

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Faculdade de Engenharia
Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos
Hídricos

LUCAS MARTINS MACHADO

**AVANÇOS NA APLICAÇÃO DE CÂMARAS DE DESSORÇÃO PARA REMOÇÃO
E RECUPERAÇÃO DOS GASES METANO E SULFETO DE HIDROGÊNIO
DISSOLVIDOS EM EFLUENTE DE REATOR UASB NO TRATAMENTO DE
ESGOTO DOMÉSTICO**

Belo Horizonte
2018

Lucas Martins Machado

**AVANÇOS NA APLICAÇÃO DE CÂMARAS DE DESSORÇÃO PARA REMOÇÃO
E RECUPERAÇÃO DOS GASES METANO E SULFETO DE HIDROGÊNIO
DISSOLVIDOS EM EFLUENTE DE REATOR UASB NO TRATAMENTO DE
ESGOTO DOMÉSTICO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos.

Orientador: Cláudio Leite de Souza

Belo Horizonte

2018

M149a

Machado, Lucas Martins.

Avanços na aplicação de câmaras de dessorção para remoção e recuperação dos gases metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluente de reator UASB no tratamento de esgoto doméstico [recurso eletrônico] / Lucas Martins Machado. – 2018.

1 recurso online (xii, 102 f.: il. color.) : pdf.

Orientador: Cláudio Leite de Souza.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.

Bibliografia: f. 98-102.

Exigências do sistema: Adobe Acrobat Reader.

1. Engenharia sanitária - Teses. 2. Saneamento - Teses. 3. Metano - Teses. 4. Reator UASB - Teses. 5. Sulfeto de hidrogênio - Teses. 6. Câmara de dessorção - Teses. 7. Esgotos domésticos - Teses. I. Souza, Cláudio Leite de. II. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia. III. Título.

CDU: 628(043)

Ficha catalográfica: Biblioteca Profº Mário Werneck, Escola de Engenharia da UFMG



UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Escola de Engenharia
Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos
Avenida Antônio Carlos, 6627 - 4º andar - 31270-901 - Belo Horizonte - BRASIL
Telefax: 55 (31) 3409-1882 - posgrad@desa.ufmg.br
<http://www.smarh.eng.ufmg.br>

FOLHA DE APROVAÇÃO

"Avanços na aplicação de Câmaras de Dessorção para remoção e recuperação dos gases metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluente de reator UASB no tratamento de esgoto doméstico".

LUCAS MARTINS MACHADO

Dissertação defendida e aprovada pela banca examinadora constituída pelos Senhores:

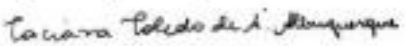

PROF. CLAUDIO LEITE DE SOUZA - Orientador


PROF. CARLOS AUGUSTO LEMOS CHERNICHARO -


PROF. GUSTAVO RAFAEL COLLIERE POSSETTI


PROF. EMANUEL MANFRED FREIRE BRANDT

Aprovada pelo Colegiado do PG SMARH


Profa. Taciana Toledo de Almeida Albuquerque
Subcoordenadora
Belo Horizonte, 14 de junho de 2018.

Versão Final aprovada por

PROF. CLAUDIO LEITE DE SOUZA
Orientador

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer primeiramente à Deus, por essa conquista e pela caminhada destes dois anos (e meio), que além da parte acadêmica, houve com certeza um crescimento profissional e pessoal.

Acho válido dividir esta conquista em duas partes, extremamente necessárias para o crescimento neste período de mestrado.

A primeira parte dedicada aos companheiros de universidade (UFMG e CePTS) que me ajudaram e direcionaram para o aprendizado e convívio.

Agradeço ao professor Cláudio, que nestes dois anos me direcionou, ensinou e compartilhou de tudo que este projeto poderia me proporcionar, sendo uma referência de pesquisador para meus projetos futuros.

Agradeço a salinha da Suze, que conta com um grupo que além de amigos, foram essenciais nas discussões da pesquisa, que em momentos de desespero com provas, trabalhos, falta de gasolina, caronas, dinheiro, futebol, aniversários e por aí vai, todos estavam lá. Assim, espero não esquecer ninguém: Suze, Déborah, Bruna, Jorge (Jorginho), Juliana, Tiago, Tamile, Roberto, e não menos importante, as pessoas que não lembrei quando escrevi o documento.

