



Universidade Federal de São João del-Rei

PPGEQ

Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI
CAMPUS ALTO PARAPEBA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**AVALIAÇÃO DA RECUPERAÇÃO DE GASES DISSOLVIDOS EM REATOR
UASB COM FLUXO INTERNO NO SEPARADOR TRIFÁSICO (UASB-FIS)
TRATANDO ESGOTOS DOMÉSTICOS**

VANESSA DOURADO DE MELO

Ouro Branco
2024

Vanessa Dourado de Melo

**Avaliação da recuperação de gases dissolvidos em reator UASB
com fluxo interno no separador trifásico (UASB-FIS) tratando esgotos
domésticos**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São João del-Rei, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

Linha de pesquisa: Processos e Controle Ambiental

Orientador: Jackson de Oliveira Pereira

Coorientadores:
Alexandre Bôscaro França (interno)
Cláudio de Leite Souza (externo)

Ficha catalográfica elaborada pela Divisão de Biblioteca (DIBIB)
e Núcleo de Tecnologia da Informação (NTINF) da UFSJ,
com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

M528a Melo, Vanessa Dourado de Melo.
Avaliação da recuperação de gases dissolvidos em reator UASB com fluxo interno no separador trifásico (UASB-FIS) tratando esgotos domésticos / Vanessa Dourado de Melo Melo ; orientador Jackson de Oliveira Pereira. -- Ouro Branco, 2024.
94 p.

Dissertação (Mestrado - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química) -- Universidade Federal de São João del-Rei, 2024.

1. Gases dissolvidos. 2. Recuperação. 3. Reatores UASB. 4. Esgotos domésticos. I. de Oliveira Pereira, Jackson, orient. II. Título.



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

NOMEAÇÃO DE BANCA EXAMINADORA Nº 117 / 2024 - PPGEQ (13.13)

Nº do Protocolo: 23122.041127/2024-83

Ouro Branco-MG, 04 de dezembro de 2024.

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE VANESSA DOURADO DE MELO APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI, EM 08 DE NOVEMBRO DE 2024.

BANCA EXAMINADORA:

(Assinado digitalmente em 09/12/2024 10:40)

JACKSON DE OLIVEIRA PEREIRA
PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR
DTECH (12.27)
Matrícula: 1532720

(Assinado digitalmente em 19/12/2024 11:10)

ANDRÉ PEREIRA ROSA
ASSINANTE EXTERNO
CPF: 304.473.418-55

(Assinado digitalmente em 05/12/2024 09:52)

SÉRGIO FRANCISCO DE AQUINO
ASSINANTE EXTERNO
CPF: 821.700.966-04

(Assinado digitalmente em 05/12/2024 08:50)

EMANUEL MANFRED FREIRE BRANDT
ASSINANTE EXTERNO
CPF: 087.710.346-17

Visualize o documento original em <https://sipac.ufsj.edu.br/public/documentos/index.jsp> informando seu número: **117**, ano: **2024**, tipo: **NOMEAÇÃO DE BANCA EXAMINADORA**, data de emissão: **04/12/2024** e o código de verificação: **f5c8636f71**

AGRADECIMENTOS

Agradeço à Deus por sua presença em minha vida e por ter garantido saúde e força em todas as etapas desta caminhada.

Aos meus pais, Hugo e Rosana, pelo apoio incondicional em todos os momentos da minha vida e nesta jornada acadêmica.

Ao meu orientador Professor Doutor Jackson de Oliveira Pereira, por todos os ensinamentos e empenho durante a realização deste projeto.

À Copasa, por ser parceira na realização deste projeto.

À Universidade Federal de São João Del-Rei pela disponibilização de toda a estrutura física, fornecimento de insumo e realização de análises.

A Alessandra Gomes, técnica do laboratório de saneamento, por toda ajuda durante o uso do laboratório.

Aos alunos de iniciação científica Bárbara, Eduardo, Júlia, Kennisthon, Pâmella, Rafaela e Robson que apoiaram-me durante toda esta etapa. Sem vocês, não seria possível realizar todo este trabalho.

Aos meus amigos de mestrado, que ajudaram durante todos os momentos difíceis e sempre estavam dispostos a apoiar-me.

Ao meu co-orientador externo Cláudio de Leite Souza, por todo apoio, disponibilidade e esclarecimentos de dúvidas.

Ao meu co-orientador Alexandre Bôscaro França interno e à todos que de alguma forma contribuíram para este projeto.

Agradeço à FAPEMIG e à CAPES pelo amparo financeiro concedido para o desenvolvimento da pesquisa.

“O passado serve para evidenciar as nossas falhas e dar-nos indicações para o progresso do futuro.”

Henry Ford

RESUMO

Os reatores UASB destacam-se como uma das principais tecnologias para o tratamento de esgotos domésticos, sobretudo pela capacidade de produzir o biogás. O biogás, composto majoritariamente por metano, é um gás combustível com potencial de utilização como uma fonte de energia. No entanto, uma das limitações dos reatores UASB é a perda de gases dissolvidos no efluente, especialmente metano e sulfeto de hidrogênio, que ao serem liberados para a atmosfera, podem acarretar impactos ambientais e sociais. Neste contexto, o presente estudo avaliou o desempenho de uma versão modificada de reator UASB, projetada com o objetivo de recuperar o metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos no interior do próprio reator, em comparação com um reator convencional (RC). Nesse estudo, foram utilizados dois reatores em escala piloto, com volume de 3,69 m³ cada. Os experimentos foram conduzidos em duas fases operacionais, diferenciadas pelo diâmetro da abertura de passagem do efluente no separador trifásico no reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS). Na fase 1, foi adotado um maior diâmetro em uma das aberturas associada a menor velocidade e na fase 2, o diâmetro da abertura foi reduzido, resultando uma maior velocidade de fluxo, porém menor vazão de efluente. Os principais parâmetros analisados foram as concentrações de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos. Os resultados indicaram que uma maior abertura de passagem do efluente, aliada a uma menor velocidade, favorece o desprendimento do metano dissolvido. Na fase 1, foi observada uma redução da concentração mediana de metano dissolvido de 13±33 mg/L no RC para 10±35 mg/L no RFIS. No entanto, para reatores UASB com modificações no separador trifásico, como o RFIS, uma baixa vazão de efluente que atravessa o separador trifásico, como a fase 2, pode comprometer o desempenho do reator. A concentração mediana de metano dissolvido, na fase 2, foi de 11±31 mg/L para o RC e 10±39 mg/L para o RFIS. No que diz respeito ao sulfeto de hidrogênio, apesar das modificações no RFIS, cerca de 95% foi perdido no efluente. Comparativamente, ambos os reatores apresentaram comportamentos similares, com concentrações medianas de sulfeto de hidrogênio dissolvido de 9,7±43 mg/L na fase 1 e 8,0±50 mg/L na fase 2. Conclui-se, portanto, que um aumento na área de passagem do efluente no separador trifásico de reatores UASB pode resultar na remoção de uma porcentagem significativa de metano dissolvido na fase líquida, atingindo até 23%. Estudos futuros devem investigar outras configurações de separador trifásico, assim como diferentes vazões e valores do diâmetro da abertura de passagem do efluente, para otimizar a recuperação de gases dissolvidos.

Palavras-chave: Reatores UASB. Separador trifásico. Gases dissolvidos. Soluções tecnológicas. Recuperação dos gases dissolvidos.

ABSTRACT

UASB reactors stand out as one of the main technologies for domestic wastewater treatment, primarily due to their ability to produce biogas. Biogas, predominantly composed of methane, is a combustible gas with potential use as an energy source. However, one of the limitations of UASB reactors is the loss of dissolved gases in the effluent, particularly methane and hydrogen sulfide, which, when released into the atmosphere, can cause environmental and social impacts. In this context, the present study evaluated the performance of a modified version of a UASB reactor, designed to recover dissolved methane and hydrogen sulfide within the reactor itself, in comparison to a conventional reactor (CR). Two pilot-scale reactors, each with a volume of 3.69 m³, were employed in the study. The experiments were conducted in two operational phases, differentiated by the diameter of the effluent outlet in the three-phase separator of the reactor with internal flow in the three-phase separator (RIFS). In phase 1, a larger outlet diameter associated with lower velocity was adopted, while in phase 2, the outlet diameter was reduced, resulting in a higher flow velocity but a lower effluent flow rate. The main parameters analyzed were the concentrations of dissolved methane and hydrogen sulfide. The results indicated that a larger effluent outlet diameter, combined with lower velocity, favors the release of dissolved methane. In phase 1, a reduction in the median concentration of dissolved methane was observed, from 13±33 mg/L in the CR to 10±35 mg/L in the RIFS. However, for UASB reactors with modifications to the three-phase separator, such as the RIFS, a low effluent flow rate through the separator, as seen in phase 2, may compromise reactor performance. The median concentration of dissolved methane in phase 2 was 11±31 mg/L for the CR and 10±39 mg/L for the RIFS. Regarding hydrogen sulfide, despite the modifications to the RIFS, approximately 95% was lost in the effluent. Comparatively, both reactors exhibited similar behaviors, with median concentrations of dissolved hydrogen sulfide of 9.7±43 mg/L in phase 1 and 8.0±50 mg/L in phase 2. It is concluded that increasing the effluent passage area in the three-phase separator of UASB reactors can result in the removal of a significant percentage of dissolved methane from the liquid phase, reaching up to 23%. Future studies should investigate other configurations of the three-phase separator, as well as different flow rates and effluent outlet diameters, to optimize the recovery of dissolved gases.

Keywords: UASB reactors, three-phase separator, dissolved gases, technological solutions, dissolved gas recovery.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	x
LISTAS DE TABELAS	xiii
LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ABREVIACÕES	xiv
1 INTRODUÇÃO	15
2 OBJETIVOS	17
2.1 OBJETIVO GERAL	17
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	17
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3.1 REATORES UASB	18
3.2 ASPECTOS DOS CONSTITUINTES PRESENTES NO BIOGÁS	19
3.2.1 Biogás produzido em reatores UASB tratando esgoto doméstico	19
3.2.2 Metano	20
3.2.3 Sulfeto de Hidrogênio	23
3.3 ASPECTOS TEÓRICOS DA SOLUÇÃO DOS GASES	25
3.3.1 Lei de Henry	25
3.3.2 Princípios da transferência de massa	29
3.4 SOLUÇÕES TECNOLÓGICAS PARA A RECUPERAÇÃO E/OU REDUÇÃO DOS GASES DISSOLVIDOS	33
3.5 PROPOSTA TECNOLÓGICA PARA REMOÇÃO DE GASES DISSOLVIDOS	41
4 HIPÓTESES DE INVESTIGAÇÃO	45
5 METODOLOGIA	46
5.1 APARATO EXPERIMENTAL	46
5.1.1 Visão Geral	46
5.1.2 Reatores UASB	48
5.2 DELINEAMENTO EXPERIMENTAL	49
5.2.1 Fases operacionais e configurações testadas	49

5.2.2 Condições operacionais	50
5.2.2.1 <i>Vazão</i>	50
5.2.2.2 <i>Velocidades nas aberturas de passagem</i>	50
5.3 PARÂMETROS DE MONITORAMENTO	51
5.3.1 Fase gasosa.....	52
5.3.2 Metano dissolvido.....	52
5.3.3 Sulfeto de Hidrogênio dissolvido	54
5.3.4 Fase líquida.....	55
5.4 ANÁLISE ESTATÍSTICA	56
6 RESULTADOS E DISCUSSÕES	57
6.1 AVALIAÇÃO DA FASE GASOSA.....	57
6.1.1 Metano	57
6.1.1.1 <i>Metano dissolvido</i>	57
6.1.1.2 <i>Metano gasoso</i>	59
6.1.2 Sulfeto de Hidrogênio	62
6.1.2.1 <i>Sulfeto de Hidrogênio dissolvido</i>	62
6.1.2.2 <i>Sulfeto de Hidrogênio gasoso</i>	64
6.2 AVALIAÇÃO DA FASE LÍQUIDA	68
6.2.1 Sulfato	68
6.2.2 Remoção de matéria orgânica	70
6.2.3 Temperatura e pH	76
6.2.4 Sólidos Suspensos Totais (SST).....	77
CONCLUSÃO.....	82
REFERÊNCIAS.....	84

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Representação esquemática das zonas dos reatores UASB.....	19
Figura 3.2 - Emissões de CH ₄ do subsetor Tratamento e Despejo de Águas Residuárias Domésticas para o período de 1990 a 2020.....	21
Figura 3.3 – Emissões de metano no tratamento de esgotos domésticos pela quantidade de metano recuperado.....	22
Figura 3.4 - Diagrama de distribuição do sulfeto de hidrogênio.....	24
Figura 3.5 – Princípios do equilíbrio termodinâmico entre a fase líquida e gasosa em sistemas abertos.	26
Figura 3.6 – Desenho esquemático da teoria dos dois filmes.	31
Figura 3.7 - (a) Reator piloto UASB convencional e (b) Reator piloto UASB com estágio duplo de coleta de gás.....	35
Figura 3.8 - (a) Representação esquemática da técnica stripping; (b) Representação esquemática da microaeração e (c) aparato experimental do reator UASB com a câmara de dessorção.....	36
Figura 3.9 – (a) Representação esquemática dos reatores UASB piloto convencional (R ₁) e reator microaerado (R ₂); (b) Representação esquemática do sistema de aeração do esgoto bruto; (c) Representação esquemática do sistema completo de microaeração a partir do gás residual da câmara de dessorção.....	37
Figura 3.10 – Representação esquemáticos dos biorreatores.	38
Figura 3.11 – (a) Representação esquemática do reator convencional; (b) Representação esquemática de um sistema de reator UASB modificado.	39
Figura 3.12 – Sistema experimental utilizando bicos de pulverização.....	40
Figura 3.13 – Desenho esquemático das membranas.	40
Figura 3.14 - Representação esquemática dos reatores UASB convencional e modificado.....	43
Figura 3.15 – (a) vista superior da abertura de passagem P2, acima parte inclinada da coifa, na região de decantação; (b) vista inferior das aberturas do compartimento de digestão para o decantador (P1) e para o interior do separador trifásico (P2), abaixo da parte inclinada da coifa.....	44
Figura 5.1 – Fluxograma do aparato experimental.....	47
Figura 5.2 – Vista dos reatores experimentais.	47
Figura 5.3 - Hidrograma do afluyente aos reatores durante a operação.....	50

Figura 5.4 – Ponto de amostragem do H ₂ S e CH ₄ dissolvido.....	52
Figura 5.5 – Fluxograma da análise para determinação do metano dissolvido empregado neste estudo.....	53
Figura 5.6 – Fluxograma da análise do método azul de metileno empregado neste estudo.	55
Figura 6.1 – (a) Série temporal para a fase (1), (b) Série temporal para a fase (2), (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 da concentração de CH ₄ dissolvido.	57
Figura 6.2 – Gráficos Box-plot da %CH ₄ gasoso (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	59
Figura 6.3 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 para a produção diária de CH ₄	60
Figura 6.4 – Gráficos Box-plot da %CH ₄ dissolvido no efluente (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	62
Figura 6.5 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 da concentração de H ₂ S dissolvido.	63
Figura 6.6 – Gráficos Box-plot da concentração de H ₂ S gasoso (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	64
Figura 6.7 – Gráficos Box-plot da produção diária de H ₂ S (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	66
Figura 6.8 – Gráficos Box-plot da %H ₂ S dissolvido no efluente (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	67
Figura 6.9 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Gráfico Box-plot para fase 1, (c) Série temporal para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 das concentrações de sulfato.....	68
Figura 6.10 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot da concentração de DQO _{total} . .	71
Figura 6.11 – Gráficos Box-plot da concentração de DQO _{filtrada} (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	72
Figura 6.12 – Gráficos Box-plot das eficiências totais (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	74

Figura 6.13 – Gráficos Box-plot das eficiências biológicas (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	74
Figura 6.14 – Gráficos das porcentagens de atendimento ao padrão de lançamento de efluentes no corpo hídrico no estado de Minas Gerais.	76
Figura 6.15 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot da concentração de SST.....	77
Figura 6.16 – Gráficos Box-plot da concentração de SSV (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	79
Figura 6.17 – Gráficos Box-plot da concentração de SSV (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.	80
Figura 6.18 – Gráfico da porcentagem do atendimento ao padrão de lançamento do estado de Minas Gerais.	81
Figura I.1 - Descrição das hipóteses de cálculo empregadas na estimativa das velocidades nas aberturas de passagem para o decantador.	91

LISTAS DE TABELAS

Tabela 3.1 - Constituintes presentes no biogás.....	20
Tabela 3.2 – Valores das concentrações e supersaturação de CH ₄ encontrados na literatura.....	23
Tabela 3.3 – Concentrações de H ₂ S reportadas na literatura para reatores UASB tratando esgotos domésticos.....	25
Tabela 3.4 - Constante de Henry para o CH ₄ e H ₂ S em água em várias temperaturas.....	28
Tabela 5.1 – Características e parâmetros de projeto dos reatores UASB.....	48
Tabela 5.2 – Dimensões das aberturas de passagem do efluente para as fases 1 e 2.....	49
Tabela 5.3 – Velocidade das aberturas de passagem do digestor para o decantador dos reatores RFIS e RC.....	51
Tabela 5.4 – Pontos de amostragem, parâmetros de análise e tipo de amostragem.....	51
Tabela 6.1 – Valores da temperatura para as fases 1 e 2.....	76
Tabela 6.2 – Valores do pH para as fases 1 e 2.....	77

LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ABREVIações

CH₄ – Metano

CO₂ – Dióxido de Carbono

COPASA – Companhia de Saneamento de Minas Gerais

CEPT – Centro de Pesquisas em Saneamento

DECB - Duplo Estágio de Coleta de Biogás

DQO – Demanda Química de Oxigênio

EB – Esgoto Bruto

EGSB – *Expanded Granular Sludge Bed*

ETE – Estação de tratamento de esgoto

H₂ - Hidrogênio

H₂S – Sulfeto de Hidrogênio

IC – *Internal Circulation*

N₂ - Nitrogênio

O₂ - Oxigênio

RC – Reator Convencional

RFIS – Reator de Fluxo Interno no Separador Trifásico

SO₄²⁻ - Íon sulfato

SST – Sólidos Suspensos Totais

SSV - Sólidos Suspensos Voláteis

TDH – Tempo de detenção hidráulica

UASB - *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*

1 INTRODUÇÃO

Os reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) se estabeleceram como a tecnologia predominante para o tratamento de esgotos domésticos em países em desenvolvimento e de clima quente, notadamente o Brasil, devido às condições ambientais favoráveis.

De acordo com Chernicharo *et al.* (2018), aproximadamente 40% das 1.667 estações de tratamento de esgotos inventariadas implementaram os reatores UASB como primeiro estágio de tratamento dos esgotos domésticos. O sucesso na adoção dos reatores UASB é atribuído aos baixos custos de implantação e operação associados, à reduzida demanda de área para instalação, à produção mínima de lodo, e, no contexto mais recente, ao crescente interesse na produção de biogás, que pode ser utilizado como fonte de energia.

No entanto, os reatores UASB apresentam algumas limitações, incluindo o acúmulo da espuma no separador trifásico, a perda de sólidos e de gases dissolvidos no efluente, e a baixa remoção de patógenos e de nutrientes, como fósforo e nitrogênio (Chernicharo *et al.*, 2015; Lopes *et al.*, 2020; Ramos *et al.*, 2023). Com relação à perda de gases dissolvidos, destacam-se o metano e o sulfeto de hidrogênio que, quando liberados para atmosfera, podem gerar graves impactos sociais e ambientais.

A principal consequência do desprendimento do metano na atmosfera está associada ao fato de que o metano é um gás de efeito estufa com potencial de aquecimento global de 26 a 36 vezes superior ao dióxido de carbono (Centeno-Mora *et al.*, 2020). Ademais, em conformidade com os objetivos do acordo de Paris, os países devem reduzir as emissões de metano em 50% até 2030 (Brasil, 2021). Outro aspecto relevante é que o metano dissolvido pode representar uma perda de até 50% de todo metano produzido em reatores UASB, resultando na perda significativa de potencial energético do biogás (Souza *et al.*, 2011; Lobato *et al.*, 2012; Possetti *et al.*, 2018).

Por sua vez, o sulfeto de hidrogênio gera odores desagradáveis característicos, e a sua inalação prolongada pode causar sérios problemas de saúde. Adicionalmente, o sulfeto de hidrogênio é responsável pela corrosão acentuada em estruturas, equipamentos e tubulações, exigindo reformas e substituições nas estações de

tratamento de esgoto (Silva, 2015; Melo *et al.*, 2017; Glória, 2018; Centeno-Mora *et al.*, 2020).

Conforme Glória (2018), estudos que visem aprimorar os reatores UASB no que diz respeito à remoção dos gases dissolvidos são de extrema urgência. Entre as alternativas estudadas para recuperar o metano e o sulfeto de hidrogênio dissolvidos estão as colunas de dessorção, os bicos de pulverização, a microaeração, os contadores de membranas, a câmara de dessorção à vácuo e o *stripping* (Glória *et al.*, 2016; Cabral *et al.*, 2020; Souza *et al.*, 2021; Santos *et al.*, 2022; Centeno-Mora *et al.*, 2023; Santos, 2023). As colunas de dessorção e os bicos de pulverização demonstraram eficiência na remoção do metano e sulfeto de hidrogênio, enquanto que a microaeração apresentou resultados satisfatórios na remoção do sulfeto de hidrogênio. Embora essas sejam alternativas promissoras, as colunas de dessorção são limitadas pela baixa transferência de massa, a técnica de microaeração é limitada pela escalabilidade do processo e os contadores de membranas apresentam altos custos de implementação e manutenção, podendo exigir à presença de uma unidade específica (Medeiros *et al.*, 2023).

Estudos conduzidos por Souza (2010) e Pereira (2012), em um reator com duplo estágio de coleta de biogás (DECB), no qual uma parcela do esgoto escoava pelo interior do separador trifásico, e Patulski (2021), em reatores com maior espaçamento entre o separador trifásico e a área de decantação, demonstraram que alterações no projeto do separador trifásico de reatores UASB podem resultar em melhorias na recuperação dos gases dissolvidos no próprio volume do reator. Essas melhorias no projeto do reator, com o objetivo de otimizar a recuperação dos gases dissolvidos, são vistas como uma estratégia promissora para a redução de custos operacionais.

Com base nos resultados observados no reator UASB-DECB, foi desenvolvida uma versão otimizada de reator, que também possibilita a passagem do esgoto pelo interior do separador, mas sem a necessidade do coletor de biogás de primeiro estágio. Assim, este estudo avaliou o desempenho dessa proposta inovadora, denominada reator UASB com fluxo do efluente atravessando o interior do separador trifásico (UASB-FIS), em relação à recuperação dos gases dissolvidos, com ênfase no metano e sulfeto de hidrogênio.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar a recuperação de gases dissolvidos em reator UASB com fluxo interno no separador trifásico (UASB-FIS) tratando esgotos domésticos.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar a recuperação do metano e sulfeto de hidrogênio dissolvido no efluente de um reator UASB para diferentes configurações de separador trifásico.
- Determinar os percentuais de perda do metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente do reator UASB.
- Avaliar as relações entre o biogás produzido e os parâmetros físico-químicos da fase líquida do reator UASB.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

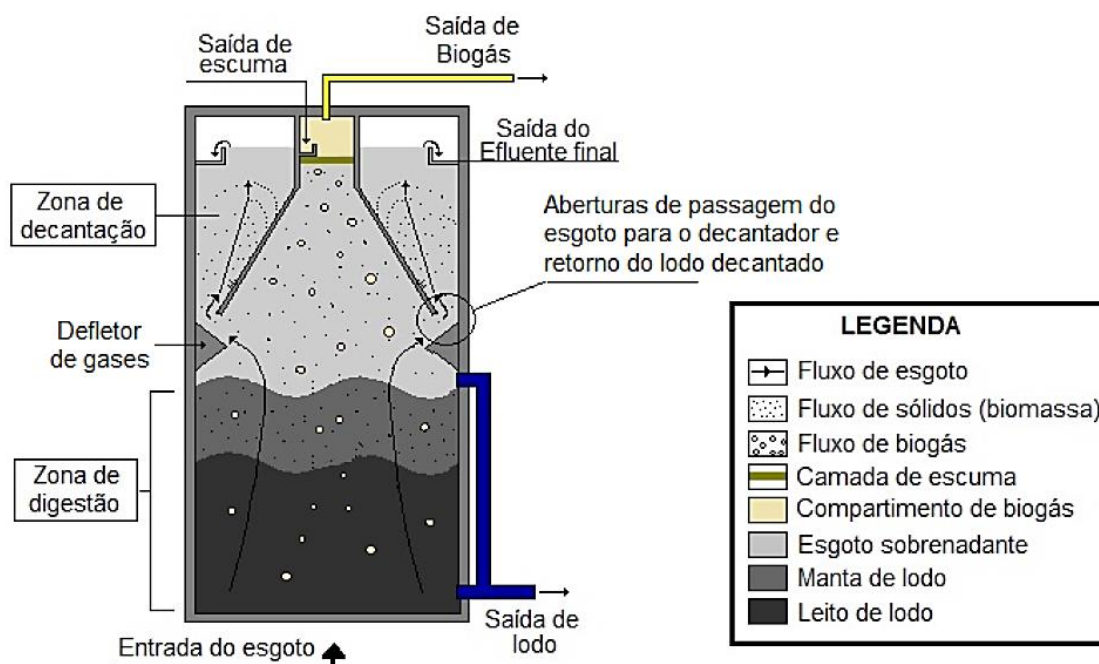
3.1 REATORES UASB

Os reatores UASB revolucionaram a aplicação da biotecnologia anaeróbia no tratamento de efluentes. O desenvolvimento deste sistema viabilizou a utilização de microrganismos anaeróbios no tratamento de efluentes com elevadas concentrações de matéria orgânica em tanques compactos, operando com tempos de detenção hidráulica reduzidos.

Os reatores UASB foram inicialmente desenvolvidos na década de 1980 para o tratamento de efluentes industriais e, posteriormente, foram empregados com sucesso no tratamento de esgotos domésticos (Lettinga *et al.*, 1980; Chernicharo, 2016). Após mais de 40 anos do início da sua aplicação, pode-se afirmar que os reatores UASB são a primeira alternativa de projeto de estações de tratamento de esgotos brutos no Brasil (Chernicharo *et al.*, 2015).

O reator UASB é basicamente um tanque de fluxo vertical (ascendente), no qual a matéria orgânica presente nos esgotos domésticos percorre o leito e a manta de lodo, onde ocorrem as reações biológicas que convertem essa matéria orgânica principalmente em biogás. O separador trifásico, em formato de coifa, separa o reator UASB em três regiões distintas. Abaixo do separador, localiza-se a região de digestão, onde o lodo biológico é armazenado. Na parte interna do separador, ocorre a separação do gás da fase líquida, juntamente com a coleta do biogás. Acima das partes inclinadas do separador, encontra-se a chamada zona de decantação, onde, devido à ausência da turbulência promovida pelo biogás, forma-se uma região propícia à separação dos sólidos, que são arrastados do compartimento de digestão pelo fluxo líquido. Esses sólidos sedimentam-se sobre a parede inclinada do separador, aglomerando-se em flocos até que possuam peso suficiente para vencer a força de arraste e retornar ao fundo do reator pela abertura de passagem do compartimento de decantação para o compartimento de digestão. A figura 3.1 apresenta uma representação esquemática do reator UASB, e suas partes constituintes, ilustrando também a dinâmica das fases sólida, líquida e gasosa.

Figura 3.1 - Representação esquemática das zonas dos reatores UASB.



3.2 ASPECTOS DOS CONSTITUINTES PRESENTES NO BIOGÁS

3.2.1 Biogás produzido em reatores UASB tratando esgoto doméstico

O biogás produzido no processo de digestão em reatores anaeróbios é composto por uma mistura de gases combustíveis, no qual o metano é seu principal componente (Barbosa, 2017). Essa composição confere ao biogás um elevado potencial energético, que pode ser aproveitado para a produção de energia elétrica ou térmica (Possetti *et al.*, 2018). A composição do biogás produzido no tratamento de esgotos domésticos varia com as características do afluente, do pH, da alcalinidade, a temperatura e os parâmetros operacionais do reator (Crone *et al.*, 2016; Barbosa, 2017).

