foram favorecidas para os leitos inferior e superior. Também pode ter havido maior desprendimento do CO₂ da fase líquida para a gasosa com o incremento da temperatura, por meio da aplicação da Lei de Henry (GREEN, PERRY, 2008), observa-se que a capacidade do dióxido de carbono se solubilizar em água reduz em 24% entre 18 e 28 °C.

Na Tabela 21 são apresentados os resultados dos testes *t*-Student e *U*-Mann-Whitney aplicados para se comparar as concentrações entre o leito fixo e móvel na mesma etapa.

Tabela 21 – Teste *t*-Student/ *U*-Mann-Whitney para a concentração de CO₂ no biogás coletado nos separadores trifásicos numa mesma etapa

Etapa	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
p-valor	0,0464* ^U	0,0313* ^t	0,0032* ^t

Legenda: *diferença estatística; ^t*t*-Student, ^U*U*-Mann-Whitney.

Fonte: Autoria própria (2021).

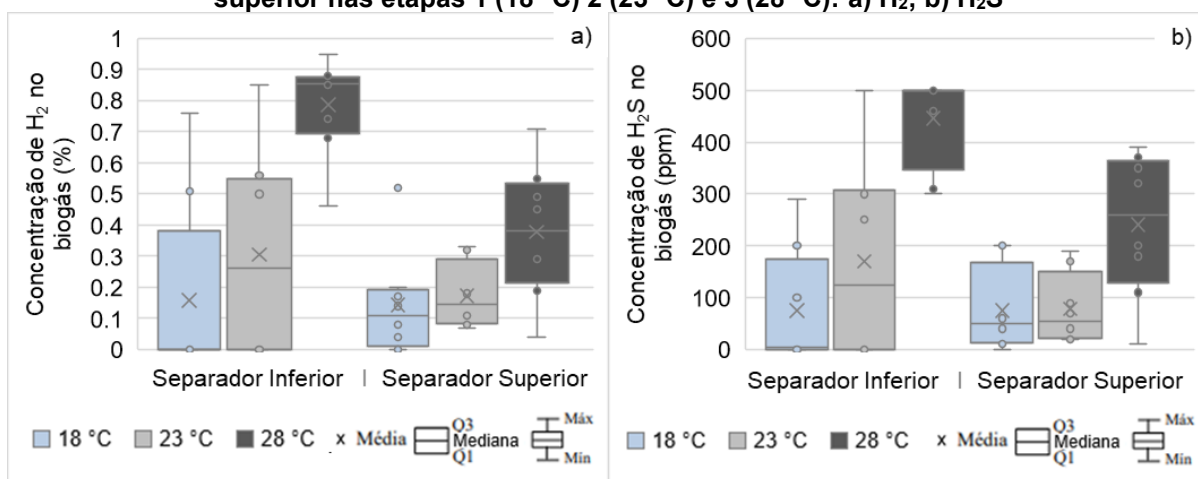
Pode se constatar pelos resultados na Tabela 21 que em nenhuma das etapas as concentrações de dióxido de carbono foram estatisticamente iguais no separador trifásico inferior e superior. Este fato pode estar relacionado com as características do

efluente que chega ao meio suporte, a qual pode resultar em menores concentrações de CO_2 quando digerida pela biota microbiana. Das e Chaudhari (2015) verificaram diferença na concentração de matéria orgânica em termos de DQO e do pH no efluente quando no início do leito de lodo e no início do meio suporte de um reator UAHB. No entanto, são necessários estudos mais aprofundados sobre a composição do efluente quando da entrada em cada compartimento.

4.5.3 Concentração de H_2 e H_2S no biogás produzido pelo reator UAHB

Nas Figuras 15a e 15b são apresentadas as concentrações de H_2 e H_2S no biogás coletado nos separadores trifásicos do reator UAHB, respectivamente.

Figura 15 – Concentração de gases no biogás coletado nos separadores trifásicos inferior e superior nas etapas 1 (18 °C) 2 (23 °C) e 3 (28 °C): a) H_2 ; b) H_2S



Fonte: Autoria própria (2021).

A partir da Figura 15a, pode-se observar que a concentração média de H_2 no biogás produzido pelo leito inferior foi de 0,16 (0,3), 0,31 (0,3) e 0,79 (0,3)% e no leito superior 0,14 (0,2), 0,17 (0,1) e 0,38 (0,2)% para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. As concentrações de H_2 encontradas para as etapas situaram-se dentro da faixa de 0 a 1% encontrada por Lobato (2011) para um reator tipo UASB tratando esgoto sanitário.

Observa-se que em geral, os valores de desvio padrão foram elevados, sendo maiores que a própria média em alguma das etapas, indicando alta dispersão dos resultados. Em algumas das análises foram constatadas concentrações nulas para o gás, as quais podem indicar que as arqueias metanogênicas hidrogenotróficas

consumiram a maior parte do hidrogênio liberado nas etapas anteriores da digestão anaeróbia.

Em relação ao H₂S, a concentração média no biogás produzido pelo leito inferior foi de 75 (113), 170 (195) e 446 (88) ppm e no leito superior 75 (81), 79 (68) e (138) ppm para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. Essas concentrações foram inferiores à faixa de 1000 a 2000 ppm indicada por Lobato (2011) para a concentração de H₂S no biogás de reatores UASB em escala real.

Pode se observar nas Figuras 15a e 15b que os gases H₂ e H₂S tiveram em geral comportamentos bastante similares, principalmente no separador trifásico superior.

Na Tabela 22 são apresentados os resultados dos testes de normalidade de Shapiro-Wilk para as concentrações de H₂ e H₂S no biogás dos coletores inferior e superior do reator UAHB nas três etapas operacionais.

Tabela 22 – Teste de normalidade de Shapiro-Wilk para concentração de H₂ e H₂S presente no biogás coletado no separador trifásico inferior e superior durante a etapa 1 (18 °C), etapa 2 (23 °C) e etapa 3 (28 °C)

Etapa	Separador trifásico inferior			Separador trifásico superior		
	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
H₂ (p-valor)	0,0081*	0,0459*	0,1105**	0,0438*	0,1051**	0,9900**
H₂S (p-valor)	0,0099*	0,0482*	0,0087*	0,0365*	0,0730**	0,4135**

Legenda: *distribuição não-normal; **distribuição normal.

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se por meio da Tabela 22, que excetuando-se as concentrações dos gases no biogás coletado no separador inferior a 28 °C, os conjuntos de dados de H₂ e H₂S apresentaram o mesmo tipo de distribuição, para um mesmo leito e temperatura. Na Tabela 23 são apresentados os resultados dos testes de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de H₂ e H₂S.

Tabela 23 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de H₂ e H₂S no biogás produzido no leito inferior e leito superior

Gás	H ₂		H ₂ S	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior
r de Pearson	0,69	0,51	0,61	0,56
p-valor	0,0002	0,0106	0,0076	0,0040

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se a partir da Tabela 23, que os coeficientes de correlação para as concentrações dos gases H_2 e H_2S produzidos no separador trifásico inferior apresentaram correlação forte e positiva, ou seja, foram tão maiores quanto maior foi a temperatura operacional.

De acordo com Chernicharo (2007), quanto maior a produção de metano, maior a quantidade de H_2S retirada da fase líquida. Na etapa final, a produção de biogás foi mais elevada, como já apresentado na seção 4.4, podendo explicar o aumento na concentração de H_2S na etapa 3 (28 °C).

Para o separador trifásico superior, as correlações de ambos os gases foram moderadas. Uma vez que segundo Speece (1996) o gás H_2S é corrosivo, apresenta odor desagradável e pode ser tóxico para as arqueias metanogênicas, estes resultados podem indicar que com o aumento de temperatura devem ser tomadas medidas em relação ao controle deste gás em uma estação em escala real, por exemplo.