Queria agradecer aos companheiros de programa, que entraram comigo ou não, pela convivência nos corredores do departamento e pelas conversas no dia-dia: Lídia, Lucas, Daniel, Dri, Daniel portuga, Elias, Carlinhos, Laurita, Bressani, Vassale, Lariza, Iacy, meninas da Micro, e não menos importante, as pessoas que não lembrei quando escrevi o documento.

Gostaria de agradecer aos companheiros de CePTS, juntos comigo naquele lugar em que o sol de 36° dura 24 horas por dia, 365 dias por ano: Sr Raimundo pela ajuda, pelas conversas, pelo cafezinho nos dias de coleta, que com certeza, facilitaram os trabalhos em Campo. Lembrar também do filho do Sr. Raimundo, Gabriel, que quando os problemas em campo pegaram, sempre esteve lá para ajudar, sempre com bastante história pra contar também.

Aos integrantes do grupo de pesquisa da Câmara de Dessorção, prof. Cláudio, Roberto e Nazir, que me ensinaram muito no dia-dia de DESA e campo, onde só foi possível o presente trabalho por estar apoiado nestes pesquisadores.

Agradecer aos Professores e técnicos do DESA, que me aguentaram neste período de dois anos, tenho a consciência que incomodei a maioria com perguntas e pedidos, mas sempre foram bem atenciosos comigo.

A segunda parte do agradecimento é para o pessoal que acompanhou minha caminhada, mas do lado de fora da UFMG, que com certeza foram fundamentais para estes dois anos de crescimento.

Minha família, pai, mãe e irmão, a base de tudo, sempre foram o porto seguro que precisei. Me deram apoio, carinho, amor e mesmo sem eu saber do que estava precisando, eles sabiam.

Agradeço a minha segunda família, Adriana, Jacinto, Derico, Thaís, que sempre foram presente e também foram apoio no dia-dia com conversas, viagens, cervejinhas e marmitas.

Ao grupo de peladeiros do programa SMARH – UFMG, que mesmo sendo enrolados, a pelada era boa quando saía, principalmente a hidratação pós-pelada com o líquido traz alegria.

Agradeço, agora sim, a pessoa que é minha metade, meu apoio, minha companheira, meu amor, minha revisora, minha risada, Déborah. Tive a sorte de andar por estes dois anos juntos a ela, que para minha sorte, também é aluna do programa. A pessoa que em mais de 8 anos juntos, virou minha noiva, que sabemos que podemos contar para todos os momentos.

RESUMO

O uso de reatores UASB vem ganhando cada vez mais destaque no cenário nacional. Entretanto, em virtude da degradação anaeróbia, subprodutos gerados podem se tornar indesejáveis, como gases formados que permanecem dissolvidos no efluente tratado. Tais gases podem encontrar rotas de desprendimento para atmosfera, sendo responsáveis por maus odores e emissões de gases de efeito estufa. Uma maneira de remover esses gases é a partir de turbulência gerada em ambiente controlado, favorecendo o desprendimento e remoção dos mesmos. Neste sentido, a presente pesquisa visa aprimorar a unidade de remoção de gases dissolvidos, denominada como Câmara de Dessorção (CD). Foram estudadas a CD em escala de demonstração e em escala piloto, essa que, além da remoção do sulfeto de hidrogênio (H_2S), buscou também a recuperação do metano (CH_4). A partir da ampliação da unidade de dessorção em relação à estudos desenvolvidos por outros autores, que passou a ter 0,35 metros de diâmetro e 1,2 metros de altura de queda, e a vazão média de operação de 20 L/s, pesquisou-se duas condições de operação, sem preenchimento e com preenchimento. A CD sem preenchimento, apresentou resultados semelhantes aos encontrados em pesquisas anteriores e mesmo após ampliação, obteve remoções de 56% em H_2S e 61% em CH_4 . Em seguida, com o preenchimento da CD em escala de demonstração, houve o incremento da remoção dos compostos gasosos dissolvidos, com eficiências próximas a 88% para H_2S e 82% para CH_4 . Quando o objetivo da remoção dos gases dissolvidos foi somado ao da recuperação do metano dissolvido, o estudo foi conduzido em uma CD em escala piloto, que possui 0,12 metros de diâmetro e altura de queda útil de 1,50 metros, sendo 1,0 metro com material de enchimento, para facilitar a transferência entre fases ar-líquido. A relação entre vazão afluyente de esgoto e vazão de exaustão (rQ) foi de 0,06, concentrando assim, o metano no gás residual gerado. As eficiências de remoção encontradas foram em média de 65% para H_2S e 57% para CH_4 ao passo que, a concentração do metano no gás residual foi de 17%.