A tabela 3.1 apresenta uma composição detalhada dos gases presentes no biogás, na qual se observa que o percentual de metano (CH_4) é bastante elevado, podendo chegar a 85%, enquanto o dióxido de carbono (CO_2), outro gás gerado no bioprocessamento anaeróbio, apresenta valores de até 15%. Os demais gases podem estar presentes no biogás, principalmente devido à entrada de ar atmosférico no reator, arrastado pelo esgoto afluente. Já o sulfeto de hidrogênio (H_2S) ocorre em proporções muito reduzidas e tem origem na biodegradação anaeróbia do íon sulfato presente no

esgoto. Entre estes gases, o metano e o sulfeto são os dois principais gases de interesse, devido aos problemas associados ao seu desprendimento diretamente para a atmosfera.

Tabela 3.1 - Constituintes presentes no biogás.

Constituinte do biogás	Composição
Sulfeto de Hidrogênio (H ₂ S)	1000 a 2000 ppm
Metano (CH ₄)	60 a 85%
Dióxido de Carbono (CO ₂)	5 a 15%
Oxigênio (O ₂)	0 a 2%
Nitrogênio (N ₂)	10 a 15%
Hidrogênio (H ₂)	0 a 3%

Fonte: Adaptado de Barbosa (2017).

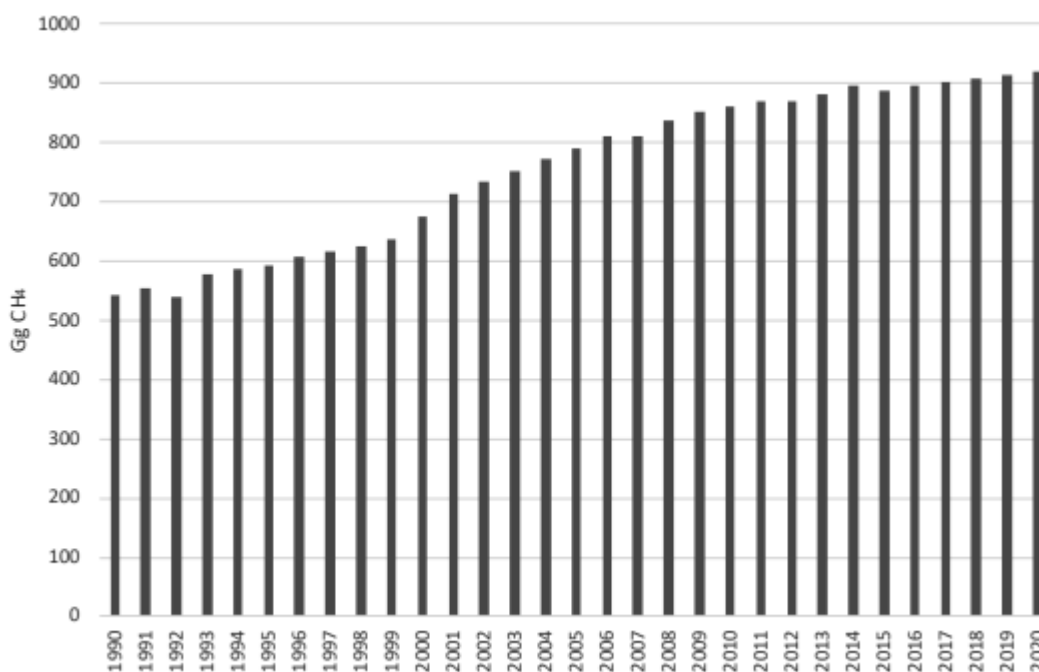
3.2.2 Metano

O metano é um hidrocarboneto simples com baixa solubilidade em sistemas aquosos. No entanto, em reatores UASB, elevadas quantidades desse gás são produzidas, logo uma fração significativa do metano permanece dissolvida na fase líquida (ou solubilizada). Segundo Possetti *et al.* (2018), a baixa solubilidade do metano em água favorece sua liberação para a atmosfera quando o efluente deixa o reator. Essa condição agrava o processo do efeito estufa, uma vez que o potencial de aquecimento global do metano é aproximadamente de 25 a 36 vezes superior ao do CO₂, além de representar uma considerável perda de energia utilizável (Souza, 2010; Centeno-Mora *et al.*, 2020; Ramos, 2021).

Portanto, a recuperação do metano dissolvido nos efluentes torna-se uma prioridade urgente, especialmente no Brasil, onde os reatores anaeróbios são amplamente empregados e o país se comprometeu a reduzir as emissões de metano em 50% até 2030. Segundo dados do Sistema de Registro Nacional de Emissões – Sirene (Brasil, 2022), apresentados na figura 3.2, as emissões de metano vêm aumentando constantemente entre 1990 e 2020. Observa-se que, no ano de 1990, as emissões eram de aproximadamente 500 GgCH₄, enquanto em 2020 esse número ultrapassou a marca de 900 GgCH₄. Esse crescimento constante ao longo das

décadas ressalta a necessidade de intervenções tecnológicas para mitigar essas emissões.

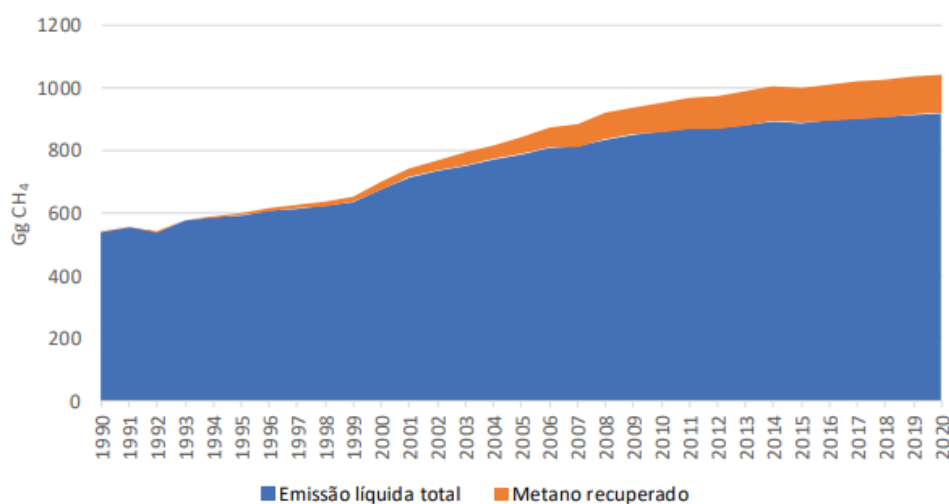
Figura 3.2 - Emissões de CH₄ do subsetor Tratamento e Despejo de Águas Residuárias Domésticas para o período de 1990 a 2020.



Fonte: Brasil (2022).

A pesquisa realizada em 2020 mostrou que a categoria de resíduos, dentre as cinco categorias que são listadas, representou a segunda maior emissão de CH₄ no país, e que o subsetor responsável pelo tratamento dos esgotos domésticos foi responsável por 37% dessa emissão (Brasil, 2022). Apesar de alguns avanços tecnológicos, uma grande parcela do metano produzido continua sendo perdida, e apenas uma pequena quantidade foi recuperada nos últimos anos, conforme mostrado pela figura 3.3.

Figura 3.3 – Emissões de metano no tratamento de esgotos domésticos pela quantidade de metano recuperado.



Fonte: Brasil (2022).

A figura 3.3 apresenta as emissões líquidas totais de metano, juntamente com a quantidade recuperada, no subsetor de tratamento de esgotos domésticos entre 1990 e 2020. Embora, a recuperação do metano tenha ganhado relevância a partir de 2004, a quantidade recuperada ainda representa uma pequena fração em comparação com o total emitido, com apenas aproximadamente 15% do CH₄ recuperado em relação com a emissão líquida total para o ano 2020. Isso indica que, mesmo com os avanços tecnológicos, o Brasil enfrenta desafios significativos para alcançar as metas de redução de emissões.

Estudos sobre reatores UASB indicaram que o desprendimento do metano dissolvido no efluente para a atmosfera representa entre 25% e 50% de todo o metano que é produzido durante a digestão anaeróbia, resultando em uma perda significativa de potencial energético (Lobato *et al.*, 2012; Centeno-Mora *et al.*, 2020). Ademais, Heile *et al.* (2017) observaram que a concentração de metano dissolvido frequentemente excede os valores calculados teoricamente devido à limitação na transferência de massa, do metano da fase líquida para fase gasosa, sob condições do regime transiente de variação da temperatura e pressão. Centeno-Mora *et al.* (2020) acrescentam que presença de matéria orgânica, sólidos suspensos, surfactantes e sais dissolvidos presentes no afluente pode também afetar o equilíbrio

termodinâmico líquido-gás, contribuindo para a supersaturação do metano dissolvido, que pode variar de 0,38 a 6,9, como mostrado na tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Valores das concentrações e supersaturação de CH₄ encontrados na literatura.

Referência	Escala do reator UASB	Concentração CH ₄ (mg/L)	Grau de supersaturação	Perda média de CH ₄ no efluente (%)
Souza <i>et al.</i> (2011)	Piloto	19,6 - 22	1,64 – 1,66	39 - 41
	Demonstração ^a	19,2	1,37	36
Nelting <i>et al.</i> (2015)	Real	6,0 - 10,0	0,38 – 0,62 ^b	25 – 40%
Matsuura <i>et al.</i> (2015)	Piloto	18,4	1,13	46-68
Glória <i>et al.</i> (2016)	Piloto	6 - 10	NR	NR
Santo (2017)	Demonstração ^a	20,2	NR	NR
Huete <i>et al.</i> (2017)	Real	12,5	1,14	NR
Marinho (2019)	Piloto	23,9	2,1 ^b	NR
	Demonstração ^a	15,9 – 21,0	NR	NR
Cabral <i>et al.</i> (2020)	Real	18,0 - 20,0	NR	NR
Patulski <i>et al.</i> (2021)	Real	13,8	NR	NR
Santos (2023)	Real	14,6	0,70	10,8

NR: Não realizado.

^aReator com elevado TDH e volume de 14 m³

^b Estimativa com o teor de CH₄ no biogás relatado pelos autores

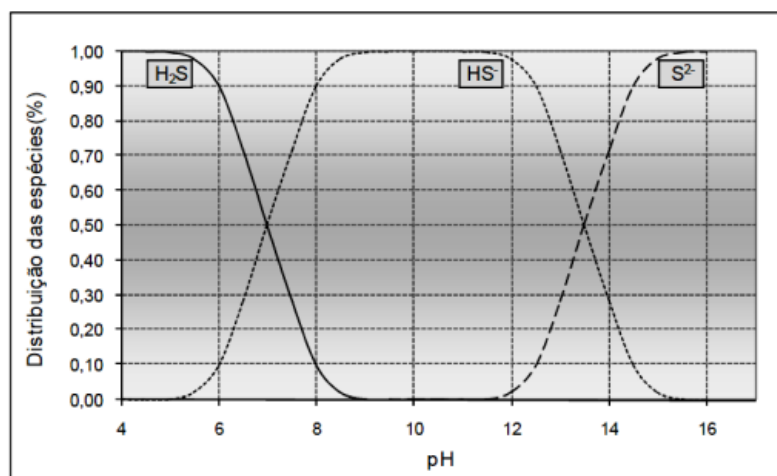
Fonte: Adaptado de Centeno-Mora *et al.* (2020) e Santos (2023).

3.2.3 Sulfeto de Hidrogênio

O sulfeto de hidrogênio (H₂S) é um gás incolor, notório por seu cheiro característico de “ovo podre”, e altamente solúvel em sistemas aquosos. Essa elevada solubilidade resulta na retenção de uma fração significativa de H₂S dissolvido no efluente de reatores UASB, que pode ser liberado para a atmosfera, com o efluente que deixa o reator. O problema do desprendimento do sulfeto dissolvido está na geração de odores pungentes que causam incomodo às comunidades localizadas próximas as estações de tratamento de esgoto, além de contribuir para a corrosão de estruturas e equipamentos metálicos nas estações de tratamento de esgotos (ETE's) (Santo, 2017; Glória, 2018).

Segundo Castro (2017) os seguintes fatores influenciam nas emissões de H_2S para a atmosfera: pH, temperatura, taxa de geração, concentração do sulfeto de hidrogênio, a turbulência e as taxas de ventilação da superfície do efluente no interior do separador, e a área superficial do líquido. Assim, o pH é um parâmetro de extrema importância, por definir as formas predominantes de sulfeto de hidrogênio em solução. Conforme a figura 3.4 ilustra, para valores de pH próximos a neutralidade, como os efluentes de reatores UASB, cerca de 50% do sulfeto de hidrogênio (na forma não dissociada - H_2S) permanecerá nesta forma, enquanto os outros 50% estarão dissociados na forma de íon HS^- .

Figura 3.4 - Diagrama de distribuição do sulfeto de hidrogênio.



Fonte: Chernicharo (2007).

A tabela 3.3 apresenta os resultados de alguns estudos da literatura que associaram a concentração de H_2S dissolvido no efluente com o pH e as concentrações de DQO no esgoto afluente. Observa-se que esgotos afluentes com maiores concentrações de DQO geralmente apresentam uma maior produção de H_2S , devido à maior quantidade de sulfato disponível. A relação DQO/Sulfato é um parâmetro, pois valores entre 5 e 8, indicam um processo anaeróbico bem estabelecido (Subtil *et al.*, 2012). Um processo anaeróbico bem estabelecido significa que este é um processo estabilizado, assim, os microrganismos anaeróbios realizam o processo de digestão de maneira eficiente, gerando biogás e minimizando problemas como a produção excessiva de sulfeto de hidrogênio. Na tabela 3.3, por exemplo, os estudos

conduzidos por Souza *et al.* (2012) e Santo (2017) mostram que elevadas concentrações de DQO, resultam em concentrações elevadas de H₂S dissolvido no efluente, comprovando-se a relação entre a alta carga orgânica e a produção de H₂S.

Tabela 3.3 – Concentrações de H₂S reportadas na literatura para reatores UASB tratando esgotos domésticos.

Referência	Escala do reator	Concentração de H ₂ S (mg/L)	pH	DQO afluente (mg/L)
Souza <i>et al.</i> (2012)	Piloto	4 - 17	6,8	520
Glória <i>et al.</i> (2016)	Piloto	6 - 13	7,3	NR
Castro <i>et al.</i> (2017)	Piloto	3 - 16	NR	300-500
Santo (2017)	Demonstração ^a	10,3	7,1	491
Huete <i>et al.</i> (2018)	Real	15,6	8,0	NR
Marinho (2019)	Piloto	8,9 – 15,3	7,2	377-500
	Demonstração ^a	10,2 – 11,5	7,1 – 7,3	377-500
Cabral <i>et al.</i> (2020)	Real	14,0	NR	NR

NR: Não realizado.

^a Reator com elevado TDH e volume de 14 m³

Fonte: Adaptado de Centeno-Mora (2020).

De acordo com Brandt *et al.* (2021), o sulfeto de hidrogênio presente nos efluentes de reatores anaeróbios contribui significativamente para as emissões totais de H₂S nas ETE's, com fatores de emissão que variam de 6000 a 15000 mgH₂S.m³esgoto. Portanto, o controle adequado das variáveis operacionais e o desenvolvimento de tecnologias visando a recuperação do sulfeto de hidrogênio dissolvido são de caráter urgente, tanto para mitigar o impacto social quanto para preservar as estruturas das estações de tratamento.

3.3 ASPECTOS TEÓRICOS DA SOLUÇÃO DOS GASES

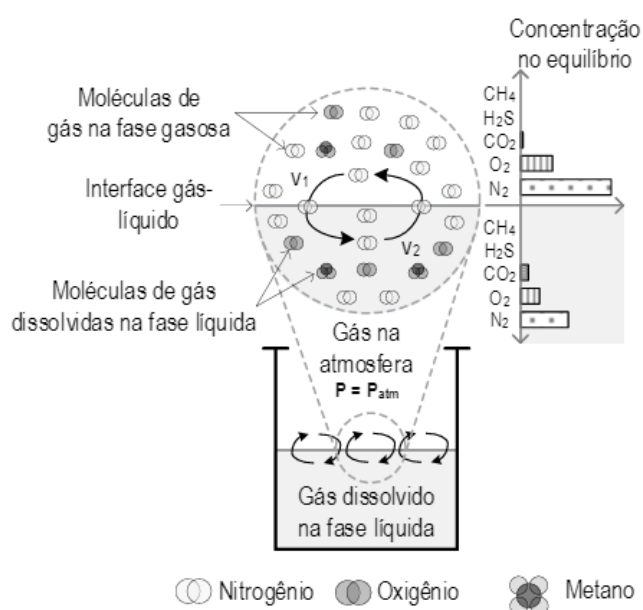
3.3.1 Lei de Henry

O tratamento anaeróbio de esgotos domésticos requer um entendimento detalhado dos princípios do equilíbrio químico e da transferência de massa,

fundamentais para compreender os mecanismos que governam a separação dos gases da fase líquida.

A solubilidade de um gás em um líquido é descrita pela Lei de Henry, que relaciona a concentração e a pressão parcial do gás. As concentrações dos compostos nas fases líquidas e gasosas podem ser calculadas pela Lei de Henry (equação 3.1) quando são constantes no tempo, ou seja, quando alcançam o equilíbrio químico. Esse equilíbrio é atingido quando a velocidade com que o fluxo de moléculas que um composto gasoso transcorre a interface líquido-gás (V_1) é igual a velocidade com a qual o fluxo de moléculas do composto líquido transcorre a interface líquido-gás (V_2), conforme ilustrado pela figura 3.5 (Brandt *et al.*, 2021).

Figura 3.5 – Princípios do equilíbrio termodinâmico entre a fase líquida e gasosa em sistemas abertos.



Fonte: Brandt *et al.* (2021).

A Lei de Henry enuncia que, a uma temperatura constante, a concentração de um gás dissolvido em um líquido é diretamente proporcional à sua pressão parcial. A equação 3.1 apresenta a expressão fornecida pela Lei de Henry, na qual C_{eq} é a concentração do gás dissolvido no líquido em equilíbrio (mg/L), $P_{gás}$ é a pressão parcial

gás (atm) e K_H é a constante de proporcionalidade que relaciona a solubilidade com a pressão (mg/L.atm) (Ramos, 2021).

$$C_{eq} = K_H \times P_{gás} \quad (3.1)$$

A Lei de Henry pode ser reescrita conforme a equação 3.2, na qual é possível entender que a pressão parcial do gás no líquido é inversamente proporcional a constante da Lei de Henry, e diretamente proporcional à concentração de gás dissolvido.

$$P_{gás} = \frac{C_{dissolvido}}{K_H} \quad (3.2)$$

Assim, um gás que possui alto valor para a constante de Henry, na condição de equilíbrio ($V_1 = V_2$), apresentará baixa pressão parcial no meio líquido, em consequência da sua baixa concentração neste, indicando que a maior parte do gás permanece na fase gasosa. Essa condição é claramente observada na figura 3.5, para o caso do nitrogênio (N_2), que permanece no meio aquoso e no ar atmosférico. É possível observar que mesmo havendo um gradiente de concentração de N_2 do ar para o meio aquoso, as quantidades não serão iguais, exatamente porque o líquido tem uma capacidade máxima de dissolução do gás. Ainda que forçosamente se fizesse a injeção de N_2 na fase líquida, o mesmo se desprenderia para o ar atmosférico.

A tabela 3.4 apresenta os valores para as constantes de Henry para o CH_4 e H_2S em água, onde é possível constatar que, segundo os valores da constante da Lei de Henry, o sulfeto de hidrogênio (H_2S) apresenta maior solubilidade que o metano (CH_4) em água, indicando uma facilidade do CH_4 de se separar da fase líquida quando em contato com a água e agitado em comparação com o H_2S .

Tabela 3.4 - Constante de Henry para o CH₄ e H₂S em água em várias temperaturas.

Temperatura (°C)	K(CH ₄) (mg/L.atm)	K(H ₂ S) (mg/L.atm)
5	34,3	5996
10	29,9	5147
15	26,4	4465
20	23,6	3911
25	21,5	3466
30	19,8	3102
35	18,3	2794

Fonte: Adaptado de Souza (2010).

Os dados da tabela 3.4 demonstram que, segundo a constante da Lei de Henry, o sulfeto de hidrogênio (H₂S) apresenta maior solubilidade que o metano (CH₄) em água. A solubilidade é estabelecida considerando as propriedades químicas e físicas, incluindo sua polaridade e capacidade de formar ligações moleculares com o solvente aquoso. De modo geral, elevados valores de solubilidade indicam que as espécies se dissociam em água e apresentam uma forte interação molecular, ou seja, realizam ligações de hidrogênio ou ligação dipolo-dipolo (Bijos, 2019). O sulfeto de hidrogênio, devido a sua alta solubilidade, estabelece essas ligações dipolo-dipolo com água. Por outro lado, o metano não se dissocia em íons, e estabelece apenas ligações fracas de Van der Waals com a água.

Ademais, a tabela 3.4 relewa que o aumento da temperatura reduz a solubilidade dos compostos. Enquanto o pH influencia na solubilidade dos compostos, apenas em espécies que reagem quimicamente com água, como o sulfeto de hidrogênio. Neste caso, o pH regula a formação de espécies não ionizadas, conforme mostrado no tópico 3.2.2 (Santo, 2017).

A pressão parcial de um gás a ser utilizado na Lei de Henry pode ser calculada pela fração molar do componente gasoso (y_i) e a pressão total do sistema (p_t), apresentada pela equação (3.3) (Heile *et al.*, 2017).

$$p_i = y_i \times p_t \quad (3.3)$$

No entanto, é importante ressaltar que, nos gases dissolvidos em efluentes tratados por reatores anaeróbios, têm-se condições fora do equilíbrio químico (condições dinâmicas), visto que suas concentrações estão abaixo ou acima dos valores previstos pela Lei de Henry. Portanto, a transferência de massa ocorrerá com o objetivo de alcançar o equilíbrio químico (Heile *et al.*, 2017; Brandt *et al.*, 2021). Nos reatores anaeróbios, a geração de metano e sulfeto de hidrogênio ocorre no leito de lodo. Nessa região, devido pressão hidrostática, uma maior fração destes gases pode se dissolver na fase líquida. Na medida em que o efluente líquido se desloca para parte superior do reator, a pressão hidrostática diminui, e esta fração dissolvida passa para o estado gasoso, pelo processo de efervescência.

3.3.2 Princípios da transferência de massa

A transferência de massa refere-se ao fenômeno de transporte pelo qual o fluxo de matéria ou calor é transportado de uma região para outra, a exemplo da convecção e da difusão molecular. Em reatores anaeróbios, a transferência de massa ocorre principalmente pelos mecanismos de convecção e difusão molecular. A convecção ocorre predominantemente na direção do fluxo ascendente, enquanto a difusão ocorre em todas as direções do reator.

A difusão é o processo no qual as partículas se movem aleatoriamente, resultando na mistura homogênea das substâncias (Cussler, 1997; Glória, 2018). O fluxo de massa devido à difusão ocorre quando as espécies químicas da região de maior concentração se deslocam para a região de menor concentração, buscando o equilíbrio químico. Segundo Cussler (1997), a taxa de difusão em líquidos é de 0,05 cm/min. Quando a difusão ocorre em conjunto com outros processos, ela frequentemente se torna a etapa limitante (Souza, 2010). Souza (2010) aponta que a taxa de difusão pode ser acelerada utilizando-se a agitação e Santos (2023) complementa que a maximização da interface entre o líquido e o gás também acelera a difusão, otimizando a interação entre as fases. Essas são premissas que fundamentam este presente trabalho.

A Lei de Fick descreve o fluxo de massa resultante entre um gás dissolvido no líquido e a fase gasosa (Heile *et al.*, 2017). A equação (3.4) apresenta a Lei de Fick.

$$J_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad (3.4)$$

Em que J_A é a taxa de transferência de massa específica por área (ou fluxo de massa específico), em um meio devido à difusão do componente A na direção ao gradiente de concentração ($\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$), D_{AB} é o coeficiente de difusão molecular da espécie A na solução (m^2/s), dC_A/dz é o gradiente de concentração ($\text{g/m}^3\cdot\text{m}$) e z é a distância em direção a transferência de massa ou a espessura do filme (m). O valor de D_{AB} estimado para a água a 20°C , para o H_2S é de $1,41 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$, e para o CH_4 é de $1,50 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$. Apesar disso, é importante ressaltar que, os valores medidos experimentalmente para D_{AB} apresentam resultados variados, e principalmente, para líquidos que não podem ser previstos com confiança (Souza, 2010; Glória, 2018).

Uma equação importante para a compreensão da transferência de massa é a equação da taxa de fluxo molar, que deriva a equação (3.4). No entanto, é fundamental ressaltar que o coeficiente de difusão molecular na equação (3.4) se aplica a sistemas onde a convecção não está presente. Em contraste, nos reatores UASB, onde a convecção está presente, a taxa de fluxo é dada por (Welty *et al.*, 2014):

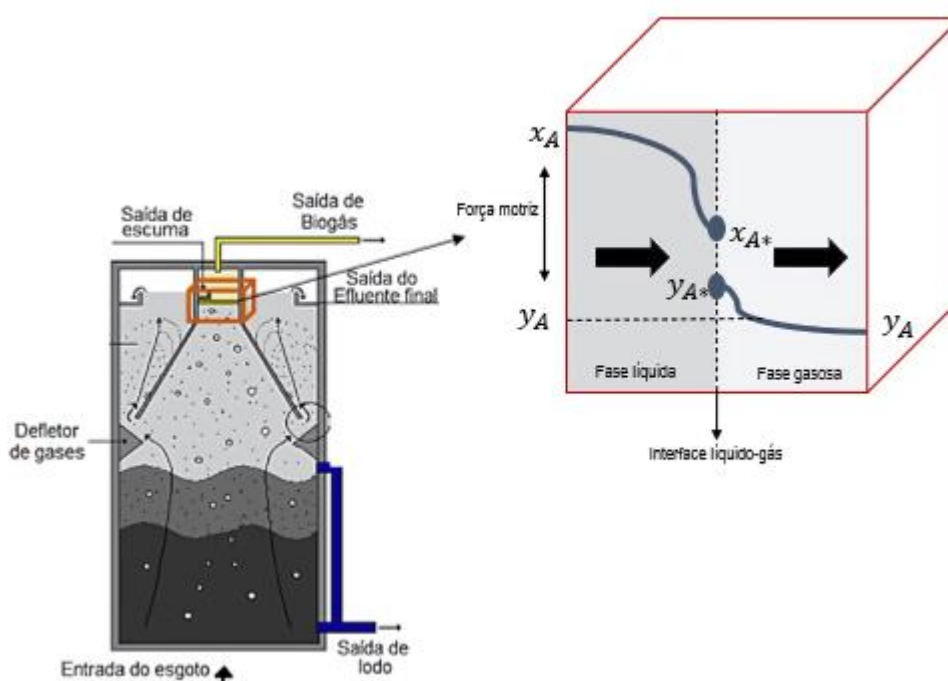
$$\dot{N}_A = k_L A (C_{Ai} - C_A) \quad (3.5)$$

Em que \dot{N}_A é a taxa de transferência de massa (moles/s), k_L é o coeficiente de transferência de massa (m/s), C_{Ai} e C_A são as concentrações na interface e na massa da solução, respectivamente (moles/m^3), e A é área de contato entre as superfícies líquida e gasosa (m^2) (Souza, 2010).

A teoria dos dois filmes, proposta por Lewi e Whitman em 1924, é amplamente aceita em estudos sobre gases dissolvidos em efluentes tratados em reatores anaeróbios. Essa teoria postula que, dois filmes estagnados (um líquido e outro gasoso) se formam na interface líquido-gás. A transferência de gás para o líquido é limitada pela resistência à difusão do filme gasoso, enquanto a transferência do líquido é limitada pela resistência à difusão do filme líquido (Centeno-Mora *et al.*; 2020; Jesen *et al.*, 2021). As hipóteses desta teoria são: i) o fluido está em repouso, ii) a

concentração varia linearmente; iii) o regime é permanente; iv) no lado do líquido e do gás tem-se o fluxo de massa; v) a convecção não acontece (Santo, 2017; Santos, 2023). A figura 3.6 apresenta o desenho esquemático da teoria dos dois filmes, na qual se têm a ocorrência de três etapas: (i) fluxo de massa do filme líquido para a interface gás-líquido; (ii) ocorrência da difusão molecular na interface gás-líquido; (iii) fluxo de massa da interface para o filme gasoso. Esta teoria também cita que o fluxo de massa pode ser inverso do gás para o líquido (Souza, 2010; Santo, 2017).