Na Tabela 24, estão apresentados os resultados dos testes *t*-Student e *U*-Mann-Whitney para as concentrações de H_2 e H_2S entre os leitos numa mesma etapa.

Tabela 24 – Teste *t*-Student/ *U*-Mann-Whitney para a concentração de H_2 e H_2S no biogás coletado nos separadores trifásicos numa mesma etapa

Etapa	1 (18 °C)	2 (23 °C)	3 (28 °C)
H_2 (p-valor)	0,1240* ^U	0,5000* ^U	0,0003** ^t
H_2S (p-valor)	0,2154* ^U	0,5000* ^U	0,0012** ^U

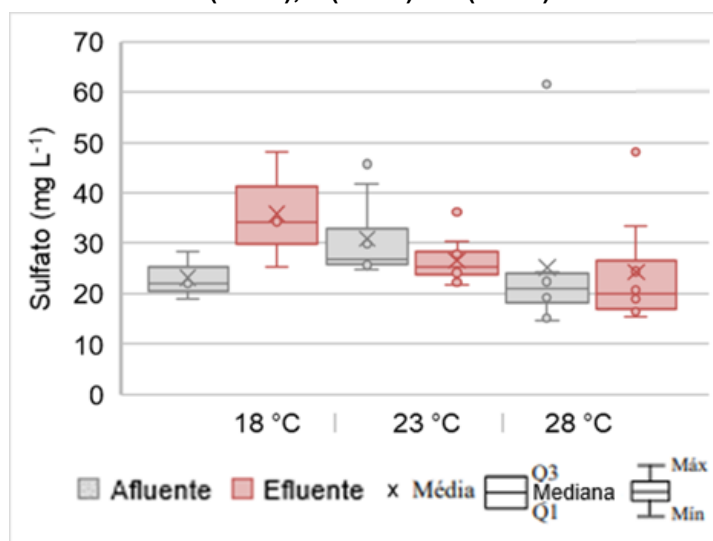
Legenda: *igualdade estatística; **diferença estatística;
^U*U*-Mann-Whitney; ^t*t*-Student.

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se a partir da Tabela 24, que as concentrações entre os separadores na mesma etapa apresentaram comportamentos similares para o H_2 e H_2S , quando a 18 e 23 °C. Apenas a 28 °C as concentrações dos gases apresentaram diferença estatística entre os leitos, sendo maior no biogás coletado no separador inferior em relação ao separador superior.

Na Figura 16 são apresentadas as concentrações de sulfato afluente e efluente ao reator UAHB, nas diferentes etapas operacionais.

Figura 16 – Concentração de sulfato no afluente e efluente do reator UAHB nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C)



Fonte: Autoria própria (2021).

A média da concentração de sulfato afluente para a primeira, segunda e terceira etapas foi de 23 (5), 31 (8) e 25 (15) $\text{mgSO}_4^{2-} \text{L}^{-1}$, respectivamente. Já para o efluente, tais concentrações foram 36 (11), 27 (5) e 24 (11) $\text{mgSO}_4^{2-} \text{L}^{-1}$, respectivamente.

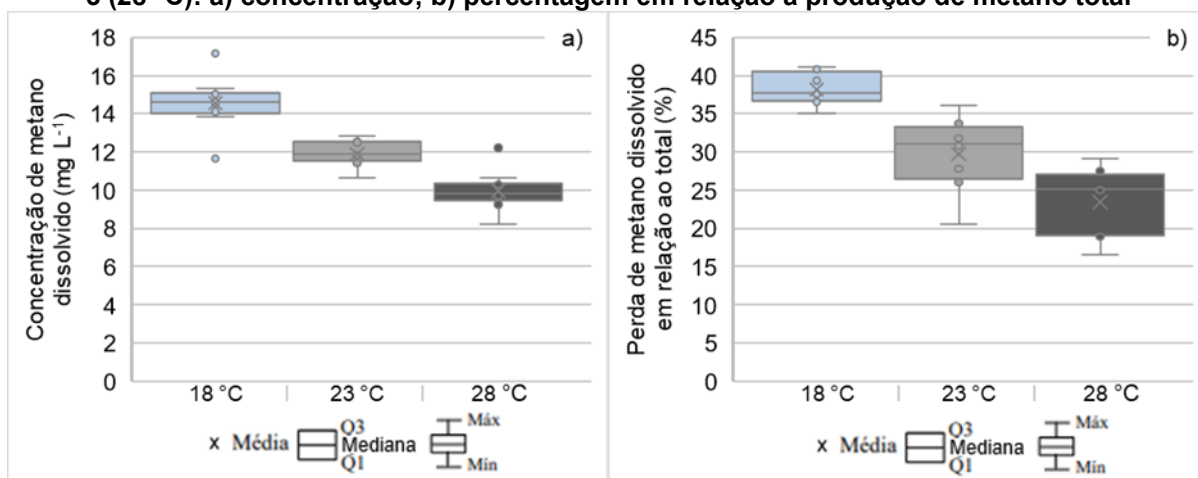
Segundo Angelidaki e Batstone (2010) a produção de metano pelos microrganismos anaeróbios pode sofrer com a competição por substrato com as bactérias redutoras de sulfato. Em outras palavras, quando da existência de sulfato no afluente do reator, as BRS, que o utilizam como aceptor de elétrons, podem consumir matéria orgânica, não deixando que a mesma se transforme em CH_4 .

Em 10 das 19 análises realizadas, houve concentração de sulfato no efluente maior que no afluente, o que pode explicar as concentrações nulas de H_2S verificadas no biogás gerado. O resultado encontrado neste trabalho coincide com o encontrado por Michelin (2019), o qual encontrou concentrações de sulfato efluente de até 2,5 vezes a concentração afluente no mesmo reator UAHB utilizado neste trabalho.

4.6 AVALIAÇÃO DO METANO DISSOLVIDO NO EFLUENTE DO REATOR UAHB

Nas Figuras 17a e 17b, estão apresentadas as concentrações de metano dissolvido no efluente do reator UAHB e suas percentagens em relação às produções totais de metano no reator nas etapas 1, 2 e 3.

Figura 17 – Metano dissolvido no efluente do reator UAHB nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C): a) concentração; b) percentagem em relação a produção de metano total



Fonte: Autoria própria (2021).

A concentração média de metano dissolvido no efluente do reator UAHB foi de 14,6 (1,5), 11,9 (0,7) e 10,0 (1,1) mg L⁻¹ para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. O volume de metano dissolvido no efluente representou 38 (2), 30 (5) e 23 (5)% da produção total de metano no reator nas respectivas etapas.

As concentrações de metano dissolvido obtidas foram similares à faixa de 8,5 a 21,0 mg L⁻¹ encontrados por Souza (2010), Nelting et al. (2015), Glória et al. (2016), Nelting et al. (2017), Santo (2017), Huete et al. (2018), Paula (2019) e Marinho (2019) para reatores tipo UASB tratando esgoto sanitário entre 16,3 e 25,7 °C.

Como pode ser visto nas Figuras 17a e 17b, as concentrações de metano dissolvido no efluente e as perdas em percentagem foram menores conforme a temperatura aumentou. Na Tabela 25 são apresentados os coeficientes de correlação de Pearson entre estes parâmetros e a temperatura operacional.

Tabela 25 - Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a concentração de metano dissolvido no efluente e perda de metano em percentagem do reator UAHB

Parâmetro	Concentração de metano dissolvido	Perda de metano no efluente em percentagem
<i>r</i> de Pearson	-0,86	-0,85
p-valor	<0,0001	<0,0001

Fonte: Autoria própria (2021).

Por meio dos resultados apresentados na Tabela 25, constata-se que a concentração de metano dissolvido no efluente e a perda deste gás em percentagem tiveram maior valor quando o reator operou em temperaturas menores e menor quando em temperaturas maiores. Entende-se que isto ocorreu devido à influência da

temperatura sobre a solubilização dos gases nos líquidos (LETTINGA et al., 2001; BANDARA et al, 2011; CHERNICHARO et al., 2015; CRONE et al., 2016).