Palavras-chaves: Metano dissolvido, Sulfeto de hidrogênio dissolvido, Câmara de Dessorção, Recuperação de metano dissolvido, Tratamento de esgotos domésticos.

ABSTRACT

The use of UASB reactors has been gaining increasing prominence in the national scenario. However, anaerobic degradation, the products generated may become undesirable, such as formed gases that remain dissolved in the effluent. Such gases can find detachment routes to the atmosphere, being responsible for bad odors and emissions of greenhouse gases. One way to remove these gases is from turbulence generated in controlled environment, favoring the detachment and removal of the same. In this sense, the present research aims to improve the unit of removal of dissolved gases, denominated as Desorption Chamber (CD), in pilot scale, aiming also the recovery of the CH₄. From the expansion of the desorption unit in relation to studies developed by other authors, which now has 0,35 meters in diameter and 1,2 meters of drop height, and the average operating flow of 20 L/s, he researched two operating conditions, unfilled (simplified CD) and filled-in. The simplified CD presented results similar to those found in previous research and even after expansion, it obtained removals of 56% in H₂S and 61% in CH₄. Then, with the filling of the CD on a demonstration scale, there was an increase in the removal of dissolved gaseous compounds, with efficiencies close to 88% for H₂S and 82% for CH₄. When the objective of removing dissolved gases was added to that of recovering dissolved methane, the study was carried out on a pilot scale CD, which has 0,12 meters in diameter and a useful drop height of 1,50 meters, of which 1,0 meters with filling material, to facilitate the transfer between air-liquid phases. The relationship between influent sewage flow and exhaust flow (rQ) was 0.06, thus concentrating the methane in the generated waste gas. The removal efficiencies found were on average 65% for H₂S and 57% for CH₄ while the concentration of methane in the tail gas was 17%.

Keywords: Dissolved Methane, Dissolved Hydrogen Sulphide, Desorption Chamber, Dissolved Methane Recovery, Domestic Sewage Treatment.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Índice de atendimento urbano por rede coletora de esgotos dos municípios com prestadores de serviços participantes do SNIS em 2018	23
Figura 3.2 - Movimento do soluto através de duas fases	29
Figura 3.3 - Unidade de dessorção com <i>stripping</i>	39
Figura 3.4 - Câmara de Dessorção de pratos	43
Figura 3.5 - Câmara de Dessorção com spray.....	44
Figura 3.6 - Mecanismos de transferência de massa em estruturas de queda livre..	46
Figura 4.1 - Reator UASB em escala de demonstração.....	52
Figura 4.2 - Pontos de entrada e saída da fase líquida e gasosa da Câmara de Dessorção em escala demonstração	55
Figura 4.3 - Sistema de exausto CD em escada de demonstração com exaustor e inversor de frequência.....	56
Figura 4.4 - Sistema para remoção de umidade	57
Figura 4.5 - Esquema da CD simplificada escala demonstração	58
Figura 4.6 - Câmara de Dessorção em escala de demonstração com preenchimento	59
Figura 4.7 - Arranjo da furos na base para sustentação do preenchimento.....	59
Figura 4.8 - Câmara de Dessorção em escala piloto	60
Figura 4.9 - Bomba peristáltica.....	61
Figura 4.10 - Ilustração esquemática do aparato experimental.....	62
Figura 4.11 - Esquema de exemplificação dos pontos de amostragem da CD em escala piloto e em demonstração.....	63
Figura 5.1 - Concentração de metano dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	71
Figura 5.2 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	73
Figura 5.3 - Concentração de metano no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 da CD simplificada	74
Figura 5.4 - Balanço de massa de metano para CD simplificada.....	76
Figura 5.5 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	77