Figura 3.6 – Desenho esquemático da teoria dos dois filmes.



O gradiente de concentração é a força motriz para que a transferência de massa ocorra, logo o fluxo molar é calculado pela diferença da concentração ou fração molar entre a fase líquida e/ou gasosa e os valores em equilíbrio da interface. Desta maneira, a equação (3.4) se transforma em:

$$J_A = k_{LA} \times (x_{A*} - x) \quad (3.6)$$

$$J_A = k_{GA} \times (y - y_{A*}) \quad (3.7)$$

Onde J_A é a taxa de fluxo específico do componente A (moles_A/m².s), k_{LA} é o coeficiente de transferência de massa do componente A na fase líquida (m/s), k_{GA} é o coeficiente de transferência de massa do componente A na fase gasosa (m/s), x_A é a concentração molar de A na fase líquida (moles_A/m³), x_{A^*} é a concentração de A na fase líquida em equilíbrio na interface líquido-gás (moles_A/m³), y_A é a concentração do componente A na fase gasosa (moles_A/m³) e y_{A^*} é a concentração de A na fase gasosa em equilíbrio na interfase líquido-gás (moles_A/m³). Segundo Santos (2023), entre as equações (3.6) e (3.7) a que têm maior importância, entre ambas, depende de qual filme apresenta a maior resistência.

Conforme a teoria dos dois filmes, a resistência total ao transporte de massa é composta pela soma das resistências individuais nas duas fases envolvidas: a fase gasosa e a fase líquida. Em termos práticos, isso significa que a resistência à transferência de massa é a combinação da resistência na fase gasosa, na fase líquida e na região da interface entre as duas fases. Entretanto, o movimento de massa através da interface de separação entre as fases ocorre de forma rápida e é considerado instantâneo no modelo, e, portanto, a resistência na interface das fases é desprezível. (Glória, 2018). Assim, para uma análise quantitativa, utiliza-se a equação da resistência global de transferência de massa associada à Lei de Henry, já que o valor da constante de Henry direciona em qual filme a resistência é mais importante. Então relacionando-se a Lei de Henry, apresentada pela equação 3.1, e as equações do fluxo molar (equações 3.6 e 3.7) obtêm-se as equações (3.8) e (3.9) (Souza, 2010; Glória, 2018).

$$\frac{1}{K_{LA}} = \frac{1}{k_{LA}} + \left[\frac{P}{(H_A \cdot k_{GA})} \right] \quad (3.8)$$

$$\frac{1}{K_{GA}} = \frac{1}{k_{GA}} + \left[\frac{H_A}{(P \cdot k_{LA})} \right] \quad (3.9)$$

Em que K_{LA} é o coeficiente global de transferência de massa da fase líquida (m/s), k_{LA} é o coeficiente local de transferência de massa no composto líquido (m/s), P é a pressão total exercida na fase gasosa (atm), H_A é a constante da Lei de Henry

do composto, k_{GA} é o coeficiente local de transferência de massa da fase gasosa (m/s) e K_{GA} é o coeficiente global de transferência de massa associada a fase gasosa (m/s).

Segundo Centeno-Mora *et al.* (2020), o metano e o sulfeto de hidrogênio são compostos nos quais o fluxo de massa é controlado pela resistência do filme líquido, dado que, os valores da constante da Lei de Henry (H_A) para estes compostos são superiores a 10^{-3} . À vista disso, a equação (3.8) é utilizada, e o termo $\frac{P}{(H_A \cdot k_{GA})}$ pode ser desprezado, dessa maneira, a equação (3.8) pode ser simplificada conforme mostrado pela equação (3.10).

$$\frac{1}{K_{LA}} = \frac{1}{k_{LA}} \quad (3.10)$$

Portanto, o conhecimento sobre os princípios da transferência de massa auxilia aos pesquisadores a entender como funciona a transferência de massa em reatores anaeróbios, e assim, propor maneiras para desenvolver tecnologias para recuperar os gases dissolvidos. O conhecimento sobre os fundamentos da transferência de massa também apoia algumas hipóteses que facilitam o desprendimento dos gases dissolvidos. A primeira foi proposta por Souza (2010), na qual ele cita que o principal mecanismo que facilita o desprendimentos do metano e sulfeto de hidrogênio é a agitação ou turbulência na fase líquida, e a segunda foi proposta por Santos (2023) no qual ele cita que potencializando a transferência de massa na interface líquido-gás, ou seja, aumentando a superfície de contato entre o líquido e o gás, existe uma iteração maior entre os compostos, desta forma, facilitando o desprendimento dos gases dissolvidos. Estas foram hipóteses que apoiaram o estudo deste presente trabalho.

3.4 SOLUÇÕES TECNOLÓGICAS PARA A RECUPERAÇÃO E/OU REDUÇÃO DOS GASES DISSOLVIDOS

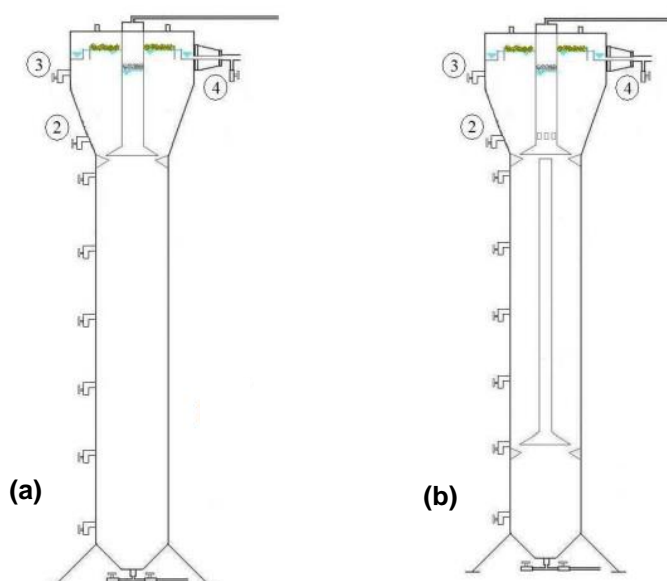
Alternativas mais eficientes para a recuperação dos gases dissolvidos vêm sendo investigadas, com o objetivo de minimizar desprendimento desses compostos

para a atmosfera. Assim, algumas modificações e etapas posteriores aos reatores UASB foram propostas buscando solucionar o problema dos gases dissolvidos.

Segundo Chernicharo *et al.* (2019), o dimensionamento adequado do separador trifásico é de grande importância para o desempenho dos reatores UASB, especialmente no que tange à coleta dos gases produzidos durante o tratamento. O dimensionamento deve garantir que o gás seja direcionado eficientemente para a campânula de gás. Portanto, modificações no projeto do separador trifásico e na campânula de gás podem potencializar a recuperação dos gases dissolvidos.

O estudo conduzido por Souza (2010) trouxe resultados promissores ao avaliar modificações na configuração interna dos reatores UASB. O estudo comparou três reatores, dois dos quais apresentavam características similares, em escala piloto, no qual um deles possuía um estágio duplo de coleta de biogás em um reator. Enquanto o terceiro reator estudado foi um reator em escala de demonstração. A análise revelou que, no reator com duplo estágio de coleta de biogás, operado com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 7 horas, houve uma redução nos valores das concentrações de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvido, quando comparado a um reator convencional. Souza atribuiu essa melhoria ao duplo estágio de coleta, que proporcionou uma maior agitação na superfície do separador trifásico, resultando no aumento da taxa de transferência de massa. A figura 3.7 apresenta o desenho esquemático do reator convencional (a) e do reator com duplo estágio de coleta de gás (b).

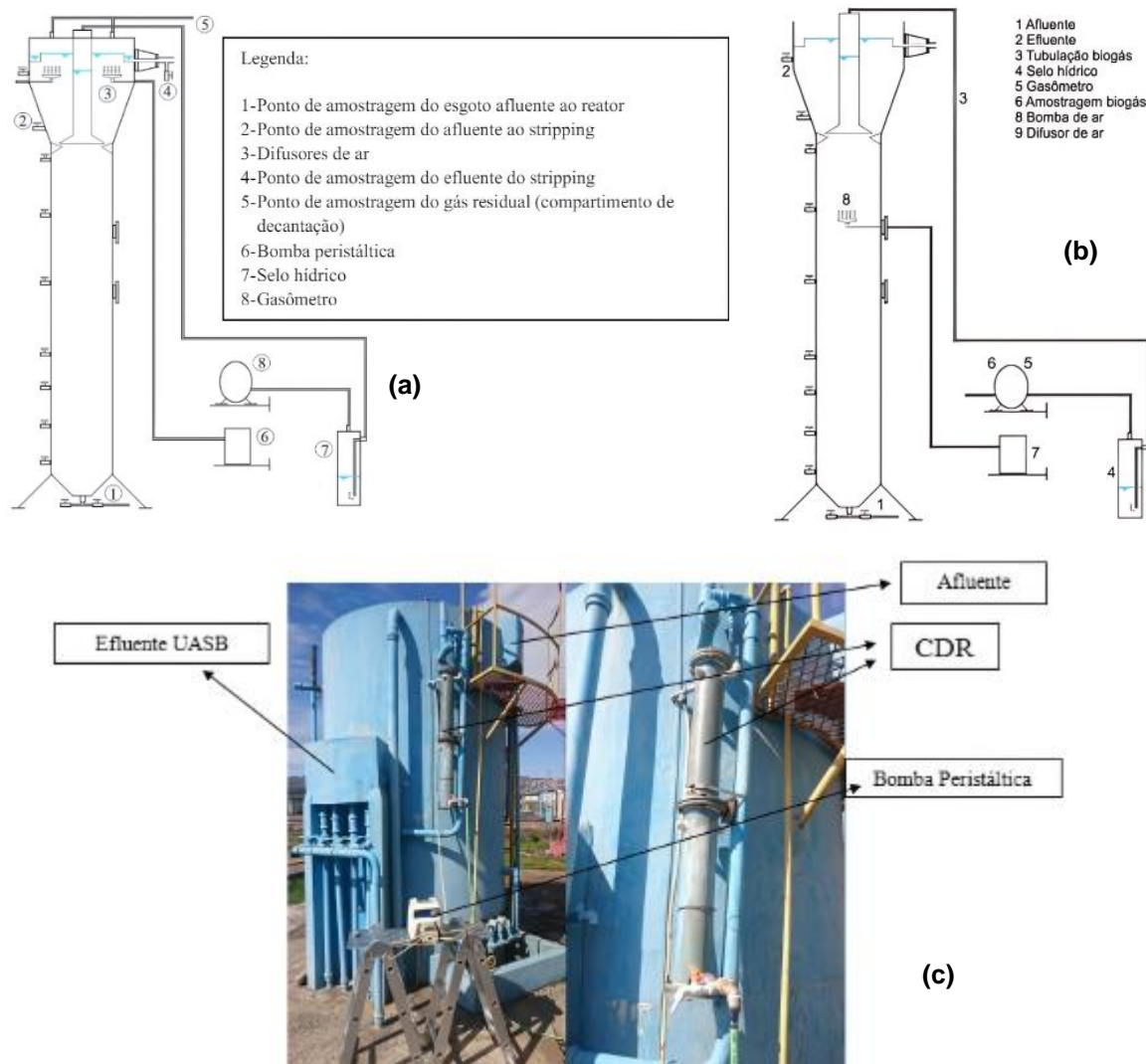
Figura 3.7 - (a) Reator piloto UASB convencional e (b) Reator piloto UASB com estágio duplo de coleta de gás.



Fonte: Souza (2010).

Glória (2018) também implementou modificações nos mesmos reatores UASB estudados por Souza (2010), utilizando três técnicas distintas para a remoção dos gases dissolvidos. A primeira técnica foi o uso do *stripping* (difusão de ar), conforme ilustrado pela figura 3.8(a). Nessa técnica, conexões para a injeção de ar foram adicionadas abaixo do compartimento de digestão. O *stripping* apresentou uma remoção de 30% para o metano, reduzindo a concentração do efluente final, em termos de mediana, de 15 mg/L para 10 mg/L. Enquanto a remoção do sulfeto de hidrogênio variou entre 40% e 60%. O autor sugere que a presença das conexões de ar facilitou o arraste do H_2S para a fase gasosa, resultando em uma maior eficiência de remoção do H_2S em comparação com o CH_4 . A segunda técnica empregada foi a microaeração na manta e leito de lodo, apresentada na figura 3.8(b). A microaeração envolveu a introdução de ar na manta e leito de lodo para promover a remoção dos gases dissolvidos, e a eficiência variou entre 73% e 79% para remoção de H_2S . A última técnica foi a utilização de uma câmara de dessorção, mostrada na figura 3.8(c). Neste caso, a eficiência de remoção do H_2S e CH_4 foi de 60% para ambos os compostos.

Figura 3.8 - (a) Representação esquemática da técnica stripping; (b) Representação esquemática da microaeração e (c) aparato experimental do reator UASB com a câmara de dessorção.

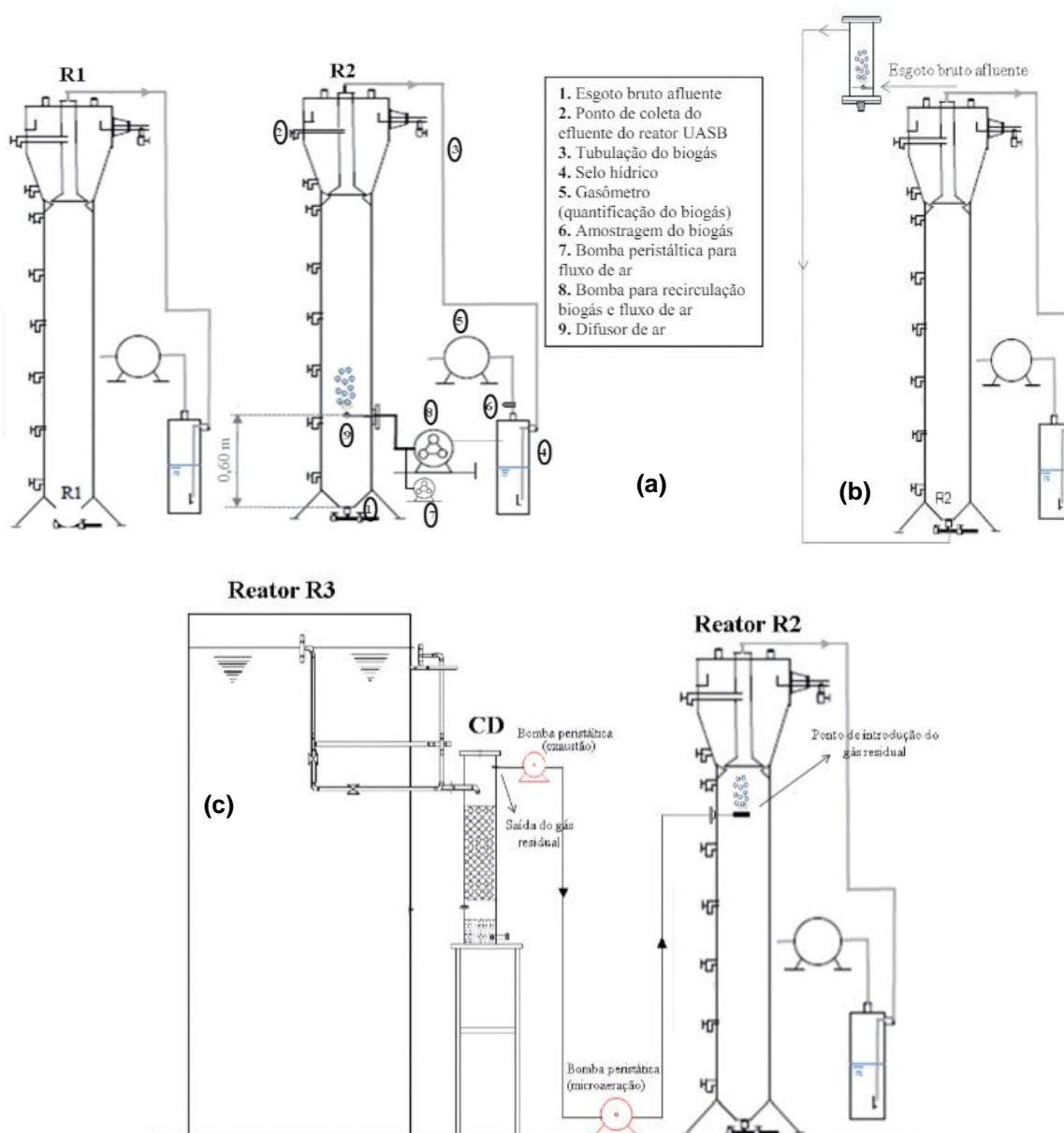


Fonte: Glória (2018).

Marinho (2019), continuando os trabalhos desenvolvidos sobre essa temática, comparou os mesmos reatores, piloto e demonstração. Ambos os reatores (R_1 e R_2) possuíam configuração convencional de um reator UASB, porém um deles recebeu a microaeração (R_2). O terceiro reator, em escala de demonstração, foi denominado R_3 . O trabalho foi dividido em quatro etapas: a primeira foi a microaeração associada à recirculação do gás, figura 3.9(a); a segunda foi a microaeração do esgoto bruto, figura 3.9(b), no qual este era microaerado antes de alimentar o reator UASB modificado; a terceira foi a utilização do gás residual na câmara de dessorção, figura 3.9(c), em que o gás residual gerado na câmara de dessorção com enchimento, que recebia o efluente do reator UASB de demonstração, promovia a microaeração do reator R_2 ; e

a quarta etapa foi a microaeração do R₃ a partir do gás residual da câmara de dessorção. De acordo com Marinho (2019), a microaeração associada à recirculação do biogás e a microaeração do esgoto bruto não apresentaram resultados significativos quanto à remoção dos gases dissolvidos. Em contraste, a microaeração utilizando o gás residual obteve resultados relevantes, com remoção de valores de 46 a 71% para o metano e 54 a 93% para o sulfeto de hidrogênio.

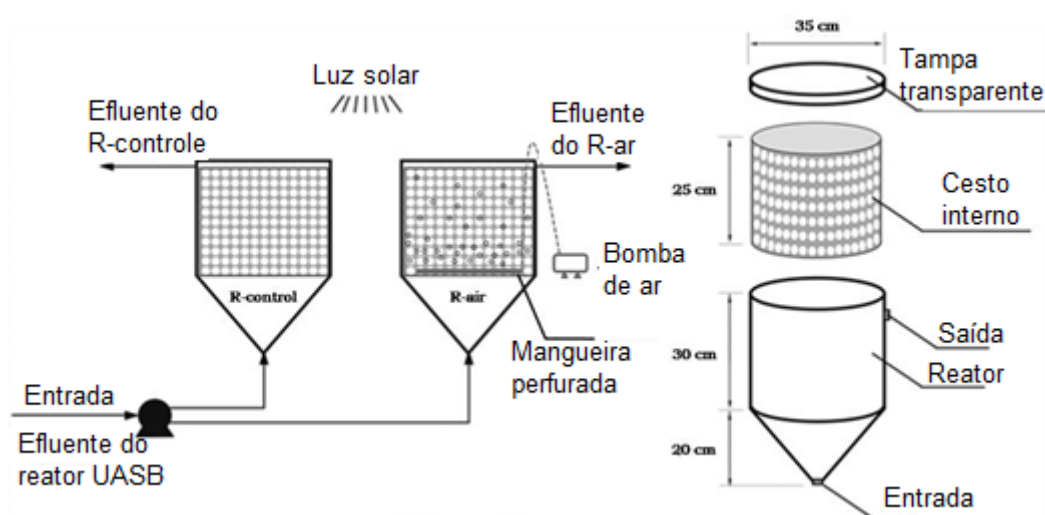
Figura 3.9 – (a) Representação esquemática dos reatores UASB piloto convencional (R₁) e reator microaerado (R₂); (b) Representação esquemática do sistema de aeração do esgoto bruto; (c) Representação esquemática do sistema completo de microaeração a partir do gás residual da câmara de dessorção.



Fonte: Marinho (2019).

Outro trabalho relevante sobre a microaeração foi conduzido por Cabral *et al.* (2020), que estudaram dois biorreatores, por um período de 13 meses, que eram alimentados com o efluente do reator UASB: um biorreator de controle sem microaeração e um reator microaerado. Para os biorreatores com tempo de detenção hidráulica de 6 horas a concentração, em termos de mediana de H_2S , foi reduzida de 14 mg/L para 6 mg/L, no biorreator de controle, e para 3 mg/L para o biorreator microaerado. A concentração de CH_4 na saída do reator UASB foi reduzida de 20 mg/L para 14 mg/L, no reator de controle, e para 9 mg/L para o biorreator microaerado. A figura 3.10 apresenta um desenho esquemático dos biorreatores utilizados por Cabral *et al.* (2020) em seu estudo.

Figura 3.10 – Representação esquemáticos dos biorreatores.

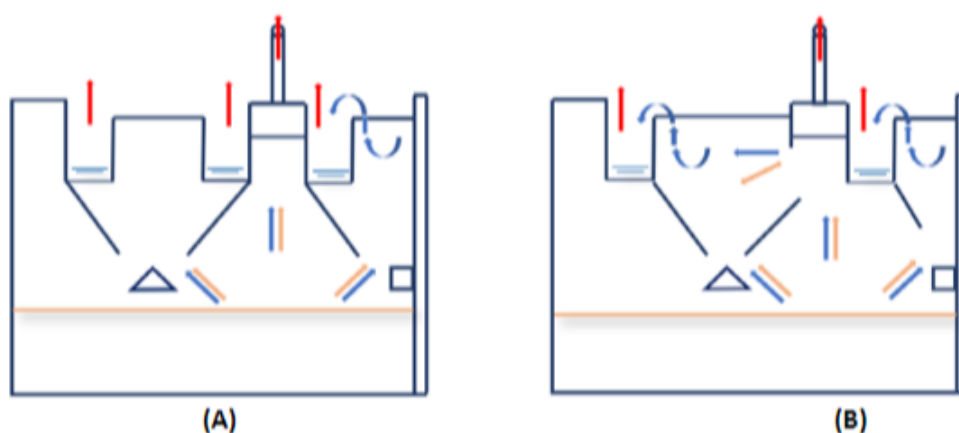


Fonte: Cabral *et al.* (2020).

Patulski *et al.* (2021) propuseram uma modificação no separador trifásico dos reatores UASB, resultando em um maior espaçamento entre o separador trifásico e o compartimento de decantação, o que facilitou a saída dos sólidos. Essa mudança impactou diretamente a velocidade, visto que nos reatores modificados os sólidos fluem na direção horizontal à seção de decantação, propiciando maior carregamento dos sólidos junto ao afluente. Esse maior espaçamento dos reatores UASB pode ter favorecido uma maior transferência de massa entre o gás dissolvido e a fase gasosa, e apresentou indícios que a maior vazão que percorre o separador trifásico também pode contribuir para o desprendimento do metano. Como resultado, observou-se que

a concentração de CH_4 dissolvido no efluente final do reator modificados foi, em termos de mediana, de 13,77 mg/L. Esse trabalho foi um indício importante nas considerações de hipóteses deste estudo. A figura 3.11(a) apresenta o desenho esquemático do reator convencional, enquanto a figura 3.11(b) ilustra o reator modificado.

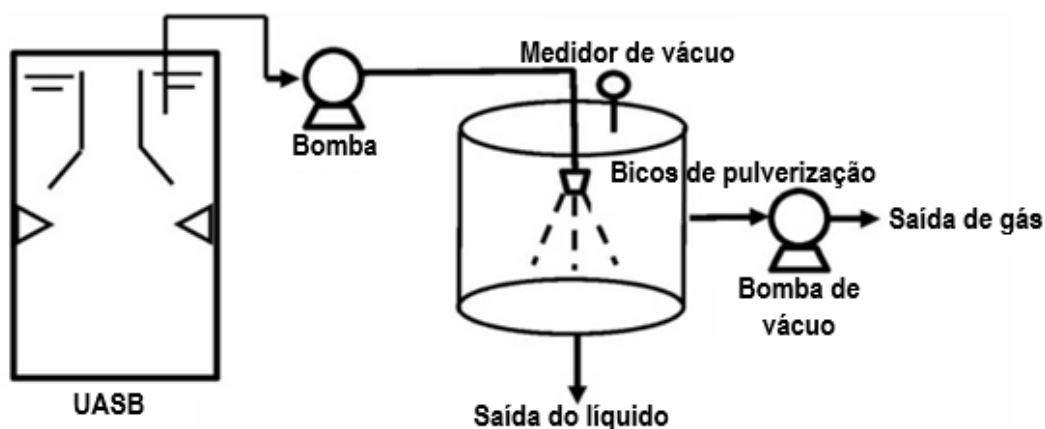
Figura 3.11 – (a) Representação esquemática do reator convencional; (b) Representação esquemática de um sistema de reator UASB modificado.



Fonte: Patulski *et al.* (2021).

Santos *et al.* (2022) desenvolveram um estudo com o objetivo de recuperar o metano dissolvido utilizando bicos de pulverização após o reator UASB. Os autores obtiveram uma remoção de 81,6% do metano dissolvido, na qual a concentração foi reduzida de 14,2 mg/L para 2,6 mg/L com o uso dos bicos de pulverização. A figura 3.12 ilustra o sistema experimental utilizado para a recuperação do metano dissolvido, empregando bicos de pulverização acoplados a uma câmara de vácuo.

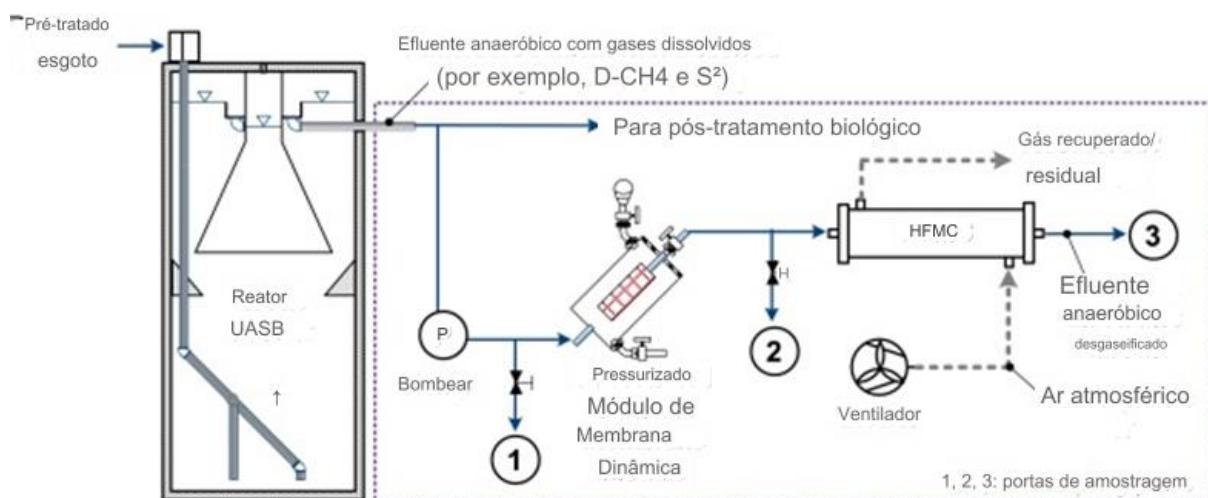
Figura 3.12 – Sistema experimental utilizando bicos de pulverização.



Fonte: Santos *et al.* (2022).

Em um estudo mais recente, Centeno-Mora *et al.* (2023) propuseram uma nova tecnologia de membranas dinâmicas pressurizadas em contadores de membranas para pré-tratar o efluente retendo os sólidos suspensos, e assim preservando a integridade dos contadores de membranas, evitando sua colmatação. A membrana de silicone alcançou uma eficiência de remoção de sulfeto de hidrogênio próximo a 100%, enquanto a remoção de metano foi aproximadamente 90%. A figura 3.13 apresenta o desenho esquemático do sistema proposto.

Figura 3.13 – Desenho esquemático das membranas.



Fonte: Centeno-Mora *et al.* (2023).

Embora as tecnologias de pós-tratamento dos reatores UASB tenham gerado resultados promissores, elas ainda apresentam limitações significativas. A microaeração é uma técnica difícil de operar e controlar a qualidade do gás produzido, além de ser limitada pelo escalonamento do processo. A técnica de câmara de dessorção é restringida pela baixa transferência de massa. Tecnologias que utilizam vácuo enfrentam limitações devido ao elevado consumo energético. As membranas dinâmicas, apesar de eficientes, tem como limitações: necessidade de substituição periódica, além de serem uma tecnologia cara e suscetível à incrustação (Stazi & Tomei, 2021; Medeiros *et al.*, 2023).