A percentagem média de metano dissolvido perdido no efluente do reator UAHB operando em 18 °C foi de 38 (2)%. O valor foi inferior aos 45% encontrados por Lettinga (1983) e Cookney et al. (2012) para um reator tipo UASB operando a 17 °C e um reator tipo EGSB (*expanded granular sludge bed*), a 16 °C, respectivamente.

Para o período de operação em 23 °C, a percentagem média foi de 30 (5)%, valor inferior aos 45% encontrado por Cookney et al. (2016) a 25 °C e 39% encontrado por Souza et al. (2011) a 24 °C. Entretanto, o valor foi superior aos 17% encontrados por Bandara et al. (2012), a 25 °C, todos para reatores tipo UASB tratando esgoto sanitário.

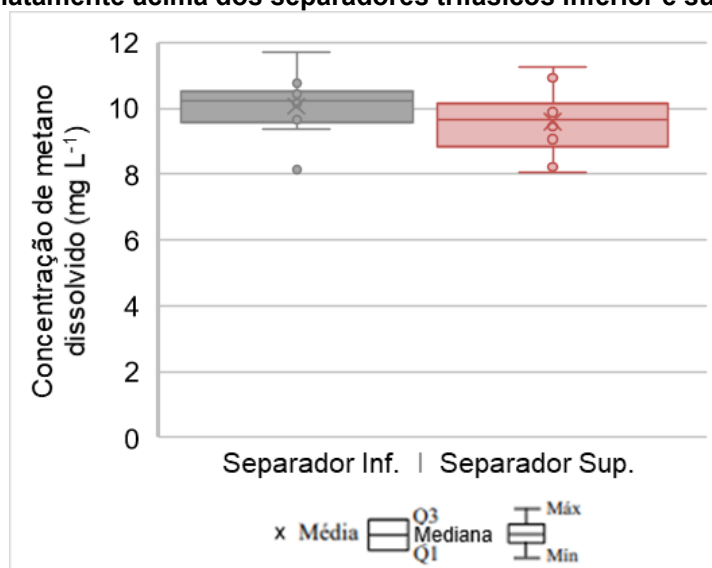
Operando a 28 °C, a perda de metano dissolvido no efluente foi de 23 (5)%. Essa percentagem foi inferior aos 85% encontrado por Singh et al. (1996) a 28 °C e 70% encontrado por Matsuura et al. (2010) entre 21 e 28 °C em reatores tipo UASB. Além disso, também se mostrou inferior aos 81% encontrados por Noyola et al. (1988) para um reator de filme fixo.

Apenas a 18 °C a percentagem encontrada ficou dentro da faixa estimada por Chernicharo et al. (2015), segundo os autores, no Brasil, 36 a 40% do metano produzido é perdido dissolvido no efluente dos reatores anaeróbios.

Assim como para a concentração de metano dissolvido, a temperatura influenciou na percentagem perdida desta forma em relação à produção total do gás (Tabela 25), resultando em perdas no potencial energético, tal como apontado por Crone et al. (2016), Lettinga et al. (2001) e Chernicharo et al. (2015).

As concentrações de metano dissolvido no efluente apresentadas na Figura 17a são referentes às amostras coletadas logo acima do separador trifásico superior. Adicionalmente, na etapa 4, foram coletadas amostras da região imediatamente acima do separador trifásico inferior, para verificar se há diferença entre as mesmas. As concentrações supracitadas estão apresentadas na Figura 18.

Figura 18 – Concentração de metano dissolvido de amostras de efluente retiradas imediatamente acima dos separadores trifásicos inferior e superior



Fonte: Autoria própria (2021).

A partir da Figura 18, pode se observar que a concentração média de metano dissolvido na amostra retirada acima do separador trifásico inferior foi de 10,1 (1,1) mg L⁻¹, com mínima de 8,1 mg L⁻¹ e máxima de 11,7 mg L⁻¹. Para a amostra retirada acima do separador trifásico superior, a concentração média foi de 9,6 (1,2) mg L⁻¹, com mínima de 8,1 mg L⁻¹ e máxima de 11,3 mg L⁻¹.

Ambos os conjuntos de dados foram considerados com distribuição normal por meio do teste de normalidade de Shapiro-Wilk, sendo $p = 0,7733$ para os resultados das amostras coletadas acima do coletor de gás inferior e $p = 0,6316$ para as amostras coletadas acima do coletor de gás superior.

Com a aplicação do teste de *t*-Student, foi constatado não haver diferença estatística entre os dois conjuntos de dados (p -valor = 0,4147). Desta forma, entende-se que as diferenças nas características dos leitos não influenciaram na concentração de metano dissolvido, na etapa testada.

As médias de 10,1 (1,1) e 9,6 (1,2) mg L⁻¹ encontradas também foram similares aos 10,0 (1,1) mg L⁻¹ encontrados para a etapa 3 (28 °C). Uma vez que a temperatura de operação e carga orgânica aplicada foram as mesmas, os resultados encontrados na etapa 4 (28 °C) corroboraram os encontrados anteriormente.

4.7 GRAU DE SATURAÇÃO DE METANO DISSOLVIDO (G.S.) NO REATOR UAHB

Na Tabela 26 estão apresentadas as concentrações teóricas de metano dissolvido no efluente ($[Gás]_{eq}$), as concentrações obtidas experimentalmente (G_{dis}) e a razão entre as concentrações experimentais e a teóricas, ou seja, os graus de saturação (G. S.) de metano dissolvido no efluente calculados para as três etapas.

Tabela 26 – Grau de saturação (G.S.) de metano dissolvido calculado para o efluente do reator UAHB

Etapa	$[Gás]_{eq}^1$ (mg L ⁻¹)	G_{dis}^2 (mg L ⁻¹)	G.S.
Etapa 1 (18 °C)	13,4	14,6	1,08
Etapa 2 (23 °C)	12,5	11,9	0,95
Etapa 3 (28 °C)	11,1	10,0	0,90

Legenda: ¹Concentração de metano dissolvido teórica; ²Concentração de metano dissolvido obtida experimentalmente.

Fonte: Autoria própria (2021).

Pode ser observado por meio da Tabela 26, que os G.S. foram de 1,08, 0,95 e 0,90 para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. Apenas na etapa 1 (18 °C) ocorreu supersaturação de CH₄ no efluente, sendo 1,08, ou seja, 8% maior do que o predito pela Lei de Henry.

Os graus de saturação calculados ficaram dentro da faixa de 0,38 a 6,90 calculados para os trabalhos de Nelting et al. (2015) e Paula (2019) e mostrados por Crone et al. (2016), para diferentes reatores anaeróbios operando entre 6 e 31 °C.