Figura 5.6 - Concentração de sulfato dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	77
Figura 5.7 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	79
Figura 5.8 – Concentração de sulfeto no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	81
Figura 5.9 - Balanço de massa de enxofre para CD simplificada.....	83
Figura 5.10 - Concentração de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	87
Figura 5.11 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	89
Figura 5.12 - Concentração de metano no gás residual das fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	90
Figura 5.13 - Balanço de massa de metano para CD com preenchimento	91
Figura 5.14 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	92
Figura 5.15 - Concentrações de sulfato dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	93
Figura 5.16 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	94
Figura 5.17 – Concentração de sulfeto no gás residual nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	95
Figura 5.18 - Balanço de massa de enxofre para CD com preenchimento	97
Figura 5.19 - Monitoramento do H ₂ S no gás residual para a CD com preenchimento	98
Figura 5.20 - Concentração de metano dissolvido para CD piloto	101
Figura 5.21 - Balanço de massa de metano da CD piloto	104
Figura 5.22 - Concentração de sulfeto dissolvido para CD piloto.....	105
Figura 5.23 - Concentração de sulfato dissolvido para CD piloto.....	106
Figura 5.24 - Balanço de massa de enxofre para CD piloto	109

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Valores das constantes da lei Henry para CH ₄ em H ₂ S dissolvidos em água	26
Tabela 3.2 - Características de materiais de preenchimento	49
Tabela 3.3 - Resumo das tecnologias pesquisadas para remoção e recuperação de gases dissolvidos	50
Tabela 4.1 - Características do reator UASB em ferrocimento.....	52
Tabela 4.2 - Características do dimensionamento da CD	54
Tabela 4.3 - Especificações do exaustor.....	56
Tabela 4.4 - Características construtivas Câmara de Dessorção piloto	60
Tabela 4.5 - Características do material de preenchimento	60
Tabela 4.6 - Parâmetros e pontos de amostragem da Câmara de Dessorção em escala de demonstração	63
Tabela 4.7 - Parâmetros de análise, métodos analíticos, frequência e tipo de amostragem	64
Tabela 4.8 - Variáveis independentes utilizadas nos cálculos de balanço de massa	67
Tabela 4.9 - Resumo das fases e condições operacionais	68
Tabela 5.1 - Parâmetros operacionais das fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	69
Tabela 5.2 - Parâmetros físico-químico das fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	70
Tabela 5.3 - Concentração de metano dissolvido das fases preliminar, 1 e 2	71
Tabela 5.4 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	71
Tabela 5.5 - Concentração de metano no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	73
Tabela 5.6 - Balanço de massa de metano nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	75
Tabela 5.7 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	76

Tabela 5.8 - Eficiências de remoção de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	78
Tabela 5.9 - Concentração de sulfeto no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada	80
Tabela 5.10 - Concentrações enxofre elementar para CD simplificada	81
Tabela 5.11 - Balanço de massa de enxofre nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada.....	82
Tabela 5.12 - Resumo dos resultados da Câmara de Dessorção Simplificada em escala de demonstração	84
Tabela 5.13 - Parâmetros operacionais de experimentos nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	85
Tabela 5.14 - Parâmetros físico-químico da CD com preenchimento	85
Tabela 5.15 - Concentração de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	86
Tabela 5.16 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	88
Tabela 5.17 - Concentração de metano no gás residual nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	89
Tabela 5.18 - Balanço de massa de metano nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	90
Tabela 5.19 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	91
Tabela 5.20 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento	93
Tabela 5.21 - Concentração de sulfeto no gás residual das fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	95
Tabela 5.22 - Concentração de enxofre elementar para CD com preenchimento.....	95
Tabela 5.23 - Balanço de massa de enxofre nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento.....	96
Tabela 5.24 - Resumo dos resultados da Câmara de Dessorção com preenchimento em escala de demonstração	98
Tabela 5.25 - Parâmetros operacionais da CD piloto.....	99