Assim, segundo Brandt *et al.* (2021), a alta complexibilidade e os custos elevados dessas tecnologias restringem o aproveitamento energético do biogás produzido nos reatores anaeróbios. Por isso, os autores citam que o desenvolvimento de tecnologias simplificadas e/ou de baixo custo operacional são primordiais para o aproveitamento do biogás. Desse modo, entende-se que a otimização do desprendimento dos gases dissolvidos para a fase gasosa, diretamente no volume do próprio reator, surge como uma alternativa promissora, devido à manutenção da simplicidade operacional do processo e a redução dos custos associados às demais tecnologias em estudo.

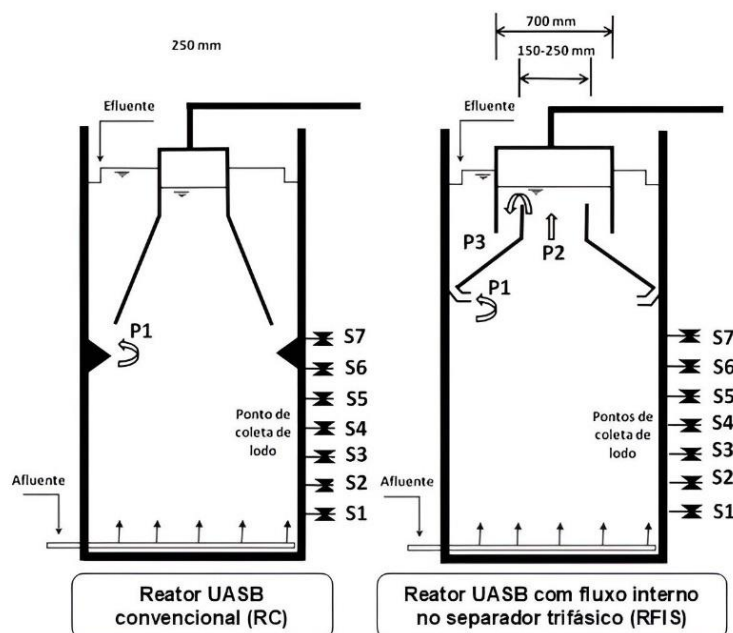
3.5 PROPOSTA TECNOLÓGICA PARA REMOÇÃO DE GASES DISSOLVIDOS

O presente trabalho se propôs investigar a recuperação dos gases dissolvidos do efluente em uma versão modificada de reator UASB, que teve por base os trabalhos desenvolvidos por Souza (2010) e Pereira (2012) no reator com duplo estágio de coleta de biogás (UASB-DESC). Neste reator, a introdução do coletor de biogás de primeiro estágio propiciou uma agitação no interior do separador trifásico (também chamado de coletor de biogás de segundo estágio), que conduziu ao maior desprendimento do metano e do sulfeto dissolvido no efluente (Souza, 2010). Essa agitação foi promovida não só pelo fluxo gasoso, mas também pela passagem do fluxo do esgoto, no interior do separador, que foi de cerca de 30% de toda vazão afluente ao reator. Assim, em 2014 a equipe coordenada pelo professor Jackson de Oliveira Pereira da Universidade Federal de São João del-Rei (UFSJ) concebeu uma nova versão de reator, que também fosse capaz de permitir o fluxo pelo interior do

separador trifásico, porém sem a necessidade de um coletor de biogás de primeiro estágio.

Nesta concepção modificada de reator foi proposta a introdução duas aberturas (denominadas P1 e P3), conforme apresentado na figura 3.14, para a que o esgoto alcançasse o compartimento de decantação. O objetivo principal era favorecer o escoamento pelo interior do separador trifásico, passando por uma abertura intermediária, P2, e alcançar um nível de agitação no interior do separador que fosse capaz de garantir o desprendimento dos gases dissolvidos, tal como foi observado no reator DECB. Complementarmente, o separador trifásico foi projetado com um menor ângulo na parte inclinada (45°) para favorecer a separação do lodo que fosse arrastado pela parcela do fluxo que escoava pelo interior do separador trifásico.

Figura 3.14 - Representação esquemática dos reatores UASB convencional e modificado.



Legenda

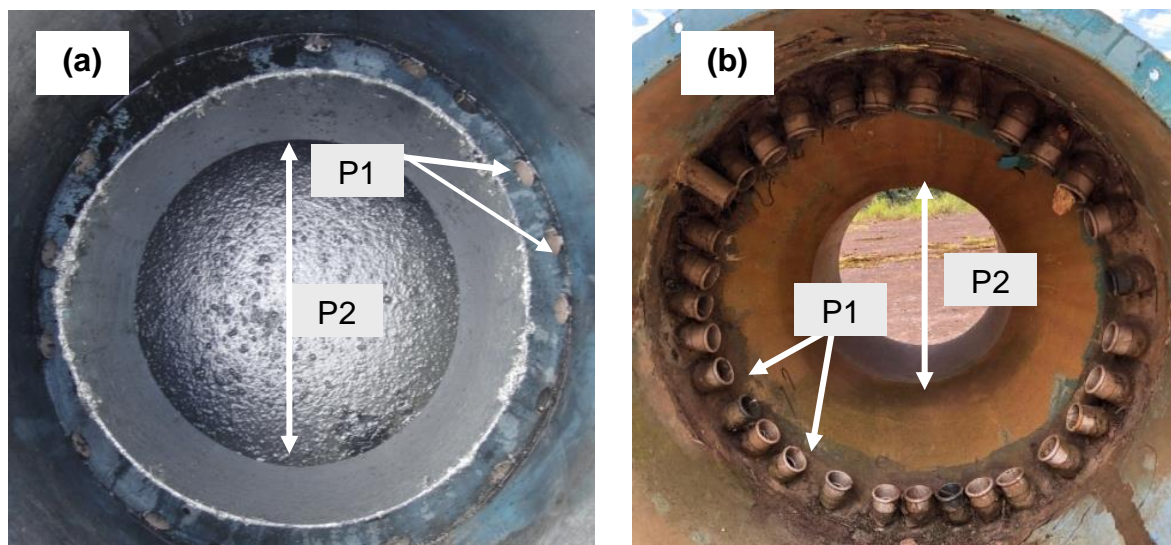
P1 – Abertura de passagem do efluente do compartimento de digestão para o compartimento de decantação do reator convencional (RC) e do reator com fluxo interno no separador trífásico (RFIS), e retorno dos sólidos.

P2 – Abertura intermediária de passagem do efluente do compartimento de digestão para o interior do separador trífásico para o reator com fluxo interno no separador trífásico (RFIS).

P3 – Abertura de passagem do efluente do compartimento de digestão para o compartimento de decantação no reator com fluxo interno no separador trífásico (RFIS).

E, para garantir o retorno do lodo ao fundo do reator, uma série de joelhos de 45° foi instalada na porção inferior da parte inclinada do separador, que forma um ângulo de 90°, para impedir a entrada do biogás na zona decantação pela passagem P1. Esta modificação também teve como objetivo eliminar a necessidade dos defletores de gases, reduzindo o custo do RFIS. A figura 3.15 ilustra os detalhes das aberturas P1 e P2 para as duas fases operacionais.

Figura 3.15 – (a) vista superior da abertura de passagem P2, acima parte inclinada da coifa, na região de decantação; (b) vista inferior das aberturas do compartimento de digestão para o decantador (P1) e para o interior do separador trifásico (P2), abaixo da parte inclinada da coifa.



4 HIPÓTESES DE INVESTIGAÇÃO

As hipóteses de investigação foram:

1) A maior área da campânula de gás do reator modificado, proporciona: i) maior habilidade de capturar o biogás; ii) assim, maior será o desprendimento dos gases dissolvidos; iii) e maior a recuperação de biogás.

2) Um menor diâmetro da área de passagem do efluente para o separador propicia um aumento na velocidade do fluxo que atinge o interior do separador trifásico do reator modificado, causando uma turbulência nessa região, que pode facilitar o desprendimento dos gases dissolvidos.

5 METODOLOGIA

5.1 APARATO EXPERIMENTAL

5.1.1 Visão Geral

O aparato experimental foi composto por dois reatores UASB que possuíam características semelhantes, exceto pelas alterações no separador trifásico do reator RFIS, construídos em fibra de vidro, em formato cilíndrico. Os reatores foram instalados na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) na Companhia de Saneamento de Minas Gerais (COPASA), localizada na cidade de Ouro Branco, Minas Gerais. A ETE processa uma vazão média de 60 L/s, representando o esgoto gerado por uma população equivalente a 36.000 habitantes.

O sistema de alimentação foi composto por uma bomba submersível (Sulzer, 220V, ½ cv) que é controlada por um inversor de frequências (WEG-CFW300) e dois temporizadores, que permitiram simular um hidrograma de vazão afluyente mais próximo da situação real. Além do mais, foram instalados um horímetro, para contabilizar o tempo real de operação dos reatores, e dois medidores do tipo diafragma, para gás GLP (modelo DAEFLEX/G1-0,6) que, de acordo com Ferreira *et al.* (2018) apresenta um erro relativo de 1,9% em relação a um medidor próprio para biogás, e, considerando a simplicidade operacional, boa acurácia e baixo custo, justificam o seu emprego no monitoramento da produção de biogás em plantas menores em escala real e também em pesquisas com escassos recursos financeiros disponíveis. A figura 5.1 apresenta o fluxograma do aparato experimental e a figura apresenta uma vista dos reatores experimentais.

Figura 5.1 – Fluxograma do aparato experimental.

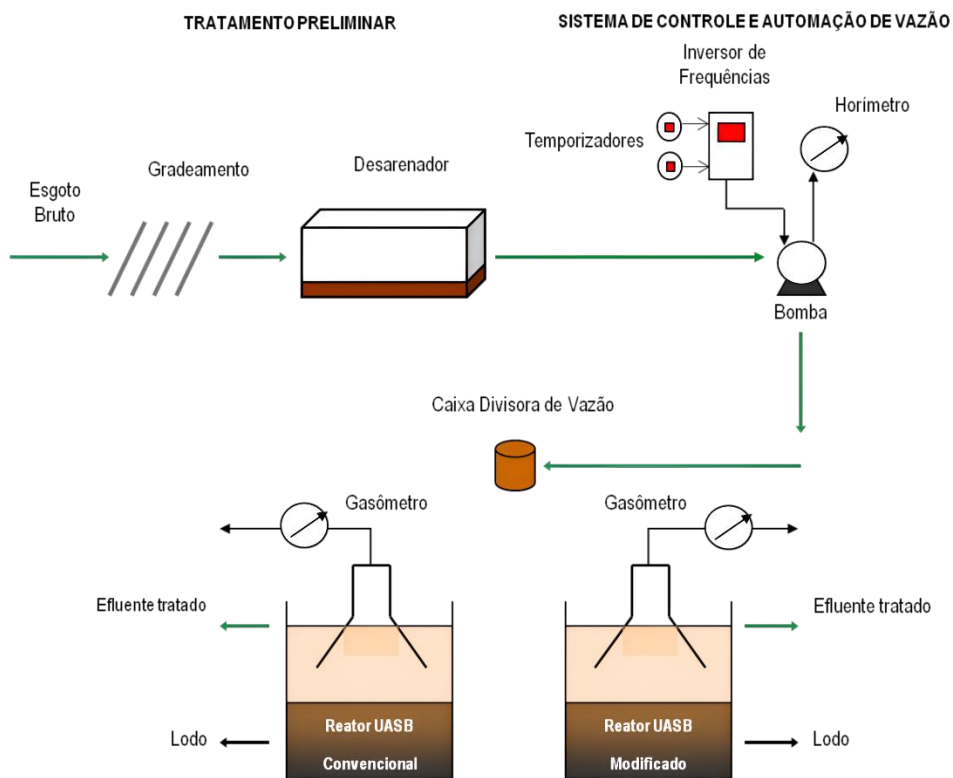


Figura 5.2 – Vista dos reatores experimentais.



5.1.2 Reatores UASB

Para atender aos objetivos específicos do presente trabalho, foram utilizados dois reatores: um reator modificado de fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e um reator convencional (RC), ambos em escala de semidemonstração. Os reatores foram dimensionados com base nos critérios estabelecidos pela NBR 12209/2011 (ABNT, 2011), com exceção do RFIS, cujo dimensionamento teve o propósito de avaliar a modificação proposta. Os seguintes critérios que não foram atendidos no RFIS foram: a profundidade total mínima do decantador, a parte inclinada do separador, a taxa de escoamento superficial para a vazão máxima no compartimento de decantação, e o TDH do decantador. Porém, para esses critérios os valores foram muito próximos ao valor da NBR 12209 (ABNT, 2011). A Tabela 5.1 apresenta as características de projeto dos reatores experimentais.

Tabela 5.1 – Características e parâmetros de projeto dos reatores UASB.

Compartimento	Característica	NBR 12209	RFIS	RC
Digestão + Decantação	$Q_{\text{média}}$ (m^3/h)	-	0,46	0,46
	Volume (m^3)	-	3,69	3,69
	TDH médio	8,00	8,00	8,00
	Profundidade útil total (m)	4,00 – 6,00	4,65	4,65
Digestão	Volume (m^3)	-	3,02	2,77
	TDH médio (h)	-	6,54	6,00
	Profundidade mínima (m)	2,50	3,60	3,15
	Velocidade ascensional para $Q_{\text{média}}$ (m/h)	$\leq 0,70$	0,59	0,59
	Velocidade ascensional para $Q_{\text{máxima}}$ (m/h)	$\leq 1,20$	0,87	0,87
Decantação	Volume (m^3)	-	0,67	0,92
	TDH para $Q_{\text{média}}$ (h)	$\geq 1,50$	1,46	2,00
	TDH para $Q_{\text{máxima}}$ (h)	$\geq 1,00$	0,97	1,33
	Profundidade total mínima (m)	1,50	1,05	1,50
	Profundidade mínima da parede vertical (m)	0,20	0,48	0,60
	Taxa de escoamento superficial para $Q_{\text{máxima}}$ ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$)	$\leq 1,20$	1,72	0,94
	Ângulo da parede inclinada ($^\circ$)	≥ 50	45	70

Conforme apresentado no item 3.5, no projeto do RFIS o efluente líquido alcança o compartimento de decantação por meio de duas rotas distintas: i) pela abertura de passagem P1 (composta por uma série de 32 joelhos de 50 mm), na qual o líquido vindo do compartimento de digestão chega diretamente ao decantador, e pela qual o lodo arrastado pelo fluxo pode retornar ao fundo do reator; e ii) pela

abertura de passagem P3, na qual o efluente chegará ao decantador, passando primeiramente pelo interior do separador trifásico, por meio da abertura P2.

5.2 DELINEAMENTO EXPERIMENTAL

5.2.1 Fases operacionais e configurações testadas

A pesquisa foi estruturada em duas fases operacionais distintas (1 e 2), de modo a permitir à investigação das hipóteses de investigação, que foram: o efeito da área interface de separação gás-líquido, e da agitação no interior do separador, na recuperação dos gases dissolvidos. Para tanto, o RFIS foi confeccionado com diâmetro/área da interface de desprendimento dos gases de maiores dimensões (700 mm), se comparado ao reator convencional (250 mm), para propiciar uma maior área da interface de desprendimento dos gases; e, a abertura de passagem para o interior do separador P2, teve o seu diâmetro reduzido de 250 mm para 150 mm, da fase operacional 1 para a fase 2, de modo a aumentar a velocidade de passagem no efluente no interior do separador, e conferir maior agitação nessa região. A tabela 5.2 apresenta detalhadamente os valores das dimensões dos componentes para os reatores RC e RFIS.

Tabela 5.2 – Dimensões das aberturas de passagem do efluente para as fases 1 e 2.

Fases	Interface de separação gás-líquido		Área da abertura de passagem do efluente (m ²)					
			Do compartimento de digestão para o decantador		Do compartimento de digestão para o interior do separador		Do interior do separador para o decantador	
	Área (m ²)		P1		P2		P3	
	RFIS	RC	RFIS ^(a)	RC ^(b)	RFIS ^(c)	RC	RFIS ^(d)	RC
1	0,384	0,049	0,061	0,218	0,049	-	0,367	-
2	0,384	0,049	0,061	0,218	0,018	-	0,335	-

(a) Área correspondente a 32 joelhos de 50 mm de diâmetro.

(b) Área obtida da diferença entre a área da seção transversal do reator (D= 1000 mm) e da área do separador na parte mais baixa (D= 850 mm).

(c) Área correspondente ao diâmetro de 250 mm, na fase 1, e 150 mm, na fase 2.

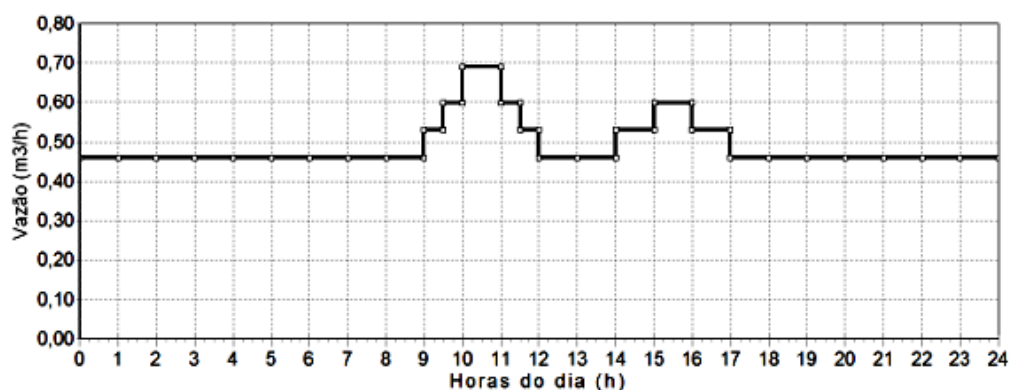
(d) Área obtida da diferença entre a área da seção transversal da campânula de gás (D= 700 mm) e da área de passagem para o interior do separador (D= 150, na fase 1 e D= 250 mm, na fase 2).

5.2.2 Condições operacionais

5.2.2.1 Vazão

Os reatores foram operados diariamente, de acordo com o hidrograma de vazão do afluente ilustrado na figura 5.3, que visava simular as condições reais de operação da estação de tratamento de esgoto. O aparato experimental incluiu dois temporizadores, um inversor de frequências para variar as vazões de entrada do afluente, e um horímetro para quantificar o tempo real de operação dos reatores. O aumento da vazão foi configurado para 15%, 30% e 50%, em relação à vazão média de $0,46 \text{ m}^3/\text{h}$, resultando em valores de variações de vazões de $0,53 \text{ m}^3/\text{h}$, $0,60 \text{ m}^3/\text{h}$ e $0,69 \text{ m}^3/\text{h}$.

Figura 5.3 - Hidrograma do afluente aos reatores durante a operação.



5.2.2.2 Velocidades nas aberturas de passagem

As velocidades das aberturas de passagem, P1, P2 e P3, foram calculadas com base na vazão afluente e nas respectivas áreas (mostradas na tabela 5.2). Para tanto, considerou-se o princípio do equilíbrio de perdas de carga em sistemas em paralelo, em que a perda de carga do escoamento na parte interna é igual à perda na parte externa. Os cálculos estão apresentados no Anexo I, e foram reunidos na Tabela 5.3.

De acordo com estas estimativas, é importante mencionar que a parcela da vazão que escoou pela abertura de passagem P1, foi de 47% e 76%, e nas áreas P2 e P3 de 53% e 24%, respectivamente nas fases 1 e 2. Isso indica que, embora a velocidade na abertura de passagem P2 tenha aumentado, com a redução do

diâmetro de passagem na fase 2, que seria benéfica a agitação, houve uma redução na vazão que passou pela abertura.

Tabela 5.3 – Velocidade das aberturas de passagem do digestor para o decantador dos reatores RFIS e RC.

Fase	Velocidade nas aberturas de passagem (m/h)							
	Média				Máxima			
	RC	RFIS			RC	RFIS		
	P1	P1	P2	P3	P1	P1	P2	P3
1 (250mm)	2,11	3,46	4,95	0,32	3,17	5,19	7,43	1,08
2 (150mm)	2,11	5,58	6,19	0,29	3,17	8,37	9,29	0,44

5.3 PARÂMETROS DE MONITORAMENTO

As amostras analisadas neste trabalho foram o esgoto bruto, o efluente tratado dos reatores e o biogás. A tabela 5.4 resume os pontos amostrais, o tipo de coleta, a amostragem e os métodos analíticos empregados no monitoramento das amostras nas fases 1 e 2. As análises foram realizadas de acordo com *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2023). O período de monitoramento da fase 1 ocorreu de agosto de 2023 a maio de 2024, enquanto o da fase 2 ocorreu julho de 2024 a agosto de 2024.

Tabela 5.4 – Pontos de amostragem, parâmetros de análise e tipo de amostragem.

Amostra	Parâmetros	Princípio do método	Método Standard	Tipo de amostragem
Esgoto bruto e efluente dos reatores	DQO _{total}	Colorimétrico	5220D	Composta
	DQO _{filtrada}	Colorimétrico	5220D	Composta
	Sulfato	Turbidimétrico	4500E	Composta
	SST	Gravimétrico	2540D	Composta
	SSV	Gravimétrico	2540E	Composta
Metano	CH ₄ dissolvido e CH ₄ gás	Cromatográfico	-	Pontual
Sulfeto	H ₂ S dissolvido e	Colorimétrico	4500D	Pontual
	H ₂ S gás	Potenciométrico	-	Pontual

5.3.1 Fase gasosa

A produção do biogás foi medida em campo, três vezes por semana na realização da fase 1 e cinco vezes por semana durante a fase 2, no intervalo de 24 horas utilizando gasômetros (modelo DAEFLEX/G1-0,6) instalados no laboratório da estação de tratamento de esgoto. Esses gasômetros possuíam sistemas de dessulfurização com limalha de ferro para prevenir a corrosão.

A porcentagem de metano presente na composição do biogás foi analisada por cromatografia gasosa (Cromatógrafo Agile 7820A). As amostras foram coletadas antes do selo hídrico, utilizando seringas de 20 mL. A concentração de sulfeto de hidrogênio no biogás foi medida utilizando-se o aparelho Odalog (marca *Gas Logger*), que detecta concentrações entre 1 e 2000 partes por milhão (ppm). Após a estabilização do aparelho no ponto antes do selo hídrico, o valor era registrado.

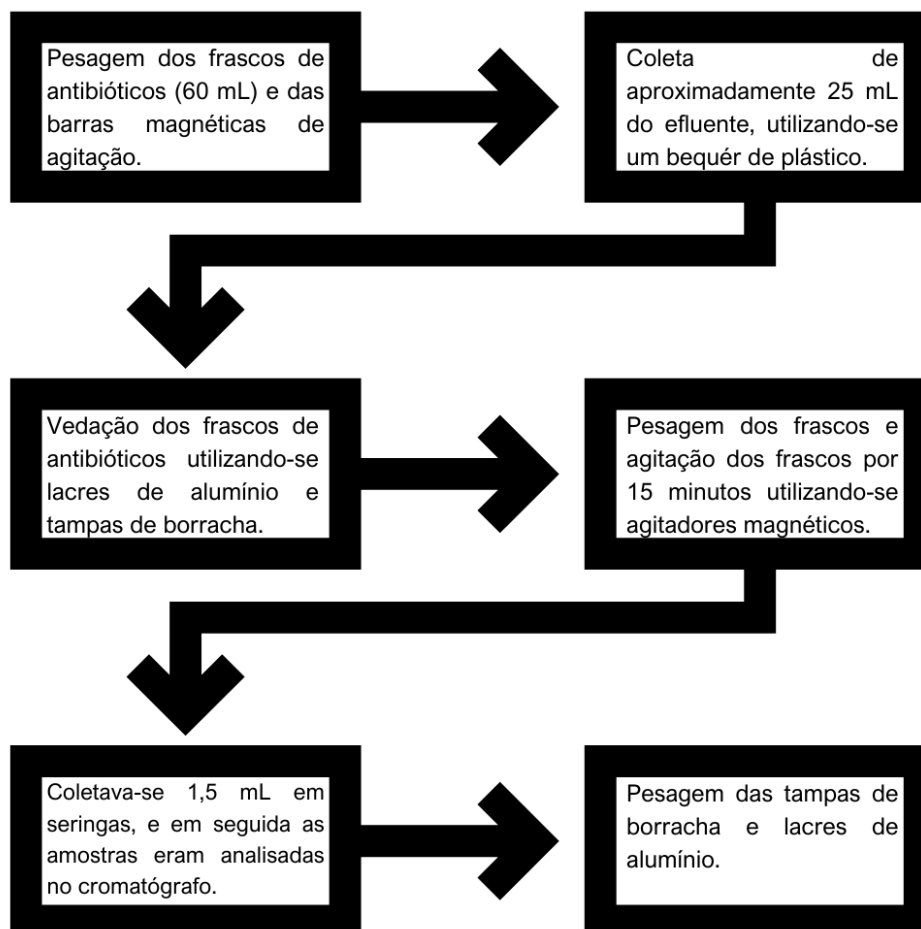
5.3.2 Metano dissolvido

A metodologia utilizada para quantificação do metano dissolvido foi uma adaptação da metodologia proposta por Souza (2010). As etapas empregadas foram: pesagem dos frascos de antibiótico, de 60 mL antes e após a coleta das amostras no topo do reator (figura 5.4), em seguida as amostras foram agitadas em agitadores magnéticos por 15 minutos para garantir o equilíbrio das fases líquida e gasosa, sendo analisada por cromatografia gasosa (marca Agile 7820 A). A figura 5.5 apresenta o fluxograma da metodologia para a análise do CH₄ dissolvido.

Figura 5.4 – Ponto de amostragem do H₂S e CH₄ dissolvido.



Figura 5.5 – Fluxograma da análise para determinação do metano dissolvido empregado neste estudo.



Assim, a partir da tara de cada frasco, determinava-se a massa de água e o volume de líquido em cada frasco (considerando a massa específica da água de 1 g/mL), para em seguida, determinar o volume da fase gasosa por diferença da capacidade total do frasco de 60 mL. A equação (5.1) apresenta a fórmula para o cálculo da determinação da concentração do metano dissolvido.

$$CH_4 \text{ dissolvido} = \frac{\left(\frac{\% CH_4 \text{ gás}}{100}\right) \times [(d \times V_{\text{gás}}) + (P_T - P_V) \times K_H \times V_L]}{V_L} \quad (5.1)$$

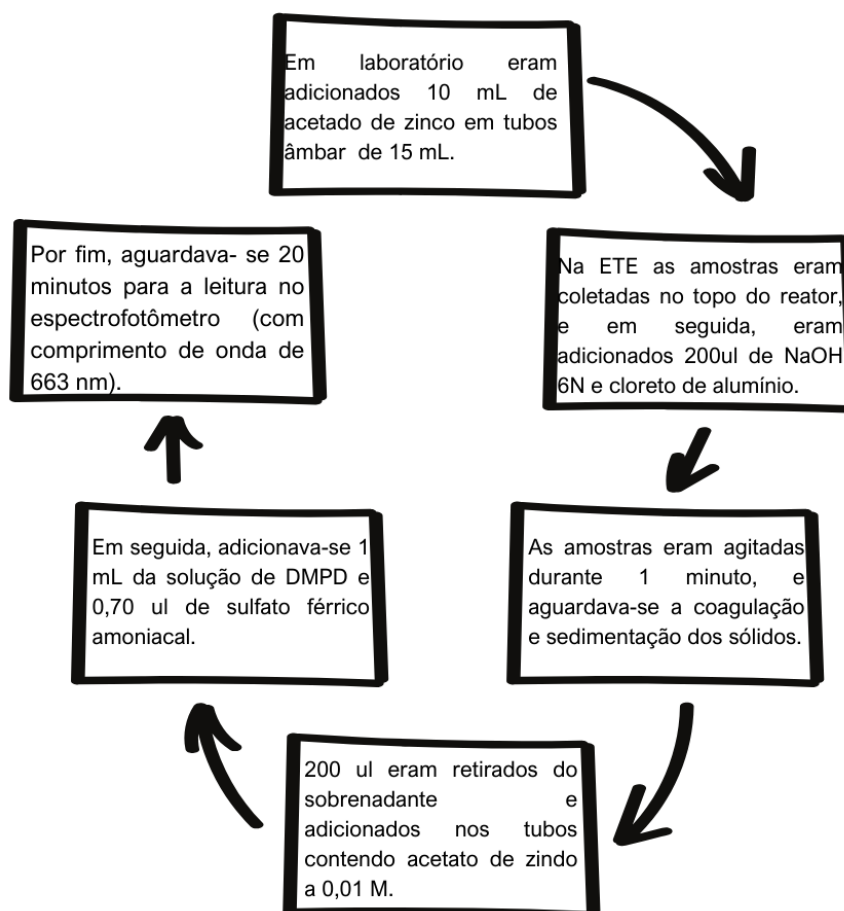
Em que: $CH_4 \text{ dissolvido}$ é a concentração do metano dissolvido (mg/L), $\%CH_4 \text{ gás}$ é a porcentagem de metano da fase gasosa presente no frasco (%), d é a densidade

do metano (calculada como 579,96 mg/L à 25°C e 0,8863 atm), $V_{gás}$ é o volume da fase gasosa (mL), P_T é a pressão atmosférica (0,8863 atm para a cidade de Ouro Branco), P_V é a pressão de vapor de água (0,032 atm a 25°C), K_H é a constante da Lei de Henry para o metano (21,5 mg/L.atm a 25°C) e V_L é o volume da fase líquida (mL).