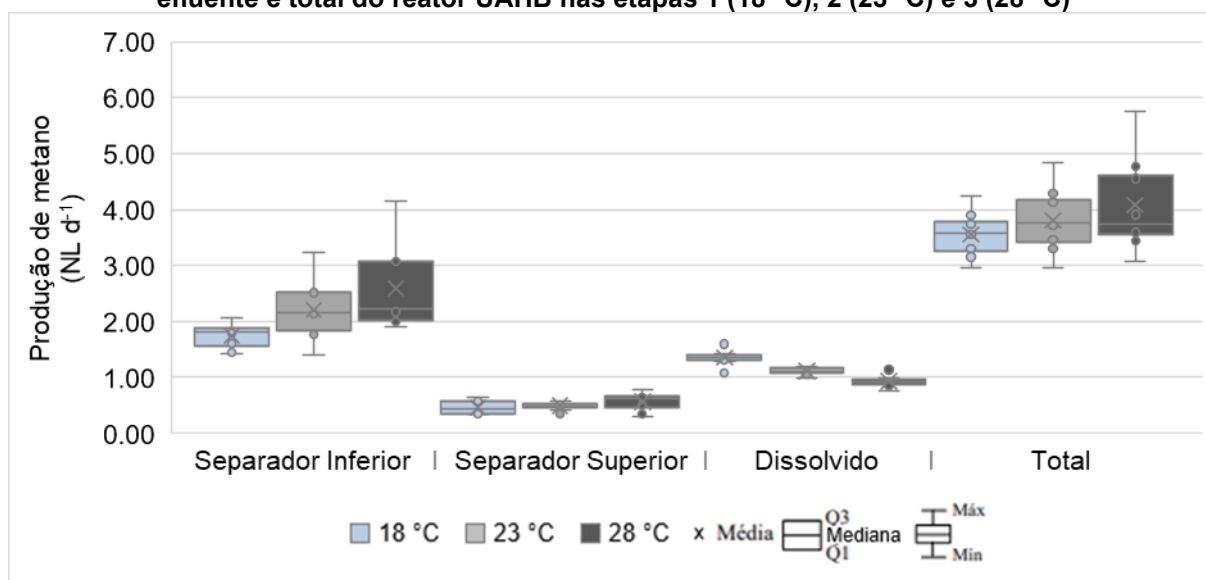
Os valores menores que a unidade nas duas últimas etapas (0,95 e 0,90) podem indicar que parte do metano dissolvido no efluente, quando entra na área de influência da atmosfera, acima do separador trifásico superior, se desprende e escapa para a mesma, reduzindo a capacidade de recuperação do gás em reatores com o topo aberto, como descrito por Nelting et al. (2015).

Quando a 18 °C, pode ser que a maior capacidade de solubilidade do líquido em temperaturas mais baixas não deixe que o metano dissolvido escape tão facilmente para a atmosfera, não deixando que o grau de saturação fique menor que a unidade até o ponto de amostragem.

4.8 AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE METANO NO REATOR UAHB

Na Figura 19 estão apresentadas as produções diárias de metano em volume nos diferentes leitos, dissolvida no efluente e total para as três etapas operacionais.

Figura 19 – Produção de metano no separador inferior, no separador superior, dissolvida no efluente e total do reator UAHB nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C)



Fonte: Autoria própria (2021).

A produção média de metano coletada no separador trifásico inferior foi de 1,74 (0,23), 2,21 (0,57) e 2,59 (0,79) L d⁻¹ e no separador trifásico superior foi de 0,46 (0,13), 0,49 (0,08) e 0,57 (0,17) L d⁻¹. A vazão de metano dissolvido no efluente foi de 1,35 (0,14), 1,11 (0,07) e 0,91 (0,11) L d⁻¹, somando-se estas três parcelas, a produção média total resultante foi de 3,56 (0,42), 3,81 (0,60) e 4,09 (0,88) L d⁻¹, para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente.

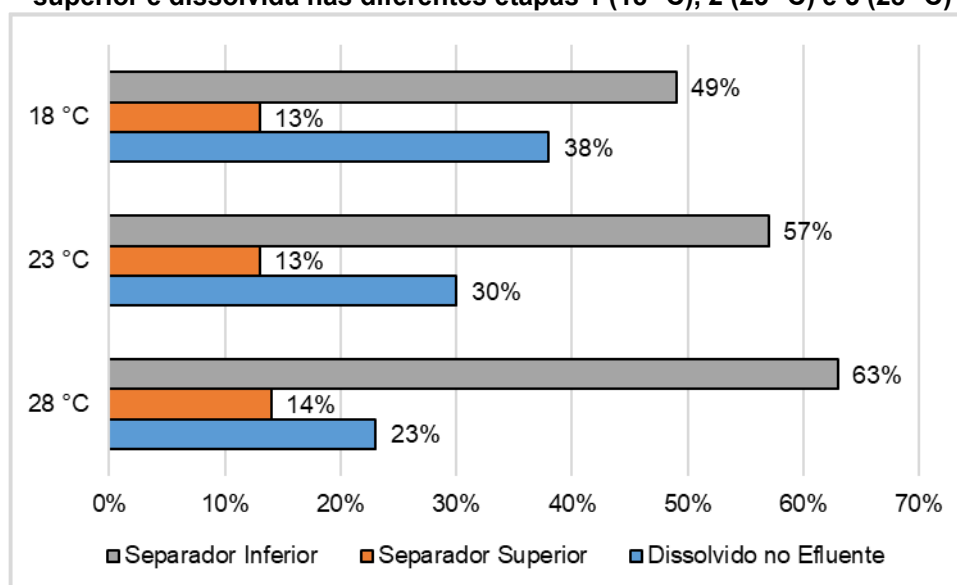
De acordo com a produção teórica de metano (0,35 L gDQO_{removida}⁻¹), o reator deveria ter produzido 8,76 (3,87), 8,16 (3,37) e 9,64 (2,16) L d⁻¹ nas respectivas etapas. Entretanto, Noyola et al. (2006) afirma que as produções reais observadas nos tratamentos anaeróbios de esgoto sanitário são bem inferiores às teóricas, o que também foi verificado nesta pesquisa.

Pode-se observar que os maiores valores de máximo para os leitos móvel, fixo e também total foram verificados na maior temperatura, 28 °C, sendo 4,2, 0,8 e 5,8 L produzidos em um dia, respectivamente, ao passo que o maior volume de CH₄ perdido junto ao efluente em um dia foi de 1,60 L, observado quando o reator operava a 18 °C.

Pela Figura 19, pode ser observado que apesar das produções médias de metano no leito inferior mostrarem comportamento ascendente com o incremento de temperatura, as medianas das etapas 2 (23 °C) e 3 (28 °C) situaram-se bastante próximas, sendo 2,17 e 2,22 L d⁻¹, respectivamente. Este comportamento pode ser devido à dispersão dos resultados verificada na última etapa, que elevaram a média, porém não o fizeram na mesma proporção para a mediana.

Na Figura 20 estão apresentados os percentuais de metano produzidos no separador trifásico inferior, separador trifásico superior e dissolvido nas diferentes etapas.

Figura 20 – Parcela de metano produzida no separador trifásico inferior, separador trifásico superior e dissolvida nas diferentes etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C)



Fonte: Autoria própria (2021).

A partir da Figura 20, pode-se perceber que a maior parcela da produção é verificada para o leito inferior. O leito móvel produziu em média 49 (2), 57 (6) e 63 (6)% do metano para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) 3 (28 °C), respectivamente. O leito superior foi responsável por em média 13 (3), 13 (2) e 14 (4)%, enquanto o volume dissolvido foi de 38 (2), 30 (5) e 23 (5)% das parcelas produzidas nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) 3 (28 °C), respectivamente.

Encontrando-se o coeficiente de correlação de Pearson entre a temperatura e as produções de metano nos separadores inferior e superior, o metano dissolvido no efluente e a produção total deste gás no reator UAHB, é possível avaliar o quanto cada um deles é influenciado por este parâmetro.

De acordo com Evans (1996), o coeficiente de correlação de Pearson varia entre -1 e 1. Quando é igual a 1, indica que as variáveis têm correlação positiva, quando é igual a 0 não há associação e quando é igual a -1 têm correlação negativa. Os resultados obtidos estão mostrados na Tabela 27.

Tabela 27 – Coeficiente de correlação de Pearson entre temperatura e a produção de metano no leito inferior, leito superior, dissolvido no efluente e total do reator UAHB

Parâmetro	Leito inferior	Leito superior	Dissolvido	Total
<i>r</i> de Pearson	0,56	0,35	-0,86	0,35
p-valor	0,0046	0,0943	<0,0001	0,0930

Fonte: Autoria própria (2021).

Observa-se a partir da Tabela 27, que os coeficientes de correlação de Pearson entre a temperatura e a produção de metano no leito inferior e dissolvido no efluente foram de 0,56, e -0,86, respectivamente. As correlações para as produções no leito superior e total não foram estatisticamente significativas (p-valor > $\alpha = 0,05$).