Tabela 5.26 - Parâmetros físico-químico para CD piloto	100
Tabela 5.27 - Concentração de metano dissolvido para CD piloto.....	100
Tabela 5.28 - Eficiência de remoção de metano dissolvido para CD piloto.....	102
Tabela 5.29 - Concentração de metano no gás residual da CD piloto	103
Tabela 5.30 - Balanço de massa de metano para CD piloto	103
Tabela 5.31 - Composição do gás residual para CD piloto	104
Tabela 5.32 - Concentração de sulfeto dissolvido para CD piloto	105
Tabela 5.33 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido para CD piloto	106
Tabela 5.34 - Concentração de sulfeto no gás residual para CD piloto	107
Tabela 5.35 - Concentração enxofre elementar para CD piloto	107
Tabela 5.36 - Balanço de massa de enxofre para CD piloto	108
Tabela 5.37 - Resumo dos resultados da Câmara de Dessorção com preenchimento em escala de piloto	110

LISTA DE ABREVIATURAS

ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental

ANA – Agência Nacional das Águas

CD – Câmara de Dessorção

CePTS – Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento

CHS – Carga Hidráulica Superficial

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente

COPASA – Companhia de Saneamento de Minas Gerais

COV – Compostos orgânicos voláteis

DESA – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental

DIMER – Dissolved Methane Recovery (Recuperação de Metano Dissolvido)

DQO – Demanda química de oxigênio

ETE – Estação de tratamento de esgoto

FID – Detector por ionização de chama

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

MG – Minas Gerais

PVC – Policloreto de vinila

pH – Potencial hidrogeniônico

ppm – Parte por milhão

PNSB – Pesquisa Nacional de Saneamento Básico

rQ – Razão entre vazão de esgoto e vazão de ar

SSed – Sólidos sedimentáveis

SST – Sólidos suspensos totais

STV – Sólidos totais voláteis

TDH – tempo de detenção hidráulica

UASB - *Upflow anaerobic sludge blanket* (Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)

UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
2	OBJETIVOS	21
2.1	OBJETIVO GERAL	21
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	21
3	REVISÃO DA LITERATURA	22
3.1	TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO E REATOR UASB	22
3.1.1	Situação do esgoto doméstico no Brasil	22
3.1.2	Uso de reatores UASB no tratamento de esgotos domésticos.....	23
3.2	CONCEITOS E PRINCÍPIOS PARA ESTUDO DE GASES	25
3.2.1	Lei de Henry e Lei Geral dos Gases	25
3.2.2	Lei da transferência de massas	28
3.3	FORMAÇÃO DOS GASES EM REATORES UASB: CH ₄ E H ₂ S.....	32
3.3.1	Metano	33
3.3.2	Sulfeto de hidrogênio	34
3.3.3	Emissões fugitivas em Reatores UASB e controle de emissões gasosas	34
3.4	REMOÇÃO DE GASES DISSOLVIDOS – UNIDADES DESGASEIFICADORAS.....	37
3.4.1	Membranas, <i>stripping</i> , filtro biológico.....	37
3.4.2	Estruturas com queda d'água.....	41
3.5	CÂMARA DE DESSORÇÃO	42
3.5.1	Câmara de Dessorção de pratos, <i>spray</i> e vácuo.....	42
3.5.2	Câmara de Dessorção simplificada e com preenchimento	45
3.5.3	Câmara de dessorção para recuperação de metano	49
3.6	RESUMO E PRINCIPAIS LACUNAS DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	50
4	MATERIAL E MÉTODOS	51
4.1	ÁREA DE ESTUDO E APARATO EXPERIMENTAL	51
4.2	CÂMARA DE DESSORÇÃO EM ESCALA DE DEMONSTRAÇÃO.....	52
4.2.1	Câmara de Dessorção simplificada	52
4.2.2	Dimensionamento da CD	53
4.2.3	Câmara de Dessorção instalada	55