5.3.3 Sulfeto de Hidrogênio dissolvido

As análises do sulfeto de hidrogênio dissolvido seguiram a metodologia proposta por Plas *et al.* (1992) e o *Standard Methods for the examination of water and wastewater (2023)*, método 4500D. O método é colorimétrico, reagindo as soluções de sulfato férrico amoniacal e dimetil-p-fenilodiamina, formando o azul de metileno. Antes da coleta, foram adicionados 10 mL da solução de acetato de zinco 0,01M em tubos âmbar de 15 mL para estabilização e preservação das amostras. Em campo, as amostras eram coletadas no topo do reator (figura 5.4), e após, eram adicionados 0,2 mL da solução de hidróxido de sódio 6N e cloreto de alumínio na mesma proporção para coagulação e sedimentação dos sólidos presentes nas amostras. Em seguida, as amostras eram agitadas durante 1 minuto, e 200 μ L eram retirados do sobrenadante e adicionados na solução de acetato de zinco 0,01 M, para posteriormente 1 mL da solução de DMPD (dimetil-p-fenilodiamina) e 70 μ L da solução de sulfato férrico amoniacal serem adicionados. Após 20 minutos, as amostras eram analisadas utilizando-se o espectômetro, com comprimento de onda de 663 nm, A figura 5.5 apresenta o fluxograma com o detalhamento das etapas envolvidas para a análise do sulfeto de hidrogênio dissolvido.

Figura 5.6 – Fluxograma da análise do método azul de metileno empregado neste estudo.



A quantificação do H_2S dissolvido foi feita utilizando-se a equação (5.2), que foi encontrada por meio da regressão da curva construída utilizando a Solução Padrão de Sulfeto, com concentração de 1000 mg/L, com faixa de concentrações testadas de 1 mg/L a 30 mg/L.

$$[H_2S]_{dissolvido} = \frac{Absorbância - 0,0165}{0,0094} \quad (5.2)$$

5.3.4 Fase Líquida

As amostras compostas do esgoto bruto e os efluentes dos reatores foram coletadas ao longo de 24 horas utilizando uma bomba peristáltica. Essas amostras foram preservadas à 4°C até o momento da análise. Conforme apresentado na tabela 5.4, os seguintes parâmetros foram analisados: Sólidos Suspensos Totais (SST),

Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), Demanda Química de Oxigênio Total e Filtrada (DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$), e Sulfato. Nas fases 1 e 2 as amostragens foram feitas 2 semanas por semana, com exceção do sulfato que era realizado uma vez por semana na fase 1 e duas vezes por semana na fase 2.

5.4 ANÁLISE ESTATÍSTICA

O presente estudo empregou a análise estatística, que será apresentada por meio do gráfico Box-plot, e os cálculos do desvio padrão e do coeficiente de variação, que valores com desvio padrão de 30% ou superior a distribuição foi considerada não normal. Para os dados com distribuição normal, aplicou-se o teste T; para dados não normais, utilizou-se o teste de Wilcoxon, ambos com um nível de significância de 5% para verificar diferenças estatísticas. Todos os testes estatísticos foram realizados no *software* GraphPad Prism 10.

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

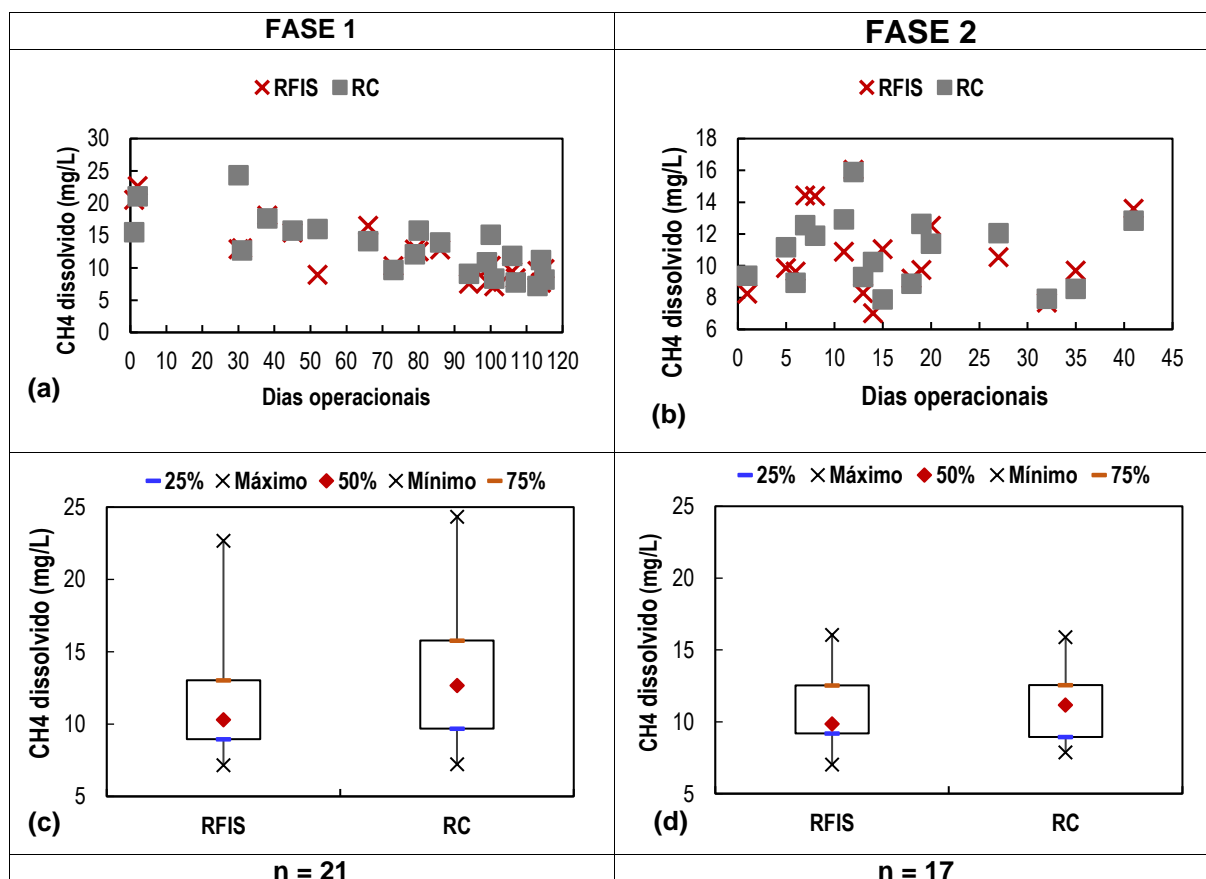
6.1 AVALIAÇÃO DA FASE GASOSA

6.1.1 Metano

6.1.1.1 Metano dissolvido

Os resultados das concentrações de CH₄ dissolvido no efluente estão representados nas séries temporais das figuras 6.1 (a e b) e nos gráficos Box-plot das figuras 6.1(c e d), para as fases 1 e 2, para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Na fase 1, ambos os reatores apresentaram valores mais elevados, variando na faixa de 7 mgCH₄-dissolvido/L a 24 mgCH₄-dissolvido/L, e uma tendência de queda no final da fase. Na fase 2, os resultados estiveram na de faixa de 7 mgCH₄-dissolvido/L a 16 mgCH₄-dissolvido/L. Os menores valores observados na fase 2, provavelmente estão associados à redução da DQO afluente, cujo valor mediano passou de 724 mg/L, na fase 1, para 501 mg/L, na fase 2.

Figura 6.1 – (a) Série temporal para a fase (1), (b) Série temporal para a fase (2), (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 da concentração de CH₄ dissolvido.



Estes resultados estão em concordância com as concentrações de CH₄ dissolvido no efluente reportadas pela literatura. Lee *et al.* (2021) relataram que as concentrações variam de 6 mg/L a 25 mg/L em reatores UASB, enquanto Souza *et al.* (2011) reportaram valores de 17 mg/L a 24 mg/L, com DQO afluente de 520 mg/L e reator operando com TDH de 7 horas. Por sua vez, Patulski *et al.* (2021) reportaram concentrações entre 5 e 20 mg/L para um reator modificado com TDH de 8 horas e DQO afluente mediana de 646 mg/L.

A análise comparativa dos dois reatores revela um comportamento similar das concentrações de metano dissolvido no efluente, porém com alguma tendência de menores valores no reator RFIS, na fase 1. O RFIS apresentou uma concentração mediana de 10 mg/L e o reator RC de 13 mg/L, significando que a concentração de metano dissolvido foi 23% menor no RFIS. Na fase 2, o RFIS apresentou uma concentração mediana de 10 mg/L e o reator RC de 11 mg/L.

Esperava-se que a diferença aumentasse na fase 2, e que o reator RFIS apresentasse menores concentrações de metano dissolvido, devido ao aumento da velocidade na passagem P2, com a redução do diâmetro de 250 mm para 150 mm. Isso porque, de acordo com Souza (2010), o aumento na agitação na interface de separação gás-líquido melhora o coeficiente de transferência de massa, o que pode facilitar o desprendimento dos gases dissolvidos. No entanto, a redução do diâmetro de passagem na abertura P2, provocou, simultaneamente, um aumento na velocidade de passagem (de 7,43 m/h para 9,29 m/h), e uma redução na vazão que passava por essa abertura. Na fase 1 o percentual calculado da vazão que passou pela passagem P2 foi de 53% e na fase 2 de 24%.

Assim, a nova hipótese criada foi a de que o desprendimento está mais associado ao percentual da vazão que transita pelo interior do separador do que a velocidade nessa região. A explicação reside no fato de que quanto maior o volume de efluente que passa pelo separador trifásico, maior será a massa de metano dissolvido que estaria disponível a se desprender para fase gasosa, com valor de 4600 mg/h de carga de CH₄ para a fase 1, e de 2600 mg/h para a fase 2. O estudo de Souza (2010) no reator DECB corrobora essa hipótese. Nesta pesquisa, o autor operou o reator sob duas condições de vazão, de 49 L/h, com TDH de 7h, e 69 L/h com TDH de 5h, correspondendo a um acréscimo de 40% na vazão total. Os resultados demonstraram uma redução de 10% nas concentrações de metano dissolvido (de 20

m/L para 18 mg/L). Apesar desse acréscimo na vazão, Pereira (2012), em estudo simultâneo constatou que apenas 30% do fluxo de toda vazão do esgoto passava pelo interior do separador trifásico.

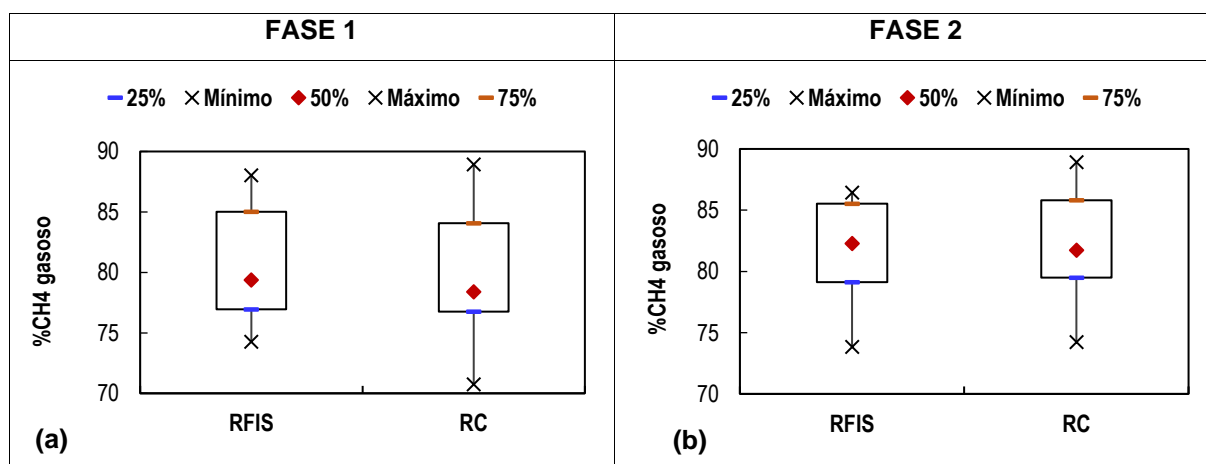
Diante das observações realizadas, concluiu-se que o aumento do desprendimento do metano, associado à vazão que transita pelo separador, pode ocorrer de duas formas distintas: i) com o aumento da vazão afluyente total ao reator, como observado no estudo do reator DECB; ii) ou mantendo-se a vazão, e garantindo que um maior percentual do efluente transite pelo interior do separador trifásico como no caso do RFIS (como foi na fase 1).

No entanto, tais efeitos necessitam ser investigados a longo prazo, uma vez que não foram detectadas diferenças estatísticas entre os reatores no teste Wilcoxon, em nenhuma das duas fases operacionais ($p = 0,2478$ para a fase 1 e $p = 0,8139$ para a fase 2).

6.1.1.2 Metano gasoso

No que diz respeito ao metano gasoso, ambos os reatores apresentaram percentuais elevados, da ordem de 80%, nas duas fases operacionais, estando em consonância com a literatura, que relata que o biogás gerado em processos anaeróbios de tratamento de esgotos domésticos contém aproximadamente 60 a 85% de CH_4 (Lobato, 2012; Barbosa, 2017). Os resultados da % CH_4 gasoso são ilustrados nos gráficos Box-plot das figuras 6.2 (a) e (b) para as fases 1 e 2, respectivamente.

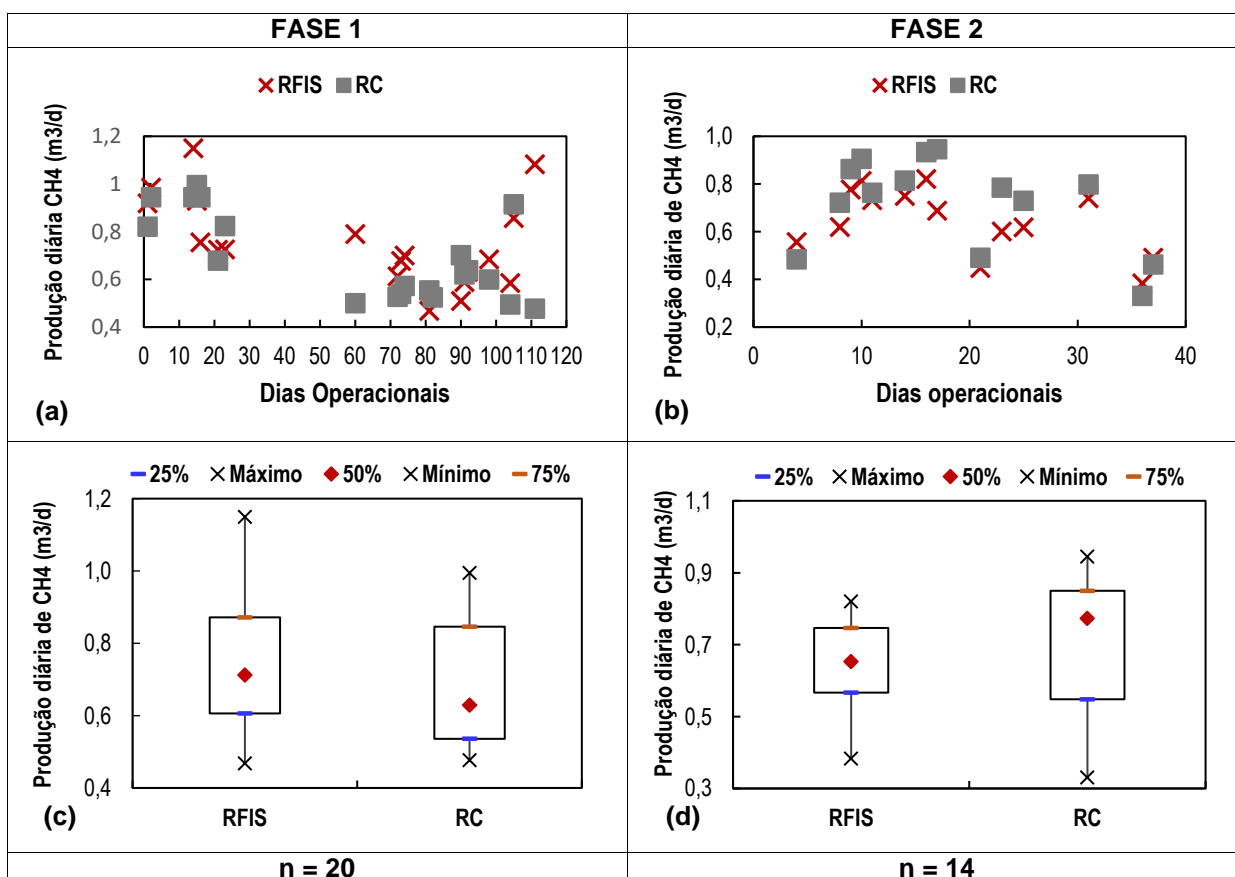
Figura 6.2 – Gráficos Box-plot da % CH_4 gasoso (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.



n = 21	n = 17
---------------	---------------

Os resultados da produção diária de CH₄ para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC) estão representados pelas séries temporais das figuras 6.3 (a e b), e os gráficos Box-plot, das figuras 6.3 (c e d), para as fases 1 e 2, respectivamente. Os gráficos revelaram que a produção diária de CH₄ na fase 1, variou significativamente ao longo do tempo operacional, em ambos os reatores, com variações de 0,47 m³ a 1,15 m³ no RFIS e de 0,48 m³ a 0,99 m³ no RC. Na fase 2, as variações foram de 0,38 m³ a 0,82 m³ no RFIS e de 0,33 m³ a 0,94 m³ no RC, mostrando novamente uma queda de produção com a redução na DQO afluente, nesta fase.

Figura 6.3 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 para a produção diária de CH₄.



A produção mediana foi de 0,71 m³CH₄/d no RFIS e 0,63 m³CH₄/d no RC na fase 1, e de 0,65m³CH₄/d para o RFIS e 0,77 m³CH₄/d para o RC na fase 2. Os

resultados indicaram que o RFIS apresentou uma produção diária de CH₄ superior à do RC na maior parte dos dias operacionais na fase 1, com diferença de produção de 13% superior no RFIS em relação à do RC.

A superior produção de CH₄ do RFIS, na fase 1, está associada a mudança na configuração do separador trifásico, e provavelmente foram devidas ao maior desprendimento do metano dissolvido, resultando em uma maior captura e retenção de biogás da fase gasosa. Na fase 2, a redução da seção de passagem na abertura P2 (de 250 mm para 150 mm), provocou uma redução na vazão que transitou pelo interior do separador trifásico, explicando a menor produção de metano no RFIS.

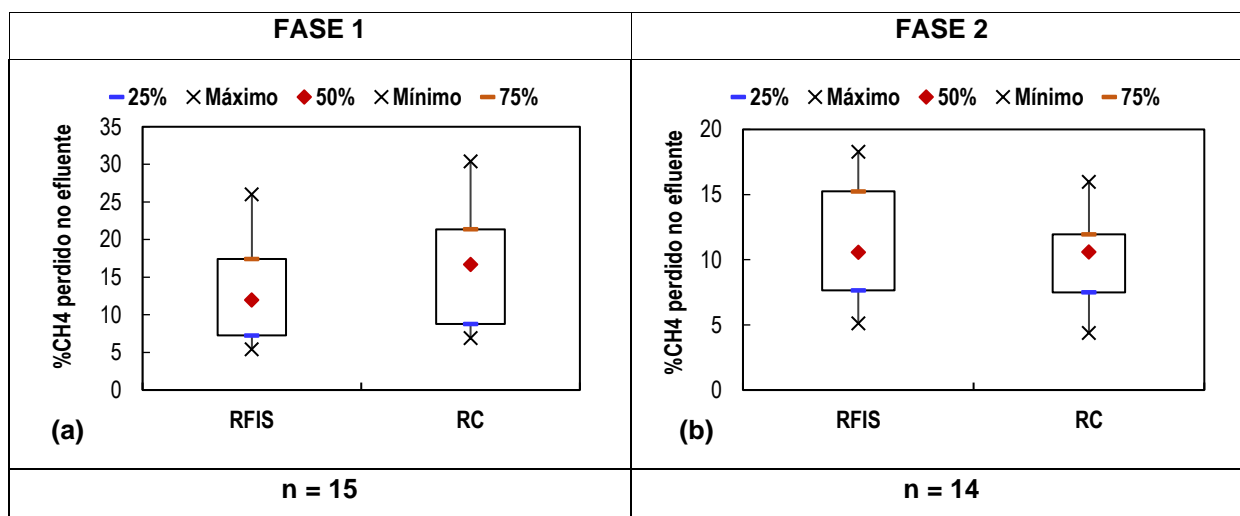
Assim, os resultados indicaram que a redução da passagem P2 não foi benéfica à recuperação dos CH₄ dissolvido. Na verdade, acredita-se que aumentar o tamanho dessa passagem seja a solução eficaz. Isso porque no estudo realizado por Pereira *et al.* (2019), no RFIS, quando a abertura de passagem P2 possuía diâmetro de 500 mm, que corresponde ao dobro do diâmetro utilizado nesta fase 1, foi observada uma produção de biogás 52% superior no reator RFIS. Nessa configuração, o percentual calculado da vazão que transitava pela passagem P2 era de 86%.

Vale ressaltar ainda que, no estudo de Pereira *et al.* (2019), a velocidade calculada na passagem P2 foi de 2,0 m/h. Assim, com uma passagem P2 avantajada, consegue-se um maior percentual de vazão passando pelo interior do separador com uma baixa velocidade (ou baixa agitação). Assim, os efeitos de difusão molecular no desprendimento dos gases dissolvidos são mais importantes, e provavelmente a elevada área da campânula de biogás no RFIS teve papel fundamental na recuperação do metano. Apesar das observações realizadas, a produção diária de CH₄ na fase 1 não apresentou diferenças estatísticas significativas, conforme teste de Wilcoxon ($p = 0,1847$), enquanto na fase 2 as amostras apresentaram diferenças significativas ($p = 0,0052$).

As figuras 6.4(a) e 6.4(b) apresentam os gráficos Box-plot das porcentagens de CH₄ dissolvido no efluente. As porcentagens medianas de CH₄ perdidas no efluente foram de 12% para o RFIS e 17% para o RC, na fase 1, e de 11% em ambos os reatores na fase 2. Estes valores estão abaixo dos valores comumente relatados na literatura, da ordem de 20-50% (Van Haandel & Lettinga, 1994). Isso provavelmente foi devido às condições operacionais do reator, que está submetido às eventuais

paradas das estações elevatórias durante a madrugada e durante as operações de limpeza e manutenção. Em geral, nessas paradas quando os reatores estão sem alimentação, observa-se uma queda na concentração de gases dissolvidos, logo que não existe a agitação do efluente, impactando no comportamento dos gases dissolvidos.

Figura 6.4 – Gráficos Box-plot da %CH₄ dissolvido no efluente (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.

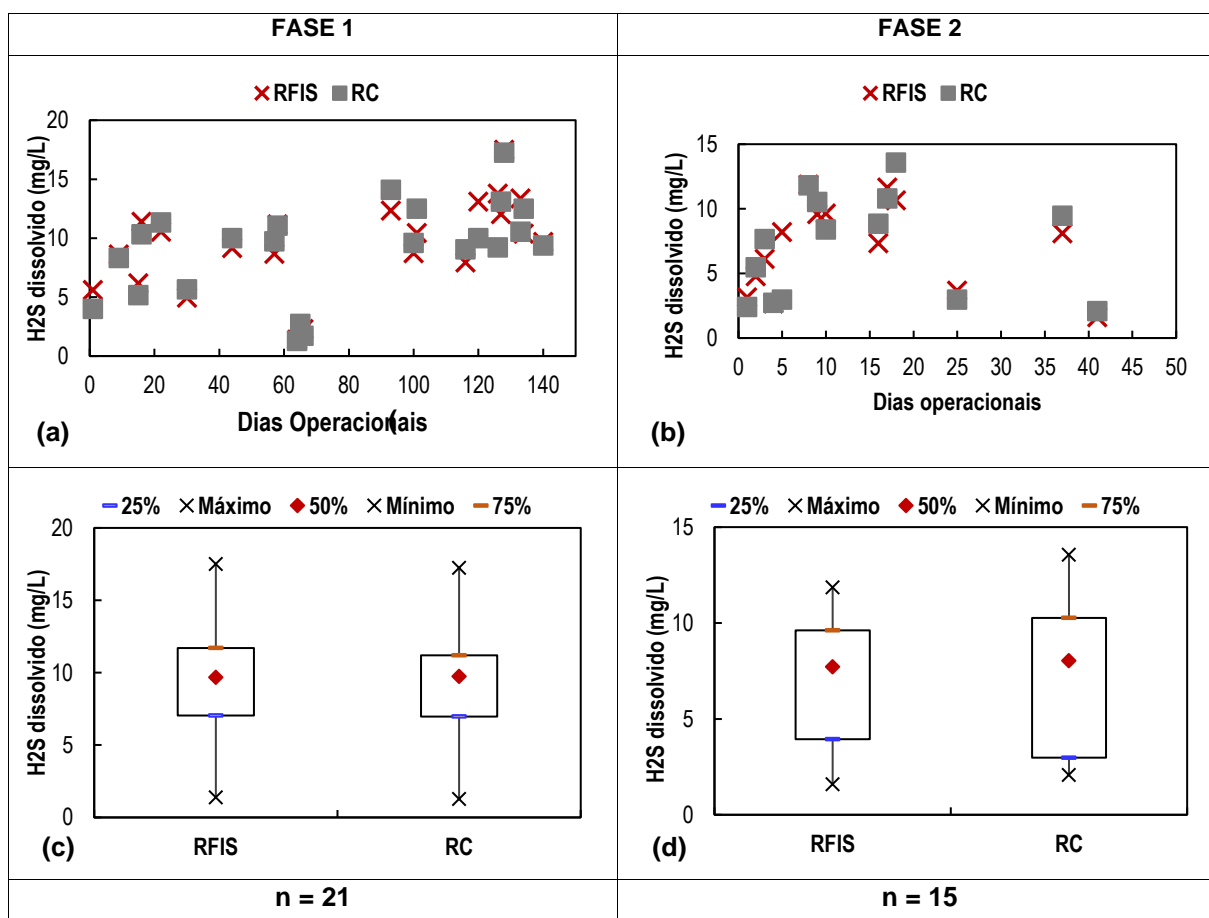


6.1.2 Sulfeto de Hidrogênio

6.1.2.1 Sulfeto de Hidrogênio dissolvido

As concentrações de H₂S dissolvido para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC) estão apresentadas nas séries temporais das figuras 6.5 (a e b), e nos gráficos Box-plot das figuras 6.5(c) e 6.5(d) para as fases 1 e 2, respectivamente. As concentrações variaram significativamente ao longo do tempo operacional em ambas as fases, na faixa de 2 mgH₂S-dissolvido/L a 18 mgH₂S-dissolvido/L para ambos os reatores na fase 1 e de 2 mgH₂S-dissolvido/L a 14 mgH₂S-dissolvido/L na fase 2. A elevada variabilidade das concentrações pode ser atribuída às variações das características do afluente, especialmente em relação à concentração de sulfato.

Figura 6.5 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 da concentração de H₂S dissolvido.