Como a temperatura foi a única variável modificada ao longo das etapas, pode-se entender que o coeficiente de correlação indica se a produção foi mais ou menos influenciada por este parâmetro. Desta forma, não se pode afirmar que o leito superior seja influenciado pelo aumento de temperatura, ao contrário do leito inferior, que apresentou correlação moderada. O metano dissolvido apresentou correlação muito forte para com este parâmetro, sendo a mesma negativa, ou seja, é tão maior quanto menor é a mesma. A produção total também não se mostrou correlacionada com a temperatura.

Se a parcela dissolvida não fosse acrescida à produção dos leitos, o coeficiente seria de 0,57 (p-valor = 0,0039), indicando correlação estatisticamente significativa entre a temperatura e a mesma, portanto, a parcela dissolvida deve ser mensurada para entendimento mais acurado da produção de metano total no reator.

Dentre os fatores que devem ser otimizados para proporcionar a viabilidade de reatores anaeróbios em baixas temperaturas estão a capacidade de retenção de lodo (evitando perda de biomassa) e do contato entre o lodo retido e o efluente (LETTINGA et al., 2001; SANTOS et al., 2018).

Desta forma, uma possível explicação para correlação não significativa para a produção total é que a retenção de biomassa, comprovada pela remoção de sólidos suspensos pelo reator mesmo a 18 °C, pode ter mantido quantidade suficiente de

microrganismos para digerir a maior parte da carga orgânica empregada. Lew et al. (2004) verificou aumento do lodo de um reator anaeróbio híbrido com decréscimo da temperatura, devido à acumulação de sólidos. Logo, pode ser concluído que o reator UAHB apresenta capacidade de atuação satisfatória até mesmo a 18 °C.

Além disso, a constante produção de metano na porção superior pode indicar que a maioria dos sólidos suspensos se mantém no leito inferior, passando para o meio filtrante apenas partículas de menor diâmetro, mais fáceis de serem digeridas, mantendo a produção ao longo das diferentes temperaturas.

Em relação ao contato entre o lodo retido e o efluente, Passig (2005) e Godinho (2017) classificaram o regime de escoamento do reator UAHB como similar ao classificado como tanque de mistura completa em série (N-CSTR). Desta forma, acredita-se que este contato ocorreu efetivamente durante todas as etapas.

A parte superior de reatores tipo UASB se mostraram com baixa atividade metanogênica (SEGHEZZO et al., 2000; LEW et al., 2004), neste estudo, a constante produção de metano no meio filtrante indica que sua instalação é uma característica benéfica do reator UAHB, indicando polimento do efluente.

4.9 AVALIAÇÃO DO BALANÇO DE MASSA DE DQO DO REATOR UAHB

As contribuições médias de cada parcela considerada no balanço de massa de DQO do reator UAHB estão apresentadas na Tabela 28.

Tabela 28 – Contribuição em massa de cada parcela no balanço de DQO do reator UAHB (continua)

Parcela	Etapa 1 (18 °C)		Etapa 2 (23 °C)		Etapa 3 (28 °C)	
	Carga média (gDQO d ⁻¹)	Parcela (%)	Carga média (gDQO d ⁻¹)	Parcela (%)	Carga média (gDQO d ⁻¹)	Parcela (%)
Afluente	27,39	100,00	25,45	100,00	29,51	100,00
DQO efluente filtrada	2,16	7,87	1,64	6,44	1,91	6,48
DQO convertida	25,24	-	23,81	-	27,60	-
Lodo retido inferior	0,94	3,42	0,94	3,68	0,94	3,17
Lodo retido superior	0,56	2,03	0,56	2,18	0,56	1,88
Lodo no efluente	0,42	1,52	0,55	2,16	0,24	0,81
Metano no biogás inferior	4,98	18,19	6,32	24,85	7,42	25,14
Metano no biogás superior	1,32	4,84	1,41	5,55	1,63	5,51
Metano dissolvido	3,86	14,08	3,16	12,41	2,65	8,96

Tabela 28 – Contribuição em massa de cada parcela no balanço de DQO do reator UAHB (conclusão)

Parcela	Etapa 1 (18 °C)		Etapa 2 (23 °C)		Etapa 3 (28 °C)	
	Carga média (gDQO d ⁻¹)	Parcela (%)	Carga média (gDQO d ⁻¹)	Parcela (%)	Carga média (gDQO d ⁻¹)	Parcela (%)
Redução de sulfato	0,07	0,26	0,29	1,13	0,16	0,55
DQO total no balanço	14,30	52,21	14,86	58,40	15,49	52,49

Fonte: Autoria própria (2021).

Por meio do balanço de massa de DQO, podem ser observadas as rotas de conversão de matéria orgânica dentro de um reator anaeróbico (VON SPERLING, 1996). Observa-se que a carga orgânica de DQO afluyente variou de 25,45 a 29,51 mg L⁻¹ entre as etapas. Em todas as etapas, foi verificada que a maior parcela de DQO computada foi convertida em metano e coletada no separador trifásico inferior, sendo de 4,98, 6,32 e 7,42 gDQO d⁻¹, representando 18,19, 24,85 e 25,14% para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente.

Foi constatado que a parcela de DQO convertida em metano e perdida dissolvida no efluente foi a segunda maior, em todas as etapas, sendo de 3,86, 3,16 e 2,65 gDQO d⁻¹, representando 14,08, 12,41 e 8,96% para as etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. Como já observado em outros itens deste trabalho, a parcela foi maior quanto menor a temperatura operacional. Os valores ficaram próximos aos 10% calculados por Passig (2005) em um reator UAHB em escala piloto e atentam para a importância de se buscar métodos de minimizar esta perda e recuperar esta fonte energética que muitas vezes é perdida.

A parcela de DQO convertida a CH₄ e recuperada no biogás do coletor superior foi de 1,32, 1,41 e 1,63 gDQO d⁻¹, totalizando 4,84, 5,55 e 5,51%, nas etapas 1 (18 °C), 2 (23 °C) e 3 (28 °C), respectivamente. Estas percentagens foram menores que as percentagens de DQO perdida no efluente como DQO solúvel. Entretanto, acredita-se que sem o filtro anaeróbico na parte superior, as parcelas de perdas seriam ainda maiores.

Na menor temperatura operacional, a DQO não convertida (DQO em amostra filtrada de efluente) representou maior percentagem do que nas duas etapas subsequentes, que ficaram bastante parecidas (6,44 e 6,48%). Também na menor temperatura foram verificadas as menores parcelas na produção de metano no leito inferior e superior, enquanto a 23 e 28 °C as percentagens ficaram similares. Este fato

pode estar relacionado com a influência da temperatura no metabolismo celular que, segundo Campos (1999) diminui com a temperatura.

Observa-se que a massa de DQO convertida a lodo e retida nos leitos foi igual para todas as etapas. Este fato provavelmente se deu devido às simplificações e critérios adotados para o cálculo deste balanço de massa. A concentração de STV no lodo do leito inferior foi mensurada apenas antes da operação e no final da terceira etapa, enquanto a taxa de STV produzida por dia no leito superior foi adotada segundo os resultados obtidos por Godinho (2017), utilizando o mesmo reator. Desta forma, entende-se que tais fatores podem causar superestimativas e/ou subestimativas nestas parcelas em alguma das etapas.

As parcelas de DQO utilizadas pelas BRS para redução de sulfato foram as menos significativas, em todas as etapas. O mesmo também foi constatado por Passig (2005) para um reator UAHB e um tipo UASB e por Souza (2010) para um reator tipo UASB. Desta forma, pode se constatar que a metanogênese foi superior à sulfetogênese e pode ser atribuída às baixas concentrações de sulfato afluentes.