4.2.4	Sistema de exaustão.....	56
4.2.5	Operação.....	57
4.2.6	Esquema síntese.....	58
4.2.7	Câmara de Dessorção com preenchimento.....	58
4.3	CÂMARA DE DESSORÇÃO EM ESCALA PILOTO.....	59
4.3.1	Câmara de Dessorção instalada.....	59
4.3.2	Sistema de exaustão.....	60
4.3.3	Operação.....	61
4.3.4	Esquema síntese.....	61
4.4	PONTOS DE AMOSTRAGENS E MEDIÇÕES.....	62
4.5	EQUIPAMENTOS, MÉTODOS E FREQUÊNCIA DE ANÁLISES.....	63
4.6	TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS DADOS.....	66
4.7	BALANÇO DE MASSA.....	66
4.8	QUADRO SÍNTESE DAS FASES E CONDIÇÕES OPERACIONAIS.....	67
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	69
5.1	CÂMARA DE DESSORÇÃO EM ESCALA DE DEMONSTRAÇÃO.....	69
5.1.1	Câmara de Dessorção simplificada.....	69
5.1.2	Controle de metano.....	70
5.1.3	Controle de Sulfeto de Hidrogênio.....	76
5.1.4	Resumo dos Resultados.....	83
5.1.5	Câmara de Dessorção com preenchimento.....	85
5.1.6	Controle de metano.....	86
5.1.7	Controle de Sulfeto de Hidrogênio.....	91
5.1.8	Resumo dos resultados.....	98
5.2	CÂMARA DE DESSORÇÃO EM ESCALA PILOTO.....	99
5.2.1	Controle de metano.....	100
5.2.2	Controle de Sulfeto de Hidrogênio.....	104
5.2.3	Resumo dos Resultados.....	109
6	CONCLUSÕES.....	111
6.1	OBJETIVO ESPECÍFICO 1.....	111
6.2	OBJETIVO ESPECÍFICO 2.....	112

6.3	OBJETIVO ESPECÍFICO 3	112
7	RECOMENDAÇÕES.....	112
8	REFERÊNCIAS	114

1 INTRODUÇÃO

As diversas características favoráveis, como baixa produção de sólidos, baixo consumo de energia, baixos custos de implantação e operação, conferem aos reatores anaeróbios uma grande aplicabilidade no tratamento de águas residuárias no Brasil. Ademais, as condições climáticas encontradas no cenário nacional são favoráveis para a degradação anaeróbia da matéria orgânica, sendo estas condições climáticas encontradas na maior parte do país e em quase todo o período anual. Desta forma, houve grande aceitação e disseminação de reatores anaeróbios, particularmente dos denominados *Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors* (UASB), conhecidos como Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (CHERNICHARO, 2007).

Embora a aplicação desta tecnologia para o tratamento de esgoto tenha se expandido nas últimas décadas, algumas limitações e restrições precisam ser resolvidas, em particular, a perspectiva do design, operação e gerenciamento dos sistemas que implantam reatores UASB, precisam de melhorias. Segundo Chernicharo *et al.* (2015), dentro destas expectativas de melhorias, algumas questões devem receber atenção mais cuidadosa, uma vez que:

- O metano produzido sai parcialmente dissolvido no efluente tratado, sendo considerado emissão de gás de efeito estufa, ademais, metano coletado muitas vezes não é utilizado para geração de energia.
- O sulfeto de hidrogênio, na sua grande parte, permanece dissolvidos no efluente tratado e pode se desprender ao longo das unidades seguintes da estação de tratamento de esgoto, causando problemas de odor, além de ser corrosivo e prejudicial para as instalações dentro da estação e ao seu entorno.

De fato, os compostos gasosos metano (CH_4) e sulfeto de hidrogênio (H_2S) necessitam de investigações, no contexto dos reatores UASB, com vistas a se buscar soluções para problemas recorrentes que vão contra o desenvolvimento da tecnologia. Assim, é interessante a busca pelo máximo potencial de produção de gás combustível que se pode esperar destes reatores e de algumas formas de incitar esse potencial combustível. Além disto, é imprescindível minimizar as emissões fugitivas do sistema, por sua vez, entraves inerentes ao H_2S , principalmente, formas de se minimizar os maus odores causados pela degradação anaeróbia (SOUZA, 2010).

Como possível solução para estes problemas, Souza (2010) propõe estruturas hidráulicas externas aos reatores UASB, as quais promovem a agitação do meio líquido e favorece o desprendimento dos gases dissolvidos, de forma controlada, dando uma destinação adequada para os mesmos.

Além disto, técnicas de separação de fases líquido-gás, provocadas pelo contato ar/líquido, vêm sendo testadas em efluentes de reatores anaeróbios. Em sua maioria, propõe controle desses gases em unidades específicas para promover a remoção tanto por desprendimento como pela oxidação bioquímica (SANTO, 2107). Outras tecnologias, com princípios semelhantes, vêm sendo estudadas como membranas desgaseificadoras e unidades de dessorção com configurações diferentes, a fim de aprimorar o desprendimento destes gases e em algumas delas, possibilitarem também o aproveitamento do metano recuperado.