As concentrações de H₂S dissolvido no efluente estão em consonância com os valores comumente reportados na literatura. Souza *et al.* (2012) relataram concentrações variando entre 4,0 mg/L e 17,0 mg/L para reatores em escala piloto tratando esgotos domésticos com uma DQO afluente de 500 mg/L, operando com tempo de detenção hidráulica de 7 h. Marinho (2019) em sua pesquisa, analisou reatores com tempo de detenção hidráulica de 7 horas e uma DQO afluente de 418 mg/L, apresentando concentrações de H₂S dissolvido variando de 6 mg/L a 27 mg/L.

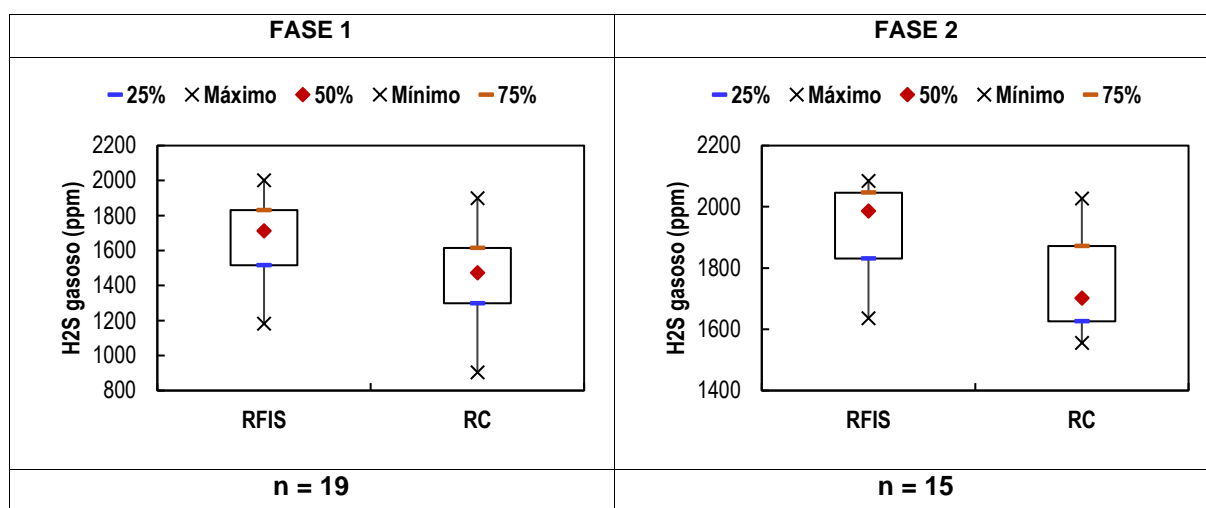
Os resultados indicaram que, na maioria dos dias operacionais, ambos os reatores apresentaram comportamentos similares, nas duas fases operacionais. As concentrações medianas de H₂S dissolvido na fase 1 foram de 9,7 mg/L para ambos os reatores e, na fase 2, foram de 7,7 mg/L para o RFIS, e de 8,0 mg/L para o RC, representando uma redução de apenas 4% da concentração na fase 2.

Assim, esperava-se que, com o aumento da velocidade na fase 2, haveria uma maior recuperação de H₂S dissolvido em relação à fase 1. Entretanto, isso não foi observado, em razão da elevada solubilidade do sulfeto de hidrogênio em compostos aquosos, que forma ligações covalentes coordenadas com a água, resultando na ionização do sulfeto de hidrogênio na estrutura HS⁻. O teste estatístico confirma as observações, em que não foram apresentadas diferenças estatísticas significativas para as concentrações de H₂S dissolvido entre os reatores para ambas as fases operacionais ($p = 0,8519$ na fase 1 e $p = 0,6364$ na fase 2).

6.1.2.2 Sulfeto de Hidrogênio gasoso

Os resultados das concentrações de H₂S presentes da composição do biogás para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC) para as fases 1 e 2 são ilustrados nas figuras 6.6(a) e 6.6(b), respectivamente. Na fase 1, as concentrações variaram de 1182 ppm a 2002 ppm para o RFIS e de 902 ppm a 1898 ppm para o RC. Na fase 2, essas variações foram de 1635 ppm a 2084 ppm para o RFIS e de 1555 a 2026 ppm para o RC.

Figura 6.6 – Gráficos Box-plot da concentração de H₂S gasoso (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.



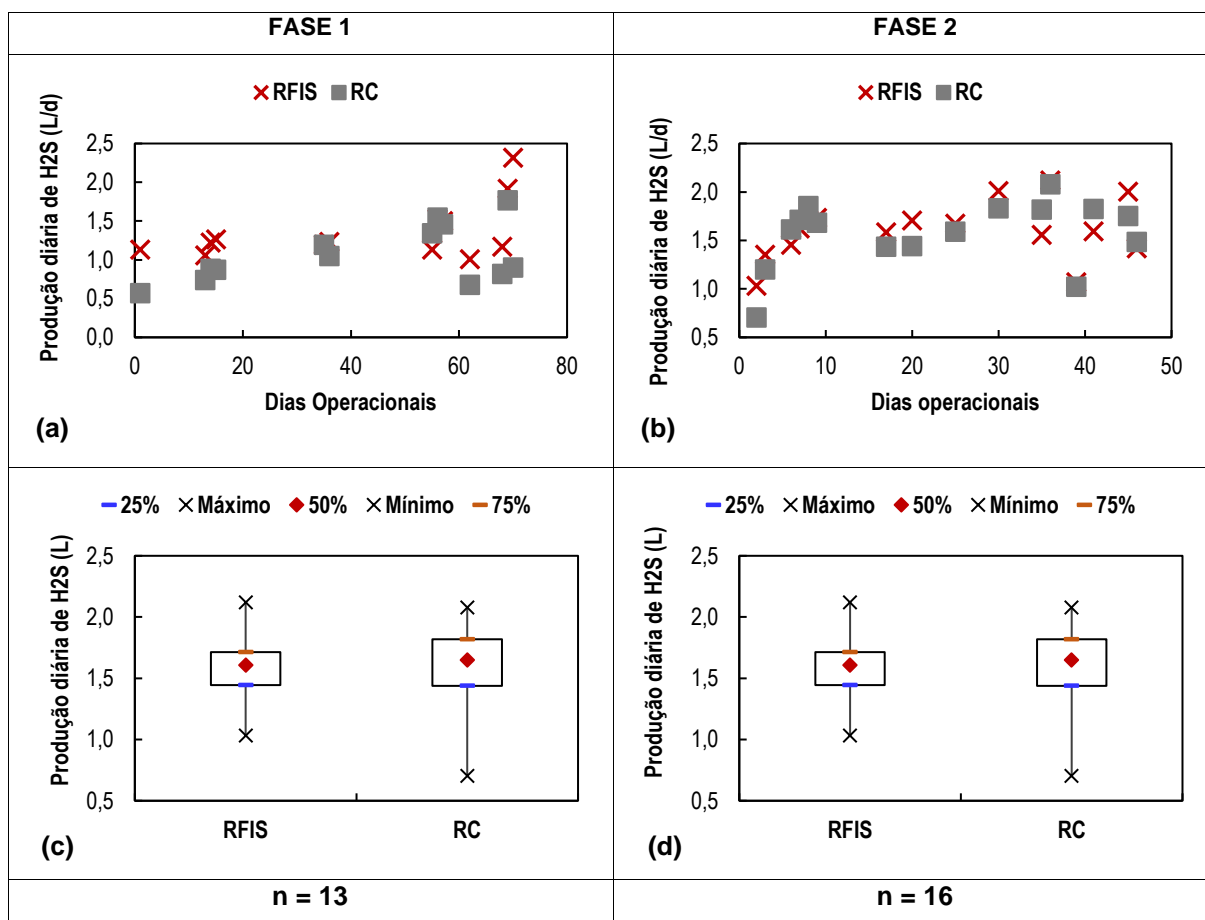
Os resultados reportados neste estudo estão em conformidade com os valores na literatura, que relata que a concentração de H₂S gasoso presente na composição

do biogás gerados em reatores UASB varia entre 1000 ppm e 2000 ppm (Barbosa, 2017).

A análise comparativa entre os reatores indica que o biogás gerado pelo RFIS apresenta uma concentração de H_2S superior à do RC nas duas fases operacionais, que possivelmente está associada à modificação realizada no separador trifásico do RFIS, no qual pode remover uma maior quantidade de sulfato do efluente em comparação ao RC. A concentração mediana no RFIS foi 1712 ppm e no RC de 1471 ppm para a fase 1, resultando em aumento de 14% da concentração do RFIS. Na fase 2 esse aumento foi de 16% com uma concentração mediana de 1985 ppm no RFIS e de 1701 ppm no RC. Tais fatos foram corroborados pelo teste de Wilcoxon, em que as concentrações de H_2S gasoso apresentou diferenças estatísticas significativas nas duas fases ($p = 0,0001$ na fase 1 e $p = 0,003$ na fase 2).

Os resultados da produção diária do RFIS e do RC estão representados nas séries temporais das figuras 6.7(a e b), e nos gráficos Box-plot das figuras 6.7(c e d) para as fases 1 e 2, respectivamente. Os resultados apresentaram grandes variações ao longo do tempo, na faixa de 1,01 LH_2S/d a 2,32 LH_2S/d no RFIS e de 0,57 LH_2S/d a 1,77 LH_2S/d no RC para a fase 1. Na fase 2, os valores variaram de 1,03 LH_2S/d a 2,12 LH_2S/d para o RFIS e de 0,70 LH_2S/d a 2,08 LH_2S/d para o RC.

Figura 6.7 – Gráficos Box-plot da produção diária de H₂S (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.



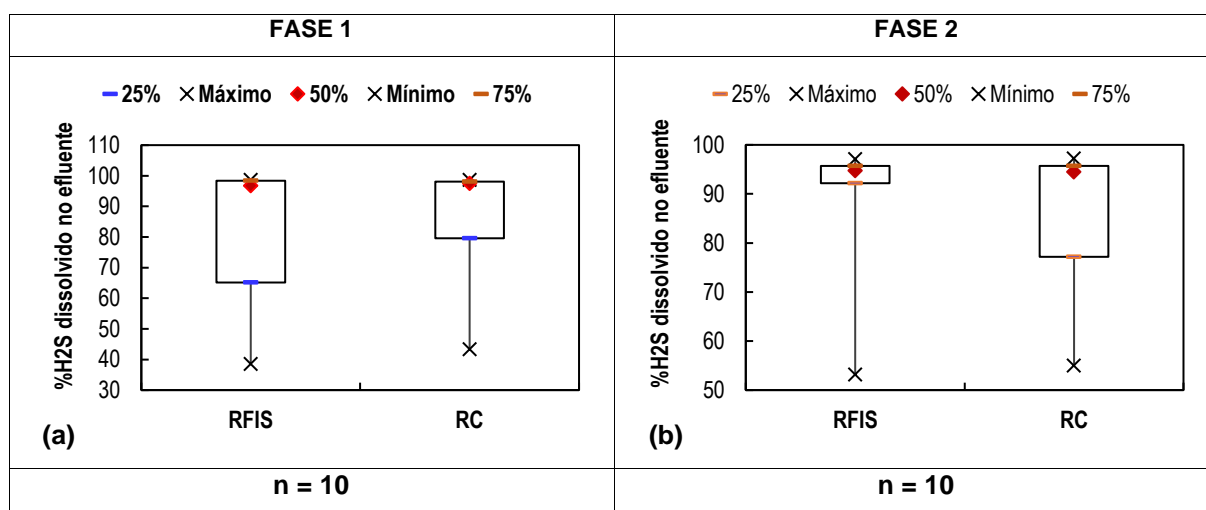
Na fase 1, o RFIS apresentou uma produção de gás mais estável ao longo do tempo operacional, e isto é indicado pela menor amplitude do intervalo interquartil conforme apresentado no gráfico Box-plot. De maneira geral, nesta fase, o RFIS teve uma produção diária de H₂S superior em relação ao RC, com um valor mediano de 1,22 L/d, que foi 36% superior ao valor mediano do RC, de 0,90 L/d, no qual foi comprovado pela diferença estatística no teste t ($p = 0,0068$). Isso ocorreu porque a concentração do H₂S na composição do biogás foi elevada, e possivelmente ao fato do RFIS remover uma quantidade maior de sulfato do efluente tratado em relação ao RC.

Por sua vez, na fase 2, os valores medianos da produção diária de H₂S foram de 1,61 L/d no RFIS e 1,65 L/d no RC. Nessa fase, o diâmetro da abertura P2, foi reduzido de 250 mm para 150 mm, o que provocou uma redução da vazão de efluente que atravessava o separador trifásico, assim, uma elevada quantidade de efluente passava na abertura P1, o que provocou um grande percentual de perda de sólidos e

uma baixa eficiência, o que afetou a produção de biogás. Entretanto, mesmo nessas circunstâncias, o RFIS obteve uma produção similar à do RC. Isso está associado à concentração de H_2S superior no biogás em relação ao RC, o que foi comprovado pelo teste estatístico t, que indicou diferenças estatísticas significativas entre as amostras dos reatores ($p = 0,003$).

Os gráficos Box-plot das figuras 6.8 (a e b), para as fases 1 e 2, ilustram as porcentagens de H_2S dissolvido no efluente para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Em ambas as fases operacionais, os reatores apresentaram elevadas perdas de sulfeto de hidrogênio dissolvido no efluente, com valores em torno de 95% na fase 1 e 90% na fase 2 para ambos os reatores.

Figura 6.8 – Gráficos Box-plot da % H_2S dissolvido no efluente (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.



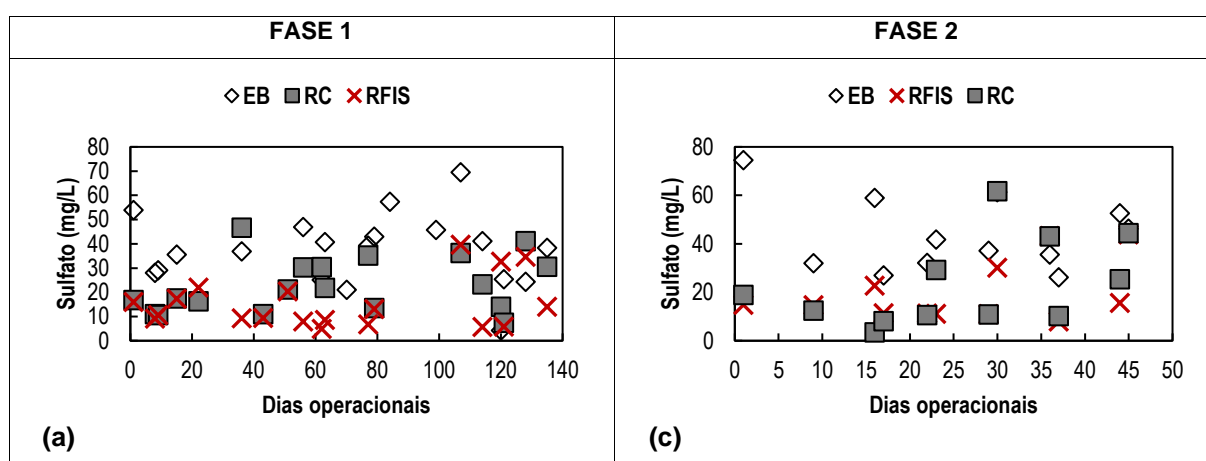
As elevadas perdas de sulfeto de hidrogênio no efluente estão associadas à solubilidade deste composto, que é polar e solúvel em água, o que dificulta o seu desprendimento da fase gasosa. Os resultados indicaram que as modificações propostas no RFIS não foram eficazes para recuperar o sulfeto de hidrogênio dissolvido, demonstrando que futuros estudos com outros valores de abertura para avaliar a recuperação do sulfeto de hidrogênio dissolvido dentro do volume do próprio reator são necessários.

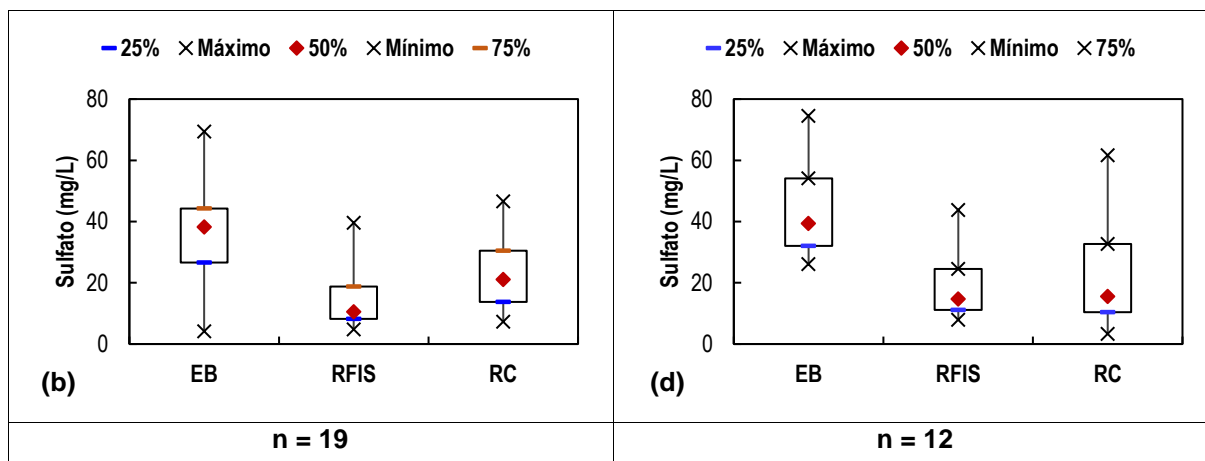
6.2 AVALIAÇÃO DA FASE LÍQUIDA

6.2.1 Sulfato

As concentrações de sulfato (SO_4^{2-}) estão representados pelos gráficos das figuras 6.9 (a, b, c e d), em formato de série temporais e gráficos Box-plot, para o esgoto bruto (EB), o efluente do reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o efluente do reator convencional (RC), nas duas fases operacionais. Na fase 1, observou-se uma elevada variabilidade das concentrações do esgoto, com valores que variaram na faixa de 4 mg/L a 69 mg/L. Isso ocorreu devido às variações das características do afluente, no qual os reatores operam em um sistema real. No que se refere as concentrações de sulfato nos reatores, os valores para o RFIS foram de 5 mg/L a 40 mg/L, indicando uma tendência de menores concentrações em relação à do RC, enquanto os valores para o RC foram de 7 mg/L a 47 mg/L. Na fase 2, o comportamento para as concentrações de sulfato no EB foi similar à fase 1, com valores variando de 26 mg/L a 75 mg/L, e os reatores apresentaram comportamentos similares, com valores que variaram na faixa de 8 mg/L a 44 mg/L para o RFIS e de 3 mg/L a 62 mg/L para o RC, com tendência de aumento no final.

Figura 6.9 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Gráfico Box-plot para fase 1, (c) Série temporal para a fase 2 e (d) Gráfico Box-plot para a fase 2 das concentrações de sulfato.





As concentrações de sulfato apresentaram neste estudo estão em consonância com as reportadas na literatura. Segundo Barbosa *et al.* (2017), as concentrações de sulfato no esgoto sanitário variam entre 20 mg/L e 50 mg/L. Patulski *et al.* (2021) reportaram variações entre 9 mg/L e 55 mg/L para um reator UASB modificado com TDH de 8 horas e DQO afluente de 646 mg/L. Outro estudo desenvolvido por Glória (2009), as concentrações médias de sulfato foram de 41,6 mg/L a 43,2 mg/L, associadas a concentrações de H₂S dissolvido entre 8,0 mg/L e 10,8 mg/L para efluentes de reatores UASB.

A análise comparativa dos dois reatores revelou menores concentrações de sulfato no RFIS em relação ao RC na fase 1. Para esta, as concentrações medianas foram de 38 mg/L no EB, 11 mg/L no RFIS e 21 mg/L no RC, significando que a concentração de sulfato no RFIS foi reduzida em 48% à do RC. A razão para esta redução pode ser atribuída à elevada produção diária de sulfeto de hidrogênio gasoso no RFIS e a elevada porcentagem de sulfeto de hidrogênio presente na composição do biogás, entretanto outra hipótese que pode explicar a baixa concentração de sulfato no RFIS é a oxidação biológica do sulfeto de hidrogênio a enxofre pela presença das cianobactérias presentes na espuma (Glória, 2009). Isso provavelmente ocorreu devido ao período de monitoramento com que ocorreu boa parte no verão, e ao tamanho da campânula de biogás. A hipótese da oxidação biológica do sulfeto de hidrogênio à enxofre elementar no RFIS, partiu da observação de uma espuma com coloração branca.

Na fase 2, as concentrações medianas foram de 39 mg/L para o EB, 15 mg/L para o RFIS e 16 mg/L para o RC. A redução dos valores dos efluentes da fase 2 em

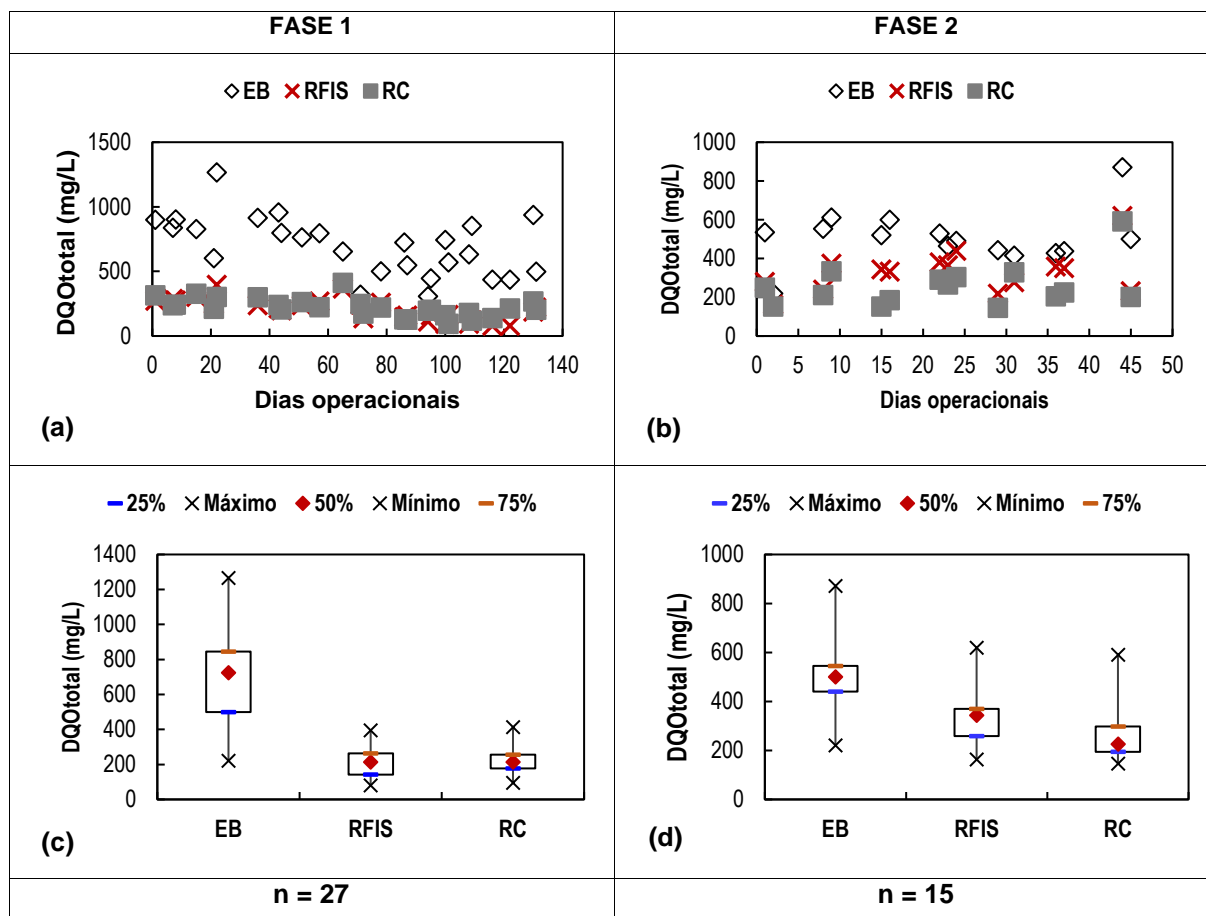
relação à fase 1 está relacionada com a redução do valor de DQO afluente, de 724 mg/L para 501 mg/L. Os resultados da fase 2 revelaram que possivelmente, não houve a oxidação biológica do sulfato a enxofre, possivelmente devido ao clima frio durante a maioria dos dias operacionais e a pouca vazão de afluente que atravessou o separador trifásico. A análise estatística mostrou diferenças estatísticas significativas apenas na fase 1 ($p = 0,0256$ para a fase 1 e $p = 0,4453$ para a fase 2), conforme o teste de Wilcoxon.

A relação DQO/Sulfato é um parâmetro para determinar o potencial de produção de metano, visto que as bactérias metanogênicas e as bactérias redutoras de sulfato competem pelo mesmo substrato. Assim utilizando-se as equações apresentadas por Ribera-Pi *et al.* (2020), os percentuais da metanogênese foram calculados para as duas fases operacionais, considerando as medianas da DQO_{total} do esgoto bruto e a produção diária de CH_4 para conversão para DQO equivalente. O percentual de metanogênese foi de 25% para o RFIS e de 22% para o RC na fase 1, enquanto na fase 2 o percentual foi de 34% para o RFIS e 40% na fase 1. Os resultados indicaram que conforme apresentado, a maior área abertura da passagem em P2 é mais benéfica no reator RFIS, demonstrando que o RFIS teve uma produção de metano superior em relação ao RC. Na fase 2, o RC teve uma maior produção de metano, em razão que o RFIS, apresentou uma elevada perda de sólidos, o que afetou a sua produção de biogás.

6.2.2 Remoção de matéria orgânica

Com relação à remoção da Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_{total}), os resultados das concentrações para o esgoto bruto (EB), e os efluentes do reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC) estão representadas nas figuras 6.10 (a e b), em formato de séries temporais, e nas figuras 6.10 (c e d), em formato de gráficos Box-plot, para as duas fases operacionais. Na fase 1, as concentrações foram elevadas, na faixa entre 221 mg/L e 1266 mg/L para o EB, entre 81 mg/L e 396 mg/L para o efluente do RFIS e entre 94 mg/L e 413 mg/L para o efluente do RC. Na fase 2, com temperaturas mais baixas, os valores variaram entre 221 mg/L e 871 mg/L para o EB, entre 163 mg/L e 619 mg/L para o efluente do RFIS e entre 146 mg/L e 591 mg/L para o efluente do RC.

Figura 6.10 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot da concentração de DQO_{total} .



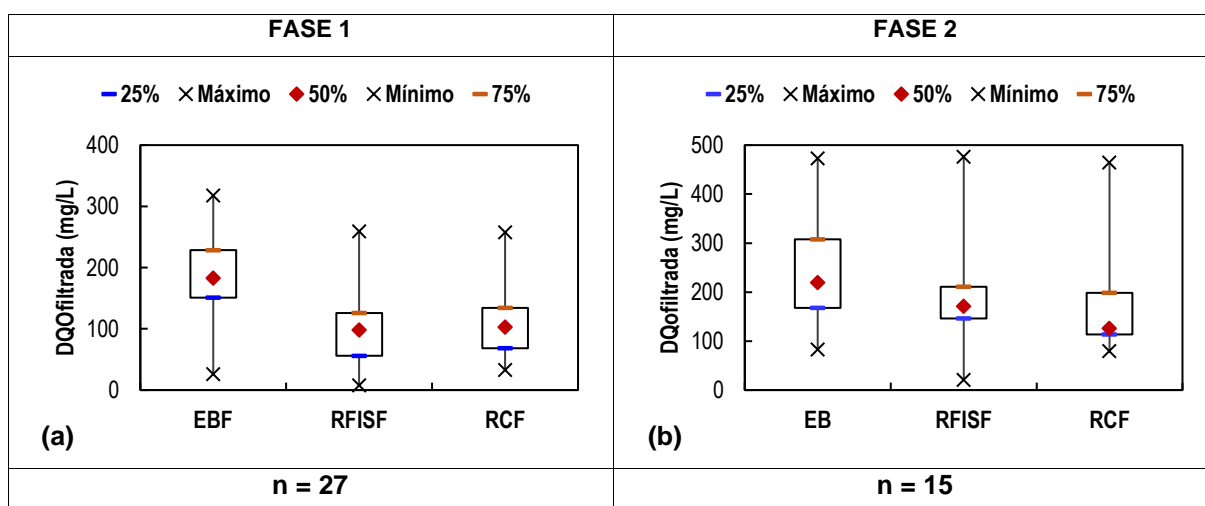
Os valores reportados estão coerentes na literatura. De acordo com Chernicharo (2007), a concentração de DQO_{total} situa-se na faixa de 500 mg/L a 1000 mg/L para o EB e de 200 mg/L a 450 mg/L para o efluente de reatores UASB.