As parcelas de DQO consideradas para o balanço de massa do reator UAHB totalizaram 52,21, 58,40 e 52,49% da DQO de entrada, operando a 18, 23 e 28 °C, respectivamente. Passig (2005), em um balanço de massa de reator UAHB, computou 63% com os parâmetros adotados. Segundo o autor, além de possíveis parcelas de biogás fugitivas, o déficit encontrado pode ser devido a erros amostrais analíticos, hipóteses teóricas e limitações do uso de valores não originários do sistema experimental. Os mesmos podem ter sido motivadores dos déficits de 48, 42 e 48%, para as três etapas respectivas, encontrados neste trabalho, principalmente devido às hipóteses adotadas para as parcelas de lodo retido, que representaram reduzidas percentagens em relação às demais.

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5.1 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos ao longo do período experimental deste trabalho as seguintes conclusões foram obtidas:

- O reator UAHB apresentou pH próximo da neutralidade, aumento nos valores de alcalinidade e consumo de ácidos voláteis em todas as etapas. Além disso, a remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO situou-se em torno de 90% em todas as condições operacionais. As elevadas eficiências de remoção foram atribuídas à retenção de biomassa e sólidos pelo meio filtrante e degradação adicional promovida pelo consórcio de microrganismos nele aderidos. Desta forma, conclui-se que o reator teve capacidade de se manter estável em todas as temperaturas operacionais.
- As produções de CH₄ e biogás pelo leito de lodo foram maiores que as do leito superior em todas as etapas, contribuindo em média com 49 – 63% do metano gerado e 78 – 80% do biogás coletado. Estas produções apresentaram correlações moderadas positivas com a temperatura, ou seja, quando esta aumentou, as produções também o fizeram.
- As produções de CH₄ e biogás pelo meio filtrante indicaram polimento do efluente na porção superior do reator em todas as etapas, contribuindo em média com 13 – 14% do metano gerado e 20 – 22% do biogás coletado. Além disso, estas produções não apresentaram correlações estatisticamente significativas com a temperatura. Isto indica que o meio suporte não é influenciado por este fator no intervalo testado, o que pode ser uma condição benéfica para reatores operando a baixas temperaturas.
- A produção total média de CH₄ no reator UAHB não apresentou grande variação entre as etapas, não apresentando correlação estatisticamente significativa com o a temperatura. Este comportamento foi atribuído à retenção de biomassa mesmo a 18 °C, provida pelo meio filtrante e eficiente mistura hidráulica, consideradas suficientes para realizar a digestão anaeróbia de grande parte da matéria orgânica de entrada.

- A concentração média de metano dissolvido no efluente e perda em percentagem deste gás no reator UAHB apresentaram correlações negativas e com magnitudes muito fortes com a temperatura. Desta forma entende-se que esses parâmetros foram tão maiores quanto menor foi a temperatura, atribuída a maior solubilidade de gases em líquidos em temperaturas mais baixas. Estes resultados chamam atenção para a necessidade de se desenvolver maneiras de mitigar esta emissão fugitiva de gás, que além de contribuir com o efeito estufa, representa perda de potencial energético.
- Não houve diferença estatística entre a concentração de metano dissolvido na amostra de efluente retirada logo acima do separador trifásico superior, em relação à retirada logo acima do separador trifásico inferior na etapa 4 (28 °C), o que pode indicar que o meio filtrante não influenciou na concentração de gás dissolvido. O grau de saturação de metano no efluente do reator UAHB foi de 1,08, 0,95 e 0,90, na etapa 1, 2 e 3, respectivamente, indicando supersaturação apenas quando operado a 18 °C.

5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

O tema que envolve o desempenho do reator anaeróbio híbrido tratando águas residuárias ainda pode ser amplamente estudado com pesquisas que abordem desde questões relacionadas aos parâmetros operacionais até o meio suporte utilizado e efluente tratado. Dentre as possibilidades para trabalhos futuros, recomendam-se os seguintes:

- Avaliação do desempenho do reator UAHB em temperaturas inferiores às analisadas neste trabalho;
- Avaliação do desempenho do reator UAHB tratando outros tipos de águas residuárias, como efluentes industriais, por exemplo;
- Avaliação mais detalhada das características físico-químicas do efluente ao longo da altura do reator UAHB;
- Avaliação do desempenho do reator UAHB com outros tipos de meio suporte em sua porção superior;

- Implantação e avaliação de mecanismos visando a recuperação do metano dissolvido no efluente do reator UAHB;
- Implantação e avaliação de mecanismos visando a redução da concentração de H₂S no biogás do reator UAHB, e eventual concentração deste gás dissolvida no efluente.

REFERÊNCIAS

AGRAWAL, L.K.; HARADA, H.; OKUI, H. Treatment of Dilute Wastewater in a UASB Reactor at a Moderate Temperature: Performance Aspects. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 83, n. 2, p. 179-184, 1997.

AIYUK, S; FORREZ, I; LIEVEN, D. K; VAN HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates - A review. **Bioresource Technology**, v. 97, n.17, p 2225-2241, 2006. doi:10.1016/j.biortech.2005.05.015.

ANGELIDAKI, I; BATSTONE, D. J. Anaerobic Digestion: Process. **Solid Waste Technology & Management**. p. 583-600, 2010. doi:10.1002/9780470666883.ch37

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

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v.10, n. 2, p. 152-16, abr./jun. 2005.

ARAUJO, T. L. S.; et al. Reator anaeróbio híbrido: alternativa para aumento de capacidade de reatores UASB. **Revista Hydro**, ano 11, n. 120, out. 2016.

ATKINS, P; JONES, L. **Princípios de química**: questionando a vida moderna e o meio ambiente. 3 ed, Porto Alegre: Bookman, 2006. ISBN 85-363-0668-8.

BANDARA, W. M. K. R. T. W.; et al. Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane. **Water research**, v. 44, n. 11, p. 3533 – 3540, 2011.

BANDARA, W. M. K. R. T. W.; et al. Anaerobic treatment of municipal wastewater at ambient temperature: Analysis of archaeal community structure and recovery of dissolved methane. **Water Research**, v. 46, n. 17, p. 5756–5764, 2012. doi:10.1016/j.watres.2012.07.061

BARROS, K. K.; GAVAZZA, S., FLORENCIO, L., KATO, M.T. The influence of excess sludge discharge on the performance of a full-scale UASB reactor. **Water Practice and Technology**, v. 10, n. 2, p. 250-258, 2015.

BATTISTA, F; FINO, D; MANCINI, G. Optimization of biogas production from coffee production waste. **Bioresource Technology**, v. 200, p. 884-890. 2016. Doi:10.1016/j.biortech.2015.11.020

BRASIL. Ministério do Desenvolvimento Regional. Secretaria Nacional de Saneamento – SNS. **Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: 25º Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2019**. Brasília: SNS/MDR, 2020. 183 p.

BÜYÜKKAMACI, N; FILIBELI, A. Concentrated wastewater treatment studies using an anaerobic hybrid reactor. **Process Biochemistry**. v. 38, p.777-775, 2002.

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

CAMPOS, C. M. M.; CARMO, F. R.; BOTELHO, C. G.; COSTA, C. C. Development and operation of an upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) treating liquid effluent from swine manure in laboratory scale. **Ciência e Agrotecnologia**. v. 30, p. 140-147, 2006.

CENTENO-MORA, E.; FONSECA, P. R.; ANDREÃO, W. L. BRANDT, E. M. F.; SOUZA, C. L. CHERNICHARO, C. A. L. Mitigation of diffuse CH₄ and H₂S emissions from the liquid phase of UASB-based sewage treatment plants: challenges, techniques, and perspectives. **Environmental Science and Pollution Research**. 2020. doi: 10.1007/s11356-020-08644-0

CHATTERJEE, P; GHANGREKAR, M. M.; RAO, S. Organic matter and nitrogen removal in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket - Moving bed biofilm and rope bed biofilm reactor. **Journal of environmental chemical engineering**, v. 4, n. 3, p. 3240-3245, 2016.