Entretanto, segundo Santo (2017), as soluções para melhoria da qualidade do tratamento com a remoção de gases dissolvidos apresentam-se ainda em fase experimental, com evidentes lacunas e parâmetros para dimensionamento e operação pouco definidos e otimizados.

Desta forma, observando o contexto brasileiro e de países em desenvolvimento, deve-se buscar o desenvolvimento de técnicas de tratamento com baixos custos de implantação e de operação, e com boas eficiências de remoção desses gases que permanecem dissolvidos no efluente. Para isso, é importante aprofundar nos estudos que visam otimizar os efeitos de oxidação e transferência de massa entre fases líquido-gás, de modo a proporcionar a efetiva remoção dos gases dissolvidos e o controle dos gases residuais gerados.

Assim sendo, uma unidade de dessorção de gases dissolvidos vêm sendo desenvolvida no Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais (DESA-UFMG). Inicialmente, chamada de Caixa de Dissipação, foi pesquisada por Souza (2010), com 0,45 metros de altura de queda e 0,1 metros de diâmetro. Este estudo foi ponto inicial para outro estudo, iniciado em 2013, de outra unidade de dessorção, já denominada de Câmara de Dessorção (CD), com variação de altura de queda útil (0,5 metros e 1,0 metro), carga hidráulica superficial aplicada (CHS) e vazão de ar em relação a vazão de esgoto (rQ) (GLÓRIA, 2018). Posteriormente, Santo (2017), elevou a altura de queda da CD para 1,5 metros, além de inserir material de preenchimento para aumento da transferência de massa

entre fases líquido-gás em um estudo investigatório para recuperar o metano dissolvido em efluentes tratados de reatores UASB.

Com isto, o presente trabalho objetiva aprimorar os estudos já desenvolvidos, visando confirmação dos parâmetros de projeto e operação pré-estabelecidos pelos autores acima citados, buscando a ampliação de escala, sendo a Câmara de Dessorção projetada e instalada em um reator UASB em escala de demonstração, operando de maneira contínua.

Além disto, uma unidade de dessorção em escala piloto foi instalada no mesmo reator UASB, operando também todos os dias da semana, sem desligamento, desejando a recuperação do metano dissolvido. Desta maneira, a confirmação das rotinas operacionais é pretendida para melhor condição de recuperação do CH_4 e o seu posterior aproveitamento.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar a técnica de Câmara de Dessorção, operando continuamente, para remoção e recuperação de CH₄ e remoção de H₂S dissolvidos no efluente de reator UASB tratando esgoto doméstico.

2.2 Objetivos específicos

1. Avaliar a técnica de Câmara de Dessorção simplificada, em escala demonstração, para remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos;
2. Comparar o incremento de eficiência de remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos a partir do preenchimento da Câmara de Dessorção, em escala demonstração.
3. Avaliar a recuperação de metano dissolvido e remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido através da Câmara de Dessorção com preenchimento, em escala piloto.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Tratamento de esgoto doméstico e Reator UASB

3.1.1 Situação do esgoto doméstico no Brasil

Pesquisas realizadas no início dos anos 90, pela Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES) e pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) indicaram um quadro com condições precárias a que grande parte da população brasileira era exposta (BARROS *et al.* 1995).

Os dados referentes ao esgotamento sanitário eram, nos anos 90, bastante alarmantes, onde apenas 30% da população brasileira eram atendidas por redes coletoras de esgoto. O volume de esgoto tratado representava apenas 8% dos municípios do cenário nacional, e mesmo nestes casos, as estações de tratamento, em geral, atendiam apenas parcela da população. Além disto, problemas operacionais eram relatados com frequência e induziam a eficiências de tratamento reduzidas (BARROS *et al.* 1995).

Em 2008, a Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB, 2008), mostrou que apenas 30% do esgoto gerado no Brasil recebia algum tipo de tratamento. Sendo que 21% passava apenas pelo tratamento preliminar, 17% recebia o tratamento primário, 52% tratamento secundário e apenas 10% passavam