A análise comparativa das concentrações de DQO_{total} entre os reatores apresentou que na fase 1, ambos os reatores obtiverem concentrações similares na maior parte dos dias operacionais, com valores mediados de 214 mg/L para o efluente do RFIS e 213 mg/L para o efluente do RC, indicando que as modificações realizadas no RFIS não afetaram o desempenho do reator, o que foi comprovado que não existe diferenças estatísticas significativas conforme confirmado pelo teste de Wilcoxon ($p = 0,2086$). O EB apresentou grandes variações em sua concentração, devido às flutuações na carga orgânica recebida pelo sistema, com concentração mediana de 724 mg/L.

Na fase 2, o RFIS obteve uma concentração de DQO superior à do RC, com valor mediano de 344 mg/L no efluente do RFIS em comparação com o valor de 226 mg/L no efluente do RC. A concentração mediana de DQO_{total} no EB foi de 501 mg/L. Esses resultados indicam que o estreitamento da área P2 não foi benéfica no RFIS, pois a área total de passagem do efluente para o decantador (P1+P2) foi reduzida, resultando em aproximadamente 76% do efluente passando na abertura P1. Isso fez com que o RFIS apresentasse uma perda significativa de sólidos, impactando negativamente a remoção de matéria orgânica, conforme diferenças estatísticas significativas quando aplicado o teste de Wilcoxon ($p = 0,0012$)

Os gráficos Box-plot das figuras 6.11 (a e b) apresentam as concentrações de DQO_{filtrada}, nas duas fases operacionais, para o esgoto bruto (EB), o efluente do reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o efluente do reator convencional (RC). Em concordância com as observações realizadas nas concentrações de DQO_{total}, as concentrações para o EB apresentaram elevadas variações, devido às variações da qualidade do afluente e as condições climáticas durante o período de monitoramento. Na fase 1, as concentrações variaram entre 26 mg/L e 318 mg/L para o EB, entre 8 mg/L e 259 mg/L para o efluente do RFIS e entre 33 mg/L e 257 mg/L para o efluente do RC. Na fase 2, os valores variaram na faixa de 83 mg/L a 473 mg/L para o EB, de 21 mg/L a 476 mg/L para o efluente do RFIS e de 79 mg/L a 464 mg/L para o efluente do RC.

Figura 6.11 – Gráficos Box-plot da concentração de DQO_{filtrada} (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.

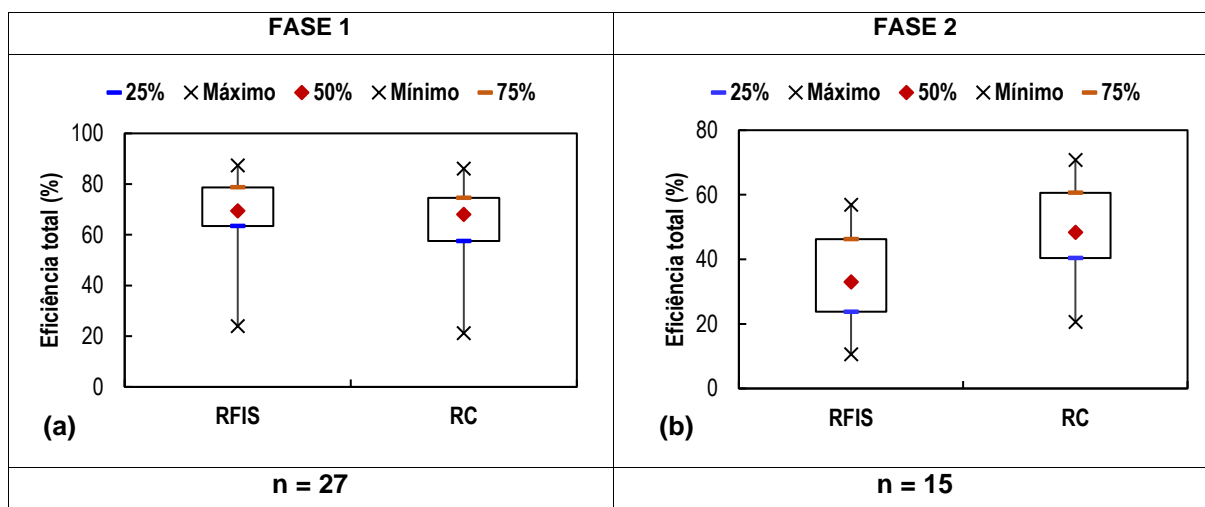


Os valores da DQO_{filtrada} reportados neste estudo estão em concordância com os encontrados na literatura, que variam de 250 mg/L a 700 mg/L para o EB e 100 mg/L a 300 mg/L para o efluente de reatores UASB (Chernicharo, 2007).

A análise comparativa demonstra que ambos os reatores apresentaram comportamentos similares para as concentrações de DQO_{filtrada} na fase 1, no qual o valor mediado foi de 98 mg/L no efluente do RFIS e 103 mg/L no efluente do RC, indicando que as modificações do separador trifásico no RFIS não apresentaram perda frente ao desempenho, o que foi comprovado pelo teste estatístico de Wilcoxon, em que as amostras não apresentaram diferenças estatísticas significativas ($p = 0,2705$). A concentração mediana para o EB foi de 183 mg/L. Na fase 2, o efluente do RFIS apresentou uma concentração superior à do RC, com valor mediano de 171 mg/L em comparação com o valor de 126 mg/L para o efluente do RC, em razão da elevada perda de sólidos do RFIS. O teste estatístico de Wilcoxon demonstrou diferenças estatísticas significativas entre as amostras ($p = 0,0199$). A concentração mediana para o EB foi de 219 mg/L. Esse valor foi superior ao resultado da fase 1, indicando uma maior proporção de matéria orgânica dissolvida no líquido na fase 2.

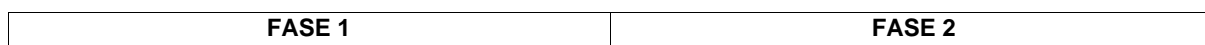
As eficiências totais são apresentadas nos gráficos Box-plot das figuras 6.12 (a e b), para as fases 1 e 2, respectivamente, para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Na fase 1, as eficiências totais de ambos os reatores foram similares, com valor mediano de 69% para o RFIS e de 68% para o RC, com tendência de redução de eficiência nos dois reatores em alguns dias operacionais, o que pode ser atribuído à diluição do esgoto bruto devido as condições climáticas, ou a necessidade de descarte de lodo. Na fase 2, O RFIS apresentou uma queda de desempenho, com valor mediano de 33% frente ao desempenho do RC, de 48% de eficiência. Conforme já mencionado, a queda de eficiência pode ser atribuída ao aumento de vazão do efluente do P1, resultando em uma elevada perda de sólidos no efluente, o que afetou a eficiência do RFIS. O teste estatístico t comprova tais observações, em que na fase 1 não houve diferenças estatísticas significativas entre ambos os reatores ($p = 0,0660$), enquanto na fase 2, o teste estatístico confirma que houve diferenças estatísticas significativas entre as amostras ($p = 0,0012$).

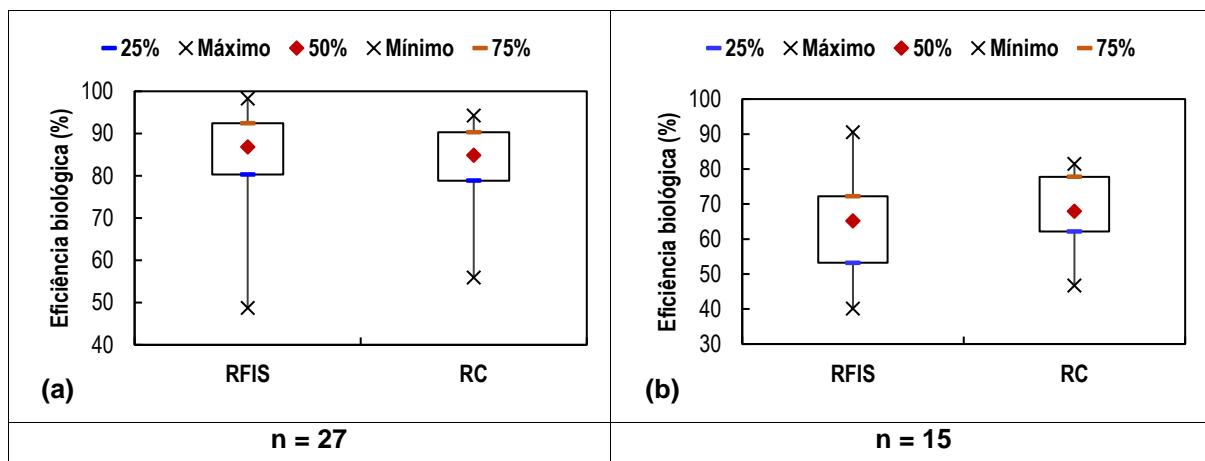
Figura 6.12 – Gráficos Box-plot das eficiências totais (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.



Os gráficos das figuras 6.13 (a e b) apresentam os valores das eficiências biológicas, para as fases 1 e 2, respectivamente, para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Na fase 1, ambos os reatores obtiveram eficiências biológicas medianas similares, de 87% para o RFIS e 85% para o RC, com redução da eficiência biológica em alguns dias operacionais, devido a necessidade de descarte de lodo. Esses resultados indicaram que as modificações no separador trifásico do RFIS não apresentaram perda quanto à atividade biológica do reator, embora o teste t apresenta que houve diferenças significativas entre as eficiências biológicas dos reatores ($p = 0,0242$). Na fase 2, as eficiências biológicas dos dois reatores, também foram similares, com valor mediano de 65% para o RFIS e 68% para o RC, o RFIS obteve uma DQO_{filtrada} (de 171 mg/L) superior em comparação ao RC (de 126 mg/L), indicando uma menor eficiência do RFIS na degradação da parte da matéria orgânica dissolvida, possivelmente devido a perda de sólidos, que podem ter reduzido a atividade microbiana disponível. Para esta fase, o teste t apresenta que não existe diferenças significativas entre as eficiências biológicas do RFIS e RC ($p = 0,3282$).

Figura 6.13 – Gráficos Box-plot das eficiências biológicas (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.

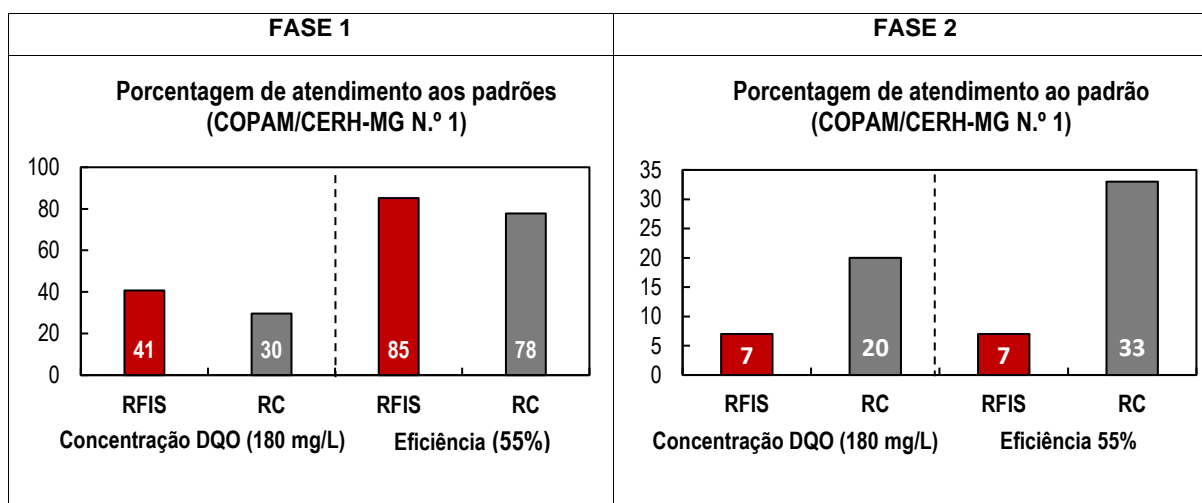




À luz da legislação vigente do estado de Minas Gerais, essa estabelece que os efluentes tratados nas estações de tratamento de esgotos devem atender a um padrão de 180 mgDQO/L ou apresentar uma eficiência mínima de 55% para que possam ser despejados em corpos hídricos. Além do mais, a legislação cita que a eficiência média anual deve ser igual ou superior a 65% para que os efluentes possam ser descartados nos corpos hídricos. As figuras 6.14 (a e b) ilustram a porcentagem de atendimento do RFIS e RC em relação a essa legislação para ambas as fases operacionais.

Na fase 1, o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) atendeu ao padrão de 180 mgDQO/L em 41% dos dias operacionais e 85% em conformidade com a eficiência mínima de 55%, e na fase 2 o RFIS atendeu apenas 7% dos dias operacionais em ambos os requisitos. Por sua vez, na fase 1 o RC apresentou 30% de atendimento ao padrão de 180 mgDQO/L e 78% ao padrão da eficiência mínima de 55%, enquanto na fase 2 o RC teve 20% de atendimento ao padrão de 180 mgDQO/L e 33% de atendimento à eficiência mínima de 55%. Ademais, a legislação do estado de Minas Gerais exige que o padrão da eficiência anual seja igual ou superior a 65%, o que atendido por ambos os reatores na fase 1, e para nenhum dos reatores na fase 2.

Figura 6.14 – Gráficos das porcentagens de atendimento ao padrão de lançamento de efluentes no corpo hídrico no estado de Minas Gerais.



6.2.3 Temperatura e pH

Com o propósito de complementar as informações referentes às condições experimentais deste trabalho, a tabela 6.1 apresenta os dados da temperatura e a tabela 6.2 apresenta os valores do pH, nas fases 1 e 2, para o reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Na fase 1, as temperaturas médias foram de 26,2°C para o EB, 26,3°C para o efluente do RFIS e 26,0°C para o efluente do RC e os valores de pH médios foram de 7,35 para o EB, 7,22 para o efluente do RFIS e 7,28 para o efluente do RC. Na fase 2, as temperaturas médias registradas foram de 22,6°C para o EB e 22,3°C para os efluentes dos reatores RFIS e RC, e os valores médios de pH foram de 7,41 para o EB, 7,43 para o efluente do RFIS e 7,38 para o efluente do RC.

Tabela 6.1 – Valores da temperatura para as fases 1 e 2.

Parâmetros	Temperatura (°C)					
	FASE 1			FASE 2		
	EB	RFIS	RC	EB	RFIS	RC
Número de dados	24	24	24	21	21	21
Média	26,2	26,3	26,0	22,6	22,3	22,3
Mediana	26,1	26,0	26,2	22,5	22,5	22,5
Desvio padrão	1,4	1,7	2,1	1,2	1,5	1,6
Mínimo	22,9	23	21,2	20,0	19,0	18,5

Máximo	28,2	29,5	29,5	25,8	24,2	25,0
--------	------	------	------	------	------	------

Tabela 6.2 – Valores do pH para as fases 1 e 2.

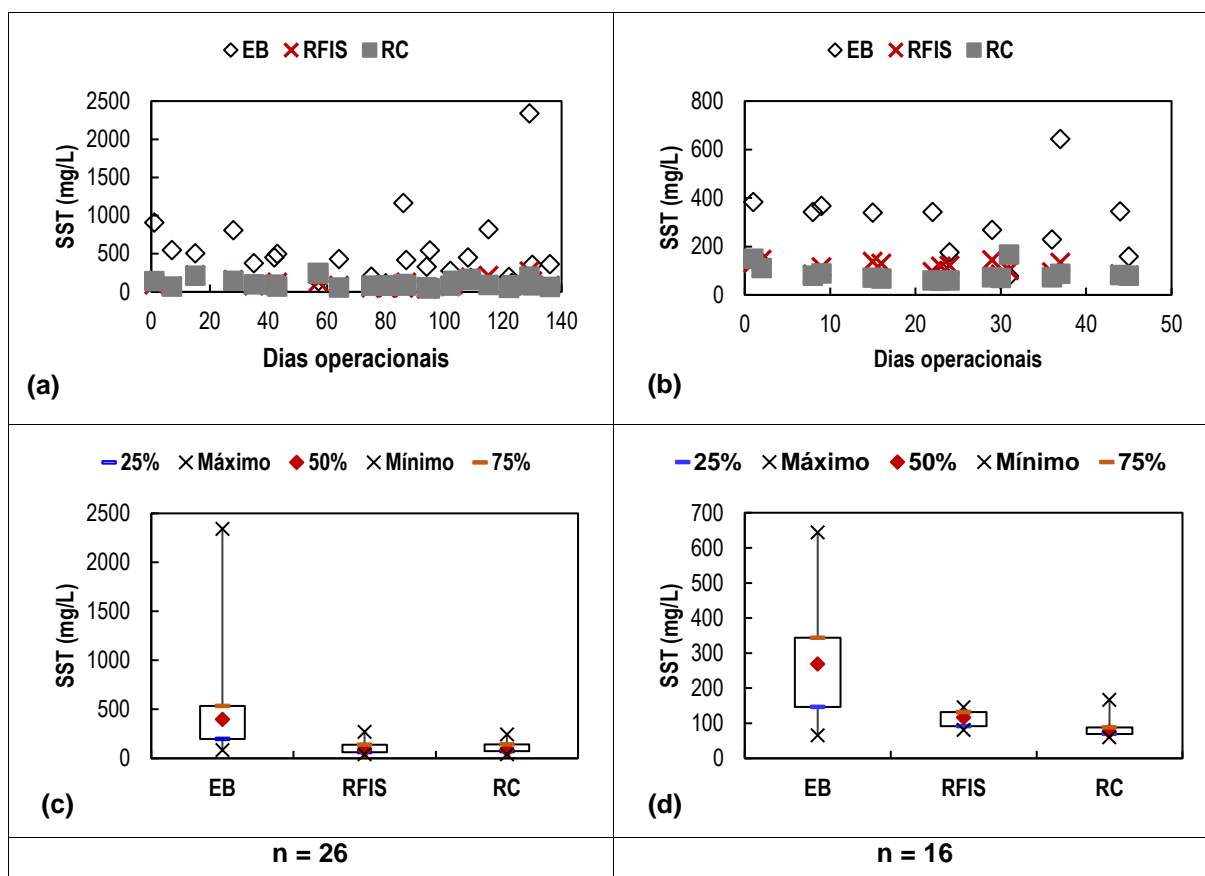
Parâmetros	PH					
	FASE 1			FASE 2		
	EB	RFIS	RC	EB	RFIS	RC
Número de dados	24	24	24	16	16	16
Média	7,35	7,22	7,28	7,41	7,43	7,38
Mediana	7,41	7,13	7,2	7,41	7,39	7,39
Desvio padrão	0,3	0,3	0,3	0,19	0,18	0,19
Mínimo	6,8	6,5	6,5	7,04	7,19	7,04
Máximo	7,9	8,3	7,9	7,73	7,89	7,67

6.2.4 Sólidos Suspensos Totais (SST)

As concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) estão representadas nos gráficos Box-plot das figuras 6.15 (a e b), nas fases 1 e 2, respectivamente, para o esgoto bruto (EB), o efluente do reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o efluente do reator convencional (RC). Na fase 1, o EB apresentou uma elevada variabilidade de dados, que é atribuída às variações da qualidade do afluente e às condições ambientais ao longo do período de monitoramento, com valores na faixa de 83 mg/L a 2340 mg/L. Em relação aos reatores, ambos apresentaram comportamentos similares, com valores na faixa de 41 mg/L a 269 mg/L. Na fase 2, as concentrações variaram entre 65 mg/L e 643 mg/L para o EB, com tendência de redução de sólidos em comparação à fase 1 na maior parte dos dias operacionais, enquanto os RFIS apresentou concentrações superiores aos do RC, com valores variando entre 81 mg/L a 146 mg/L, em comparação com os valores entre 59 mg/L a 167 mg/L para o RC.

Figura 6.15 – (a) Série temporal para a fase 1, (b) Série temporal para a fase 2, (c) Gráfico Box-plot para a fase 1 e (d) Gráfico Box-plot da concentração de SST.

FASE 1	FASE 2
---------------	---------------



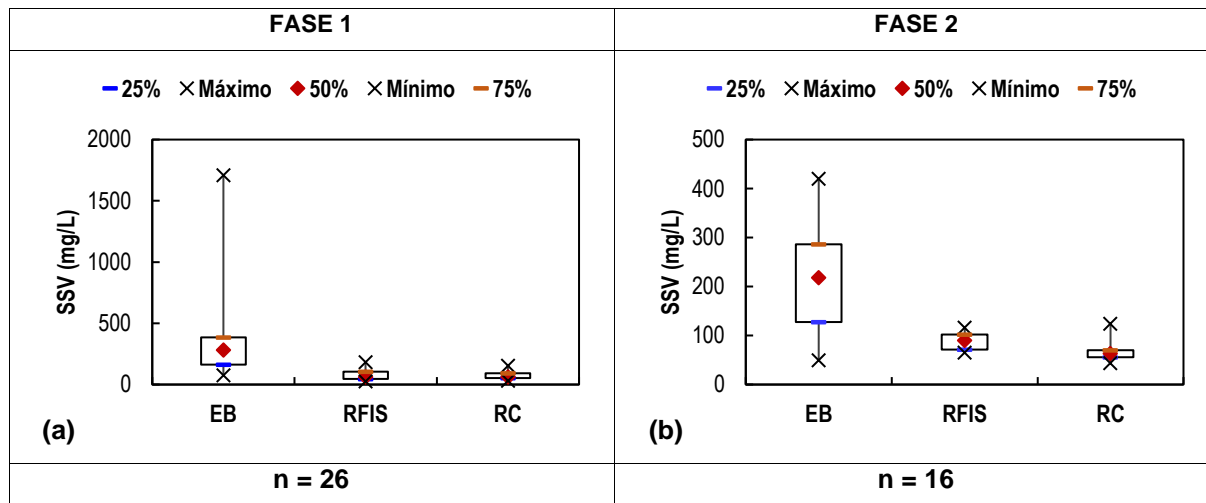
Os valores reportados neste estudo estão coerentes com os valores típicos para concentrações de SST em reatores UASB, de 200 a 600 mg/L para o esgoto bruto e de 50 mg/L a 150 mg/L para os efluentes (Chernicharo, 2007).

Na fase 1, as concentrações medianas foram de 397 mg/L no EB, 87 mg/L no efluente do RFIS e 86 mg/L no efluente do RC, com alguns valores extremos para o EB, possivelmente, devido às condições climáticas e a efluentes de elevada carga orgânica que foram misturados com o esgoto bruto no tratamento preliminar. Na fase 2, a concentração mediana para o EB foi de 268 mg/L, demonstrando que houve uma redução de sólidos em comparação com a fase 1, resultando em queda do valor de DQO_{total} . Na fase 2, o efluente do RFIS apresentou uma concentração superior ao efluente do RC, nos quais os valores foram de 116 mg/L para o efluente do RFIS e 76 mg/L para o efluente do RC. A elevada perda de sólidos do RFIS, na fase 2, se deve a redução do diâmetro de P2, pois com o estreitamento da área total (P1+P2) houve um aumento na vazão de efluente na abertura de retorno do lodo (P1), resultando em uma significativa perda de sólidos. Essas observações foram comprovadas, pelo teste estatístico de Wilcoxon, onde na fase 1 as concentrações de SST de ambos os

reatores não apresentaram diferenças significativas ($p = 0,9315$), enquanto na fase 2 houve diferenças estatísticas significativas entre as amostras dos reatores ($p = 0,0086$).

Os gráficos Box-plot das figuras 6.16 (a e b) apresentam as concentrações de Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), nas fases 1 e 2, para o esgoto bruto (EB) e os efluentes do reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Na fase 1, o EB obteve elevada variabilidade dos dados, com valores de 76 mg/L a 1710 mg/L, pela mesma razão apresentada anteriormente. Em relação aos efluentes dos reatores, estes mostraram comportamentos similares, com valores de 26 mg/L a 184 mg/L para o efluente do RFIS e de 32 mg/L a 155 mg/L para o efluente do RC. Na fase 2, os valores variaram de 50 mg/L a 420 mg/L para o EB, de 66 mg/L a 116 mg/L para o efluente do RFIS e de 44 mg/L a 124 mg/L para o efluente do RC, indicando valores superiores no RFIS em comparação com o RC.

Figura 6.16 – Gráficos Box-plot da concentração de SSV (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.

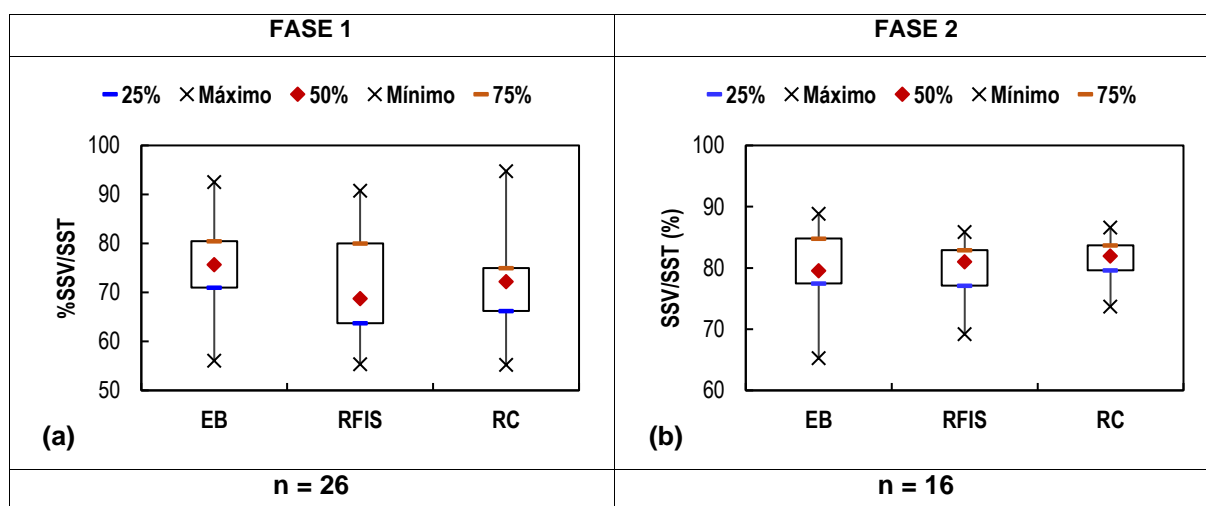


A análise comparativa demonstrou que a maior área em P2 é mais benéfica em relação ao retorno de sólidos, visto que, a vazão de efluente que atravessa a abertura de retorno dos sólidos (P1) é inferior em comparação com a fase 2. Dessa maneira, na fase 1, o RFIS teve concentração similar com a do RC, de 66 mg/L no efluente do RFIS e 63 mg/L no efluente do RC, o que foi confirmado pelo teste de Wilcoxon no qual as concentrações de SSV nos dois reatores não apresentaram diferenças estatísticas significativas ($p = 0,8068$). Enquanto o EB apresentou uma concentração

mediana de 281 mg/L. Na fase 2, o RFIS apresentou concentrações superiores às do RC, com valores medianos de 91 mg/L para o efluente do RFIS e 64 mg/L para o efluente do RC, o que foi confirmado pelo teste estatístico de Wilcoxon em que houve diferenças significativas entre as amostras de ambos os reatores ($p = 0,0108$). O EB apresentou uma redução de sólidos da fase 2 para a fase 1, devido às condições ambientais, com concentração mediana de 218 mg/L.

Os valores das porcentagens da relação SSV/SST estão representados pelos gráficos Box-plot das figuras 6.17(a e b), para as fases 1 e 2, para o esgoto bruto (EB), e os efluentes do reator com fluxo interno no separador trifásico (RFIS) e o reator convencional (RC). Na fase 1, os valores medianos foram de 76% para o EB, 69% para o efluente do RFIS e 72% para o efluente do RC, e na fase 2 os valores mediados foram de 80% para o EB, 81% para o efluente do RFIS e 82% para o efluente do RC. Esses valores estão em consonância com os reportados na literatura, de 60% a 80% para reatores UASB. Os reatores apresentaram resultados similares para ambas as fases operacionais, o que foi confirmado pelo teste estatístico t, no qual demonstrou que não houve diferenças estatísticas significativas entre as amostras ($p = 0,9828$ para a fase 1 e $p = 0,1728$ para a fase 2).

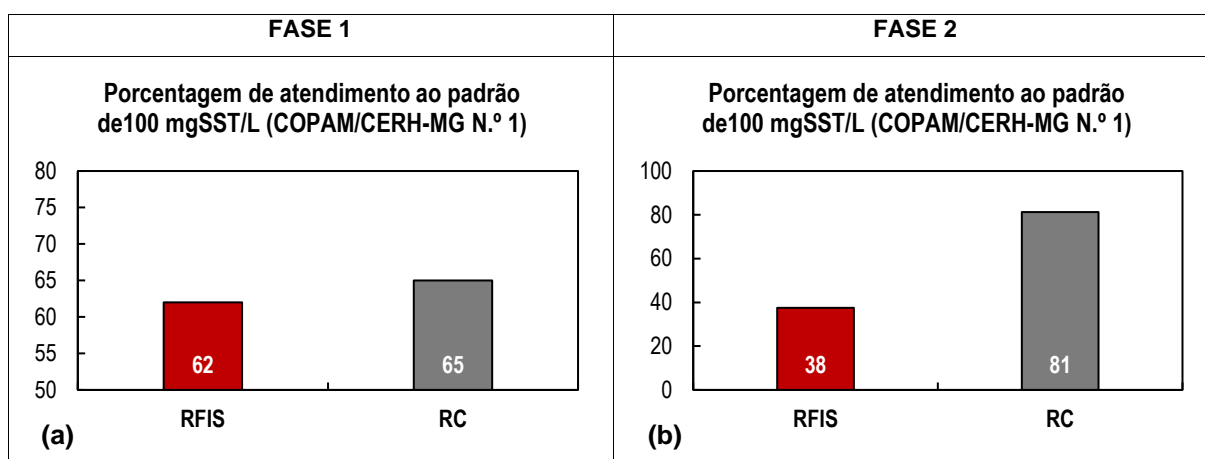
Figura 6.17 – Gráficos Box-plot da concentração de SSV (a) para a fase 1 e (b) para a fase 2.



A legislação vigente no estado de Minas Gerais estabelece que o padrão de lançamento de efluentes tratados nas estações de tratamento de esgotos nos corpos hídricos deve ter uma concentração máxima de 100 mgSST/L. Na fase 1, durante o

período de análise, o RFIS atendeu a esse critério em 62% dos dias operacionais, enquanto o reator convencional (RC) atendeu em 65% dos dias operacionais, indicando comportamentos similares entre os dois reatores. Na fase 2, o RFIS atendeu a esse padrão 38% dos dias operacionais em comparação com os 81% referentes ao RC, indicando que o RFIS apresentou um desempenho inferior ao RC quanto ao atendimento à legislação estadual. Esses resultados são ilustrados na figura 6.18, que mostra a porcentagem de dias em que cada reator se manteve abaixo do limite estabelecido pela legislação.

Figura 6.18 – Gráfico da porcentagem do atendimento ao padrão de lançamento do estado de Minas Gerais.



CONCLUSÃO

Com relação ao metano, os resultados indicaram que a maior área de passagem do efluente em P2, aplicada na fase 1, de 250 mm, foi mais eficaz na recuperação do metano dissolvido dentro do volume do próprio reator e na maior produção de metano gasoso, sem comprometer a retenção de sólidos ou a eficiência do sistema. Com a redução da área de passagem do efluente (para 150 mm), os resultados apontaram que o aumento da velocidade causou uma elevada perda na retenção de sólidos, impactando negativamente na eficiência do reator e, conseqüentemente, na produção do biogás.

A análise comparativa entre as fases evidencia que apenas a agitação não é suficiente para promover o desprendimento do metano dissolvido, esta necessita de ser combinada com uma maior vazão que atravessa o separador trifásico em reatores UASB modificados, como o RFIS. Ademais, possivelmente a maior campânula de biogás do RFIS pode ter contribuído para uma maior captura e retenção de biogás, resultando em um aumento da produção.

No que se refere ao sulfeto de hidrogênio, aproximadamente 95% ainda é perdido no efluente, apesar das modificações realizadas no RFIS, e mesmo quando a velocidade foi aumentada. Isso indicou que as velocidades empregadas neste estudo não foram suficientes para promover o desprendimento significativo do sulfeto de hidrogênio da fase líquida. Devido a sua elevada solubilidade em água, conclui-se que com os valores dos diâmetros estudados nesse presente trabalho não foram eficazes para recuperar o sulfeto do hidrogênio dentro do volume do próprio reator.

No que diz respeito à remoção de matéria orgânica, na fase 1, com a maior área de passagem da abertura P2, os resultados indicaram que o RFIS não apresentou perda de desempenho frente ao RC. No entanto, na fase 2, quando o diâmetro da área P2 é reduzido, maior vazão de efluente transita pela abertura P1 (abertura de retorno dos sólidos), o que provocou uma elevada perda de sólidos no RFIS, afetando eficiência do RFIS.

Portanto, a maior abertura de passagem do efluente mostrou-se a opção mais adequada para recuperar o metano dissolvido para o RFIS. No entanto, futuras modificações no design do reator podem levar a resultados ainda mais promissores, especialmente no que diz respeito à recuperação do metano dissolvido e produção do

biogás, e comprovar se a maior campânula pode de fato contribuir para uma maior produção de biogás. Em relação do sulfeto de hidrogênio dissolvido, a partir das lições aprendidas neste presente estudo pode-se propor adequações ao projeto, como outros valores de aberturas e/ou novas configurações podem ser capazes de recuperar o sulfeto de hidrogênio dissolvido.

REFERÊNCIAS

ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 12209 – Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários, 2011.

APHA/WEF/ AWWA. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 24^a ed. Washington. 2023.

BARBOSA, R. D. A. **Remoção de sulfetos e obtenção de enxofre elementar em reatores UASB com adição de oxidantes**. 2017. 103p. Mestrado (Ciência e Tecnologia Ambiental), Universidade Estadual da Paraíba, Campo Grande, 2017.

BRASIL. **Brasil se compromete a reduzir emissões de carbono em 50%, até 2030**. Disponível em: <<https://www.gov.br/casacivil/pt-br/assuntos/noticias/2021/novembro/brasil-se-compromete-a-reduzir-emissoes-de-carbono-em-50-ate-2030#:~:text=COP26-,Brasil%20se%20compromete%20a%20reduzir,carbono%20em%2050%25%2C%20at%C3%A9%202030&text=Come%C3%A7ou%20nesta%20semana%20a%2026%C2%AA,en%C3%A9rgicas%20contra%20o%20aquecimento%20global.>> Acesso em: 26 mai. 2024.

BRASIL. **Estimativas anuais de emissões de gases de efeito estufa no Brasil**. 6^a ed. 2022. Disponível em: <<https://www.gov.br/mcti/pt-br/acompanhe-o-mcti/sirene/publicacoes/estimativas-anuais-de-emissoes-gee/arquivos/6a-ed-estimativas-anuais.pdf>> Acesso em: 02 jun. 2024.

BIJOS, J. C. B. D. F.; **Modelagem de equilíbrio de fases do metano em digestão anaeróbia**. 2019. 100p. Mestrado (Engenharia Industrial), Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2019.

BRANDT, E. M. F.; SOUZA, C. L. DE; MORA, E. J. C.; BIANCHETTI, F. J.; SANTOS, J. M. B.; CHERNICHARO, C. A. DE L. Parte B: Avanços nas técnicas de controle de emissões gasosas em ETEs com reatores anaeróbios Nota Técnica 1 – Tópicos de interesse. **Cadernos Técnicos Engenharia Sanitária Ambiental**, v. 1, n. 2, p. 5-22, 2021.

CABRAL, C. S.; SANSOS, A. L.; AFONSO, R. J. C. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; ARAÚJO, J. Impact of microaeration bioreactor on dissolved sulfide and methane

removal from real UASB effluente for sewage treatmet. **Water Science & Technology**, v. 81, n. 9, p. 1951-1950, mai. 2020.

CASTRO, I. M. P. D. **Avaliação da microaeração em reator UASB piloto para remoção do sulfeto de hidrogênio produzido no tratamento de esgoto doméstico**. 2017. 96p. Mestrado (Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos), Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2017.

CENTERO-MORA E.; PARANHOS, A. G. DE O.; DE AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. DE L. Use of hollow fiibre membrane contactors to remove dissolved gases from effluents of UASB reactors treating sewage after its conditioning with dynamic membrane filtration. **Journal of Water Process Engineerig**, v. 53, jul. 2023. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2214714423001101>> Acesso em: 24 jan. 2024.

CENTENO-MORA, E.; FONSECA, P. R.; ANDREÃO, W. L.; BRANDT, E. M. F.; DE SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. D. 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**, v. 27, p. 35979-35992, abr. 2020.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias: reatores anaeróbios**. V 5. Belo Horizonte: Ed. UFMG, 2007.

CHERNICHARO, C. A. DE L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG. V. 5, 2ª edição, 2016.

CHERNICHARO, C. A. DE L.; RIBEIRO, T. B.; EMRICH, A. L.; SANTOS, J. M. B.; POAGUE, K. I. H. M. **Desenvolvimento de separadores trifásicos modulares para reatores UASB tratando esgoto sanitário**. 30º Congresso Nacional de Saneamento e Meio Ambiente, FENASAN, 2019.

CHERNICHARO, A. DE L.; RIBEIRO, T. B.; GARCIA, G. B.; LERMONTOV, A.; PLATZER, C. J.; POSSETTI, G. R. C.; ROSSETO, M. A. L. L. R. Panorama do tratamento de esgoto sanitário nas regiões Sul, Sudeste e Centro Oeste do Brasil: tecnologias mais empregadas. **DAE**, v. 66, n. 213, out.- dez. 2018.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN LIER, J. B.; NOYOLA, A.; RIBEIRO, T. B. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Environmental Science and Biotechnology**, v.14, p. 649–679, 2015.

CRONE, B. C.; GARLAND, J. L.; SORIAL, G. A.; VANE, L. M. 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, nov. 2016.

CUSSLER, E. L. **Diffusion mass transfer in fluid systems**. 2^o ed. Cambridge University Press, 1997.

FERREIRA, T. B.; CHERNICHARO, C. A. L.; SOUZA, C. Aplicabilidade de medidores de gás natural tipo diafragma para monitoramento da produção de biogás de reatores anaeróbios de pequena escala. **DAE**, v. 68, n. 224, p. 113-121, jul. a set. 2020

GLÓRIA, R. M. **Estudo dos processos de formação, acumulação emissão e oxidação de sulfeto de hidrogênio em reatores UASB tratando esgotos domésticos**. 2009. 53p. Mestrado (Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos), Universidade Federal de Belo Horizonte, 2009.

GLÓRIA, R. M. **Estudo da remoção dos gases metano e sulfeto dissolvidos em efluentes de reatores UASB tratando esgoto doméstico**. 2018. 169p. Doutorado (Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos), Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2018.

GLÓRIA, R. M.; MOTTA, T. M.; SILVA, P. V. O.; DA COSTA, P.; BRANDT, E. M. F.; SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A. L. Stripping and dissipation techniques for the removal of dissolved gases from anaerobic effluents. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 33, n. 4, p. 713-721, dez. 2016.

HEILE, S.; CHERNICHARO, C. A. L.; BRANDT, E. M. F.; MCADAM, E. J. Dissolved gas separation for engineered anaerobic wastewater systems. **Separation and Purification Technology**, v. 189, p. 405-418, dez. 2017.

JENSEN, M. B.; OTTOSEN, L. D. M.; KOFOED, M. V. W. H₂ gas-liquid mass transfer: A key element in biological Power-to-Gas methanation. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 147, set. 2021. Disponível em: <

<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032121004974>> Acesso em: 24 fev. 2024.

LEE, Y.; YUN, K. H.; SETHUNGA, D.; BAE, T. H. Membrane contactors for maximizing Biomethane recovery in anaerobic wastewater treatments: recente efforts and future prospect. **Applied Sciences**, v. 11, n. 4, fev. 2021.

LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A.F.M.; HOBMA, S.W.; DE ZEEUW, W.; KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. **Biotechnology Bioengineering**, v. 22, n. 4, p. 699–734, abr. 1980.

LOBATO, L. C. C. S.; CHERNICHATO, C. A. L.; SOUZA, C. L. Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. **Water Science & Technology**, v. 66, p. 2745–2753. 2012.

LOPES, S. S.; ROSA, A. P.; MARCO, J. S.; POSSETTI, G. R. C.; MESQUITA, T. C. T. Energy potential of biogas and sludge from UASB reactors in the state of Paraná, Brazil. **Revista Ambiente & Água**, v. 15, n. 1, jan. 2020. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/ambiagua/a/qXxbt8MgDt9ZqPq7YR9fLFS/abstract/?lang=en>> Acesso em: 24 jan. 2024.

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 esgotos domésticos**. 2019. 134p. Mestrado (Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos – Escola de Engenharia), Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2019.

MEDEIROS, D. L.; DOS SANTOS, C. M. Q.; RIBEIRO, R.; TOMMASO, G. The dissolved methane recovery from treated sewage in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors: The energy demand, carbon footprint and financial cost. **Journal of Environmental Management**, v. 343, out. 2023. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301479723010460>> Acesso em: 24 jan. 2024.

MELLO, D. D. F.; MACHADO, L. M.; SOUZA C. L. D.; CHERNICHARO, C. A. D. L.; COSTA, F. J. O. G. D. **Avaliação das concentrações de metano dissolvido em reatores UASB tratando esgoto doméstico em diferentes alturas na zona de**

decantação. Congresso Abes. Fenasan 2017. Disponível em: <<https://www.tratamentodeagua.com.br/wp-content/uploads/2019/08/metano-uasb-zona-decantacao.pdf>> Acesso em: 29 de abril de 2023.

PATULSKI, A. C. D. P.; HERNÁNDEZ, O. A. D.; AISSE, M. M.; POSSETTI, G. R. C. Balanço de massa de DQO para reatores UASB modificado tratando esgoto sanitário em escala plena. **AIDES de Ingeniería y Ciencias Ambientales**, v. 14, n. 2, p. 829-845, ago. 2021.

PEREIRA, J. de O. **Desenvolvimento de reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás (DECB), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, objetivando o controle da espuma e a granulação do lodo.** 2012. 187p. Doutorado (Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos), Escola de Engenharia da UFMG, UFMG, Belo Horizonte, 2012.

PEREIRA, J. O.; ROCHA, J. M.; PINTO, W. B. C. C.; MOREIRA, C. T. S. Reduction of scum production in a modified UASB reactor treating domestic sewage. **Water Science & Technology**, v. 79, n. 9, p. 1657-1666, mai. 2019.

PLAS, C.; HARANT, H.; DANNER H.; JELINEK E.; WIMMER K.; HOLUBAR P.; BRAUN R. Ratio of biological and chemical oxidation during the aerobic elimination of sulfide by colourless sulphur bacteria. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v.36, n.6, p.817-822, 1992.

POSSETTI, G. R. C.; RIETOW, J. C.; COSTA, F. J. O. G. DA; WAGNER, L. G.; LOBATO, L. C. DA S.; RIBEIRO, T. B.; MELO, D. DE F.; REIS, J. A.; CHERNIHARO, C. A. DE L. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário – Parte 5: Biogás e emissões fugitivas de metano. **DAE**, v. 66, n. 214, nov. 2018.

RAMOS, J. G. V. DA S. **Produção de metano em reator anaeróbio hídrico tratando esgotos sanitário submetido a diferentes temperaturas.** 2021. 95p. Mestrado (Engenharia Civil), Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2021.

RAMOS, M. D. N.; GOMES, T. M.; AQUINO, S. F. DE; AGUIAR, A. Sewage treatment in cities of the state of Minas Gerais, Brazil, that use the UASB reactor as the Only biological treatment: A case study. **Journal of Water Process Engineering**, v. 56, out. 2023.

RIBERA-PI, J.; CAMPITELLI, A.; BADIA-FABREGAT, M.; JUNABY, I.; MARTÍNEZ-LLADO, X.; MCADAM, E.; JEFFERSON, B.; SORES, A. Hydrolysis and Methanogenesis in UASB-AnMBR Treating Municipal Wastewater Under Psychrophilic Conditions: Importance of Reactor Configuration and Inoculum. **Front. Bioeng. Biotechnol**, v. 8, n. 567695, nov. 2020.

SANTO, B. C. D. E. **Avaliação de câmara de dessorção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluentes de reatores UASB tratando esgotos domésticos**. 2017. 113p. Mestrado (Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais), Belo Horizonte, 2017.

SANTOS, C. M. Q.; DITCHFIELD, C.; TOMMASO, G.; RIBEIRO, C. Use of spray nozzles to recover dissolved methane from the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor effluent. **Water Science & Technology**, v. 85, n. 85, p. 1538-1548, mar. 2022.

SANTOS, C. M. Q. D. **Remoção de metano dissolvido em efluentes de reatores UASB por expansão volumétrica**. 2023. 258p. Doutorado (Ciências da Engenharia Ambiental) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2023.

SILVA, T. C. F. **Utilização de biogás de estações de tratamento de esgoto para fins energéticos**. 2015. 152 p. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Instituto de Energia e Meio Ambiente, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2015.

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

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

SOUZA, C. L. **Estudo das Rotas de Formação, Transporte e Consumo dos Gases Metano e Sulfeto de Hidrogênio Resultantes do Tratamento de Esgoto Doméstico em Reatores UASB**. 2010. 127p. Doutorado (Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

SOUZA, C. L. DE; SANTO, B. C. E.; BRANDT, E. M. F.; SANTOS, J. M. B.; CHERNICHARO, C. A. DE L. Parte B: Avanços nas técnicas de controle de emissões gasosas em ETEs com reatores anaeróbicos Nota Técnica - Câmaras de dessorção para remoção de sulfeto de hidrogênio e metano dissolvidos em efluentes de reatores anaeróbicos. **Cadernos Técnicos Engenharia Sanitária Ambiental**, v. 1, n. 2, p. 23-33, 2021.

STAZI, V. & TOMEI, M. C. Dissolved methane in anaerobic efluentes: A review on sustainable strategies for optimization of energy recovery or internal process reuse. **Journal of Cleaner Production**, v. 317, out. 2021. Disponível em: < <https://www-sciencedirect.ez32.periodicos.capes.gov.br/science/article/pii/S0959652621025725#sec3>> Acesso em: 28 jan. 2024

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

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

VAN LIER, J. B.; VAN DER ZEE, F. P.; FRIITERS, C. T. M. J.; ERSAHIN, M. E. Celebrating 40 years anaerobic sludge bed reactors for industrial wastewater treatment. **Environmental Science and Bio/Technology**, v. 14, 681–702, ago. 2015.

WELTY, J.; RORRER, G. L.; FOSTER, D. G. **Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer**. Estados Unidos: Wiley, 2014.

ANEXO I

Cálculo das vazões e velocidades nas aberturas de passagem

Dados:

1) Vazões afluentes aos reatores

- Q média afluente = **0,46 m³/h**
- Qmáxima afluente = **0,69 m³/h**

2) Área da abertura de passagem para o decantador P1

- RC - Diâmetro (1000 mm – 850 mm) e AP1 = **0,218 m²** ($A_{D1000\text{ mm}} - A_{D850\text{ mm}}$)
- RFIS = Diâmetro (50 mm); $A_{50\text{ mm}} = 0,0020\text{ m}^2$ e AP1total = **0,061 m²** ($32 * A_{D50\text{ mm}}$)

3) Área da abertura de passagem para o interior do separador P2, no reator RFIS

- Fase 1- Diâmetro = **250 mm** e AP2 = **0,049 m²**
- Fase 2- Diâmetro = **150 mm** e AP2 = **0,018 m²**

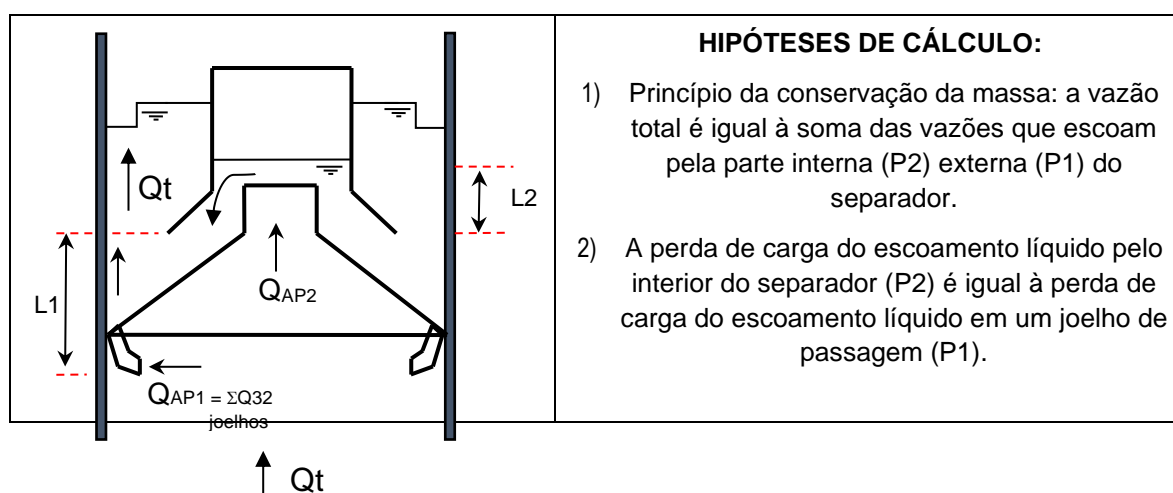
4) Área da abertura de passagem do interior do separador para o decantador (P3), no reator RFIS:

- Fase 1- Diâmetro = (700 mm – 250 mm) e AP3 = 0,061 m²
- Fase 2- Diâmetro = (700 mm – 150 mm) e AP3 = 0,061 m²

5) Comprimento do escoamento até o ponto de encontro das vazões que passam pelas aberturas de passagem P1 e P2:

- L1 = 417 mm
- L2 = 300 mm

Figura I.1 - Descrição das hipóteses de cálculo empregadas na estimativa das velocidades nas aberturas de passagem para o decantador.



	<p>3) O fator de atrito f_1 do escoamento líquido pelo interior do separador é igual ao fator de atrito f_2 do escoamento pela parte externa do separador.</p> <p>4) A vazão que passa pela área AP1, composta por 32 joelhos de 50 mm, provoca a mesma perda de carga na passagem de um diâmetro de 200 mm (os 32 joelhos de 50 mm são hidráulicamente equivalentes ao diâmetro de 200 mm).</p>
--	----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Cálculos:

1) Equivalência dos 32 joelhos de 50 mm com o diâmetro de 200 mm.

De acordo com a hidráulica de condutos em paralelo, a perda de carga total do escoamento em dutos em paralelo é exatamente igual à perda de carga em cada um dos dutos isoladamente (Equação 1), e a vazão total é igual a soma da vazão de cada duto (Equação 2). Assim, o conjunto de 32 joelhos pode ser substituído com um duto equivalente que provoque o mesmo valor de perda de carga do conjunto, assim:

$$h_{f\text{ total}} = h_{f1} = h_{f2} = h_{f3} \dots \dots = h_{f32} \quad \text{Equação 1}$$

$$Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + \dots + Q_{32} \quad \text{Equação 2}$$

Assim, o conjunto de 32 dutos em paralelos pode ser substituído por um duto equivalente que escoe a mesma vazão com a mesma perda de carga total, logo:

$$h_{f\text{ duto equivalente}} = h_{f\text{ total}} = h_{f1} = h_{f2} = h_{f3} \dots \dots = h_{f32} \quad \text{Equação 3}$$

$$Q_{\text{duto equivalente}} = Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + \dots + Q_{32} \quad \text{Equação 4}$$

A partir da Equação Universal de perda de carga, isolando a vazão (Q), vem:

$$h_f = \frac{8 \cdot f \cdot L \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot g \cdot D^5} \quad \text{Equação 5}$$

$$h_f = \frac{8 \cdot f \cdot L \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot g \cdot D^5} \therefore Q = \sqrt{\frac{h_f \cdot \pi^2 \cdot g \cdot D^5}{8 \cdot f \cdot L}} \therefore Q_{\text{equiv}} = \sqrt{\frac{h_f \cdot \pi^2 \cdot g \cdot D_{\text{equiv}}^5}{8 \cdot f \cdot L_{\text{equiv}}}}, \text{ substituindo na}$$

Equação 4

$$\sqrt{\frac{h_f * \pi^2 * g * D_{equiv}^5}{8 * f * L_{equiv}}} = \sqrt{\frac{h_{f1} * \pi^2 * g * D_1^5}{8 * f * L_1}} + \sqrt{\frac{h_{f2} * \pi^2 * g * D_2^5}{8 * f * L_2}} \dots \dots \dots + \sqrt{\frac{h_{f32} * \pi^2 * g * D_{32}^5}{8 * f * L_{32}}}$$

Como $h_{fequiv} = h_{f1} = h_{f2} = \dots = h_{f32}$, $L_1 = L_2 = \dots = L_{32}$; $D_1 = D_2 = \dots = D_{32}$, tem-se:

$$\sqrt{D_{equiv}^5} = \sqrt{D_1^5} + \sqrt{D_2^5} \dots \dots \dots + \sqrt{D_{32}^5}$$

$$\sqrt{D_{equiv}^5} = 32 * \sqrt{D_1^5}, \text{ substituindo } D_1 \text{ por } 50 \text{ mm (0.05 m), vem:}$$

$$D_{equiv.} = 0.2 \text{ m, ou } D_{equiv.} 200 \text{ mm}$$

2) Cálculo das vazões que passam pela passagem P1 e P2.

Usando a mesma lógica anterior, o escoamento que passa pela área AP1 e na área AP2 ocorrem em paralelo, assim, a perda de carga na passagem AP1 é igual a perda de carga na passagem AP2, e a vazão total é igual a soma das vazões que passam por AP1 e AP2. Considerando que área AP1 é equivalente ao duto com diâmetro de 200 mm, e que a passagem AP2 tem diâmetro de 250 mm (Fase 1), tem-se:

$$h_{f \text{ total}} = h_{AP1} = h_{AP2} \quad \text{Equação 3}$$

$$Q_{\text{total}} = Q_{AP1} + Q_{AP2} \quad \text{Equação 4}$$

$$h_f = \frac{8 * f * L * Q^2}{\pi^2 * g * D^5} \quad \text{Equação 4}$$

Sabendo-se que $L_1 = 417 \text{ mm}$, que $L_2 = 300 \text{ mm}$, $f_1 = f_2$

$$\frac{8 * f * L_1 * Q_{AP1}^2}{\pi^2 * g * D_{AP1}^5} = \frac{8 * f * (L_1 + L_2) * Q_{AP2}^2}{\pi^2 * g * D_{AP2}^5} \therefore \frac{L_1 * Q_{AP1}^2}{D_{AP1}^5} = \frac{(L_1 + L_2) * Q_{AP2}^2}{D_{AP2}^5}$$

$$\frac{0,417 * Q_{AP1}^2}{0,200_{AP1}^5} = \frac{(0,417 + 0,300) * Q_{AP2}^2}{0,250_{AP2}^5} \therefore Q_{AP1} = 2,6917 * Q_{AP2}$$

Substituindo na equação 4, sendo a vazão igual $0,46 \text{ m}^3/\text{h}$ ou $0,0001277 \text{ m}^3/\text{s}$, vem:

$$2,6917 * Q_{AP2} + Q_{AP2} = 0,0001277$$

$Q_{AP1} = 9,32 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, no duto equivalente com diâmetro de 200 mm, como:

$$Q_{\text{duto equivalente}} = Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + \dots + Q_{32} \quad \text{Equação 4}$$

$$Q_{\text{joelho-50mm}} = Q_{AP1} = \frac{9,32 \times 10^{-5}}{32} \therefore Q_{\text{joelho-50mm}} = 1,88 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

Velocidades nas aberturas de passagem em m/h:

$$V_{\text{joelho-50 mm}} = 3,46 \text{ m/h}$$

$$V_{\text{AP2}} = 13,75 \text{ m/h}$$

Para Fase 2, e para as condições de vazão máxima, os cálculos se repetem e os resultados foram apresentados na Tabela 5.3

As velocidades na passagem AP3 foram obtidas a partir das vazões de passagem pela abertura AP2, e com as áreas de passagem apresentas no item deste anexo.