CHATTERJEE, P; GHANGREKAR, M. M.; RAO, S. Sludge granulation in an UASB - moving bed biofilm hybrid reactor for efficient organic matter removal and nitrogen removal in biofilm reactor. **Environmental technology**, v. 39, n. 3, p. 298-307, 2017.

CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, n. 1, p. 73-92, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores anaeróbios**. 2 ed., vol. 5. Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA/UFMG: 379 p. 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. et al. 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.

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

COOKNEY, J.; et al. Dissolved methane recovery from anaerobic effluents using hollow fibre membrane contactors. **Journal of Membrane Science**, v. 502, p. 141–150, 2016. doi:10.1016/j.memsci.2015.12.037

CRONE, B. C.; et al. Significance of dissolved methane in effluents of anaerobically treated low strength wastewater and potential for recovery as an energy product: A review. **Water Research**, v. 104, p. 520-531, 2016.

DAELMAN, M. R. J.; et al. Methane emission during municipal wastewater treatment. **Water research**, v. 46, n. 11, p. 3657-3670, 2012.

DAS, S; CHAUDHARI, S. Effect of reactor configuration on performance during anaerobic treatment of low strength wastewater. **Environmental technology**, v. 36, n. 18, p. 2312-2318, 2015.

DE ANDRADE LIMA, D. et al. Tratamento de esgotos domésticos em reator anaeróbio híbrido seguido de reator com algas imobilizadas. **Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales: investigación, desarrollo y práctica**, v. 8, n. 3, p. 270-285, 2015.

DE MENDONÇA, H. V. et al. Bioenergy recovery from cattle wastewater in an UASB-AF hybrid reactor. **Water Science and Technology**, v. 76, n. 9, p. 2268-2279, 2017.

DI LALLO, R; ALBERTISON, O. E. Volatile acids by direct filtration. **Journal Water Control Federation**, v.33, n. 4,p.356-365, 1961.

DRÄGER SAFETY AG & Co. **DrägerSensor® & Portable Instruments Handbook**. 3 ed. Lübeck, Alemanha. 2015

EATON, A. D.; et al. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 22a. ed. Washington: American Public Health Association (APHA). 2012.

ELMITWALLI, T. A; SKLYAR, V; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. Low temperature pre-treatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. **Bioresource Technology**, v. 82, n. 3, p. 233 – 239, 2002.

EVANS, J. D. **Straightforward Statistics for the Behavioral Sciences**. Pacific Grove: Thomson Brooks/Cole Publishing Co. 1996.

FORESTI, E; ZAIAT, M; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, n. 1, p. 3-19, 2006.

GLÓRIA, R. M.; et al. Stripping and dissipation techniques for the removal of dissolved gases from anaerobic effluents. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 33, p. 713–721, 2016. <https://doi.org/10.1590/0104-6632.20160334s20150291>

GODINHO, J. P. **Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de um reator anaeróbico híbrido (UAHB) submetido à variação de carga hidráulica horária no tratamento de esgoto sanitário**. 2017. 130 f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2017.

GRANDO, R. L.; et al. Technology overview of biogas production in anaerobic digestion plants: A European evaluation of research and development. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 80, p. 44-53, 2017.

GREEN, D. W; PERRY, R. H. (editores). Perry's **Chemical Engineers' Handbook**. 8th edition. New York: McGraw-Hill. 2008.

GUIOT, S. R.; VAN DEN BERG, L. Performance and biomass retention of an upflow anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter. **Biotechnology letters**, v. 6, n. 3, p. 161-164, 1984.

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

HUETE, A.; et al. Control of dissolved CH₄ in a municipal UASB reactor effluent by means of a desorption – Biofiltration arrangement. **Journal of Environmental Management**, v. 216, p. 383–391, 2018. doi:10.1016/j.jenvman.2017.06.061

JOUBERT, W. A.; BRITZ, T. J. Characterization of aerobic, facultative anaerobic, and anaerobic bacteria in an acidogenic phase reactor and their metabolite formation. **Microbial Ecology**, v. 13, n. 2, p. 159- 69, 1987.

KONG, Z. et al. Kong, Z., Wu, J., Rong, C., Wang, T., Li, L., Luo, Z., ... Li, Y.-Y. (2021). Large pilot-scale submerged anaerobic membrane bioreactor for the treatment of municipal wastewater and biogas production at 25 °C. **Bioresource Technology**, v. 319, 2021. doi:10.1016/j.biortech.2020.124123

KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R., AMARAL, A. S. (Editores Técnicos). **Fundamentos da digestão anaeróbia, purificação do biogás, uso e tratamento do digestato**. Concórdia: Sbera: Embrapa Suínos e Aves, 2019. 209 p. ISBN 978-85-93823-01-5

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

LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 25, n.7, p. 1701–1723, 1983. doi:10.1002/bit.260250703

LETTINGA, G. et al. Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. **Water Science and Technology**, v. 27, n. 9, p. 67-73, 1993.

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

LOBATO, L. C. S. **Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico**. 187 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2011.

LOGANATH, R.; MAZUMDER, D. 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.

MACHINENI, L. Review on biological wastewater treatment and resources recovery: attached and suspended growth systems. **Water Science and Technology**, v.80, n.11, p. 2013-2026, 2020. doi:10.2166/wst.2020.034

MAHMOUD, N. High strength sewage treatment in a UASB reactor and an integrated UASB-digester system. **Bioresource Technology**, v. 99, n.16, p. 7531–7538, 2008. doi: 10.1016/j.biortech.2008.02.021

MANYUCHI, M. M.; MBOHWA, C.; MUZENDA, E. Anaerobic treatment of opaque beer wastewater with enhanced biogas recovery through Acti-zyme bio augmentation. **South African journal of chemical engineering**, v. 26, p. 74-79, 2018.

MAO, C.; et al. Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. **Renewable and sustainable energy reviews**, v. 45, p. 540-555, 2015.

MAO, G.; et al. Research on biomass energy and environment from the past to the future: a bibliometric analysis. **Science of The Total Environment**, v. 635, p. 1081-1090, 2018.

MARÍN, D.; et al. Assessing the potential of purple phototrophic bacteria for the simultaneous treatment of piggery wastewater and upgrading of biogas. **Bioresource technology**, v. 281, p. 10-17, 2019.

MARINHO, T. D. **Estudo da microaeração e sua associação com câmara de dessorção na remoção e recuperação de sulfeto de hidrogênio e metano em reatores UASB no tratamento de esgoto doméstico**. 2019. 134 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2019.

MATSUNAGA, K.; et al. Development of anammox reactor equipped with a degassing membrane to improve biomass retention. **Water Science and Technology**, v. 66, n. 2, p. 451-456, 2012.

MATSUURA, N.; et al. Closed DHS system to prevent dissolved methane emissions as greenhouse gas in anaerobic wastewater treatment by its recovery and biological oxidation. **Water Science and Technology**, v. 61, n. 9, p. 2407 – 2415, 2010.

MATSUURA N; et al. Recovery and biological oxidation of dissolved methane in effluent from UASB treatment of municipal sewage using a twostage closed downflow

hanging sponge system. **Journal of Environmental Management**, v. 151, p. 200–209, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2014.12.026>

MAXHAM, J. V.; et al. Innovative biological wastewater treatment technologies applied to the treatment of biomass gasification wastewater. In: Proceedings of the 35th industrial waste conference, Lafayette. **Anais...** Lafayette: Purdue University, 1980. p. 80-94.

MCCARTY, P. L.; BAE, J; KIM J. Domestic wastewater treatment as a net energy producer-can this be achieved? **Environmental Science and Technology**, v. 45, p. 7100-7106, 2011.

METCALF, L.; EDDY, H. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. Tradução de Ivanildo Hespanhol e José Carlos Mierzwa. 5ª edição, Porto Alegre: AMGH Editora Ltda., 2016. 1984p.

MICHELON, L. K. **Avaliação da produção de biogás em um reator anaeróbio híbrido (UAHB) tratando esgoto sanitário sintético**. 67 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2019.

NELTING, K.; WEICHHREBE, D.; CAICEDO, C.; ROSENWINKEL, K-H. Influence of UASB reactor configuration and operation conditions on the dissolved methane quantities in the effluent. In: Iwa, 14th World Congress on Anaerobic Digestion. 2015, Viña del mar. **Anais...** Viña del Mar. 2015. p. 1–5.

NELTING, K.; TRAUTMANN, N.; CAICEDO, C.; WEICHHREBE, D.; ROSENWINKEL, K. H.; COSTA, F. J. O. G.; POSSETTI G. R. C. Constraints on the dissolved methane in the effluent of full scale municipal UASB reactors. In: The 14th IWA Leading Edge Conference on Water and Wastewater Technologies, 2017. Florianópolis. **Anais...** Florianópolis. 2017.

NOYOLA, A.; CAPDEVILLE, B.; ROQUES, H. Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating stationary fixed-film reactor. **Water Research**, v. 22, n.12, p. 1585–1592, 1988. doi:10.1016/0043-1354(88)90172-8

NOYOLA, A; MORGAN-SAGASTUME, J. M; LOPEZ-HERNANDEZ, J. 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.

O'FLAHERTY, V; COLLINS, G; MAHONY, T. The microbiology and biochemistry of anaerobic bioreactors with relevance to domestic sewage treatment. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, n. 1, p. 39-55, 2006.

OKTEM, Y. A.; et al. Anaerobic treatment of a chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Bioresource technology**, v. 99, n. 5, p. 1089-1096, 2007.

PASSIG, F. H. **Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário**. 155 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PAULA, A. C. **Avaliação integrada do desempenho de reatores anaeróbios do tipo UASB tratando esgoto doméstico em escala real**. 210 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2019.

PRIYA, M.; et al. Comparative study of treatment of sago wastewater using HUASB reactor in the presence and absence of effective microorganisms. **Procedia Earth and Planetary Science**, v. 11, p. 483-490, 2015.

RAMDHANIE, I; CHAKRABARTI, D. P. Studies on the Design, Evaluation, and Energy Conservation Potential of a Pilot-Scale Hybrid UASB Treating a Combination of Waste Activated Sludge and Distillery Spent Wash. **Chemical Engineering Communications**, v. 201, n. 6, p. 804-833, 2014.

RIPLEY, L. E.; BOUYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, [s.i.], p. 406-411, 1986.

ROSA, A. P.; et al. Potencial energético e alternativas para o aproveitamento do biogás e lodo de reatores UASB: estudo de caso Estação de tratamento de efluentes Laboreaux (Itabira). **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 21, n. 2, p. 315-328, 2016.

SAFLEY JR, L. M; WESTERMAN, P. W. Performance of a low temperature lagoon digester. **Bioresource Technology**, v. 41, n. 2, p. 167-175, 1992.

SAKAR, S.; YETILMEZSOY, K.; KOCAK, E. Anaerobic digestion technology in poultry and livestock waste treatment – a literature review. **Waste Management & Research**, v. 27, p. 3-18, 2009. doi:10.1177/0734242X07079060

SANTO, B. C. E. **Avaliação de câmara de dessorção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluentes de reatores UASB tratando esgoto doméstico**. 2017. 131 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2017.

SANTOS, S; CHAVES, S. R. M; VAN HAANDEL, A. Influence of temperature on the performance of anaerobic treatment systems of municipal wastewater. **Water SA**, v. 44, n. 2, p. 211-222, 2018.

SEGHEZZO, L.; et al. Anaerobic treatment of pre-settled sewage in UASB reactors in subtropical regions (Salta, Argentina). In: VI Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion. 2000, Recife. **Anais...** Recife, 2000. p. 7–13.

SILVEIRA et al. **Guia técnico de aproveitamento energético de biogás em estações de tratamento de esgoto / Probiogás**. Organizadores: Ministério das Cidades, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit GmbH (GIZ); Autores: Bruno Silveira et al.– Brasília, DF. Ministério das Cidades, 2015.

SINGH, K. S.; HARADA, H.; VIRARAGHAVAN, T. Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor. **Bioresource Technology**, v. 55, n. 3, p. 187–194, 1996. doi:10.1016/0960-8524(96)86817-9

SMITH, A. L.; et al. Navigating wastewater energy recovery strategies: a life cycle comparison of anaerobic membrane bioreactor and conventional treatment systems with anaerobic digestion. **Environmental science & technology**, v. 48, n. 10, p. 5972-5981, 2014.

SOUZA, C. L. **Estudos das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgoto doméstico em reatores UASB**. 2010. 147 p. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG), Belo Horizonte, 2010.

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

SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A. L.; MELO, G. C. B. Methane and hydrogen sulfide emissions in UASB reactors treating domestic wastewater. **Water Science and Technology**, v. 65, n. 7, p. 1229-1237, 2012.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville, Tennessee. Archae Press.1996.

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

STANFORD, M. P. A.; KATO, M. Comparação de reatores UASB e Híbrido tratando esgoto sanitário. In: 22 congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES). 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003.

SURYAWANSHI, P. C.; CHAUDHARI, A. B.; KOTHARI, R. M. Mesophilic anaerobic digestion: first option for waste treatment in tropical regions. **Critical Reviews in Biotechnology**, v. 30, n. 4, p. 259-282, 2010.

TILCHE, A; VIEIRA, S. M. M. Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors. **Water Science and Technology**, v. 24, n. 8, p. 193, 1991.

TORRES, P. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários**. 1992. 185 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia, São Carlos – São Paulo, 1992.

VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgoto. Um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande, Brasil, Universidade Federal da Paraíba. 1994.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook biological wastewater treatment, design and optimization of activate sludge systems**. 2 ed. s.l.:IWA. 2012.

VON SPERLING, M. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. In: VON SPERLING, M. (Coordenador). **Princípios do tratamento biológico de águas 164 residuárias**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, v. 1, 2ª ed, 1996.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 4. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG - Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v.1, p.472, 2014.

VON SPERLING, M. **Urban wastewater treatment in Brazil**. Department of Sanitary and Environmental Engineering Federal University of Minas Gerais, Brazil. Cataloging-in-Publication data provided by the Inter-American Development Bank. 2016.

WAEWSAK, C; NOPHARATANA, A; CHAIPRASERT, P. Neural-fuzzy control system application for monitoring process response and control of anaerobic hybrid reactor in wastewater treatment and biogas production. **Journal of Environmental Sciences**, v. 22, n. 12, p. 1883–1890, 2010.

WEILAND, P. One-and two-step anaerobic digestion of solid agroindustrial residues. **Water Science and Technology**, v. 27, n. 2, p. 145-151, 1993.

WEILAND, P. Biogas production: current state and perspectives. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 85, n. 4, p. 849-860, 2009.

WEN, C; HUANG, X; QIAN, Y. Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. **Process Biochemistry**, v. 35, n. 3-4, p. 335-340, 1999.

YANQORITHA, N. et al. The Effect of Organic Loading Rate Variation on Digestion of Tofu Wastewater using PVC Rings as Growth Media in a Hybrid UASB Reactor. **Oriental Journal of Chemistry**, v. 34, n. 3, p. 1653, 2018.

ZIEMINSKI, K.; FRAC, M. Methane fermentation process as anaerobic digestion of biomass: Transformations, stages and microorganisms. **African Journal of Biotechnology**, v. 11, n. 18, p. 4127 - 4139, 2012.

ZINDER, S.H.; KOCH, M. Non-aceticlastic methanogenesis from acetate: acetate oxidation by a thermophilic syntrophic coculture. **Archives of Microbiology**. v. 138, Issue 3, p. 263 – 272, 1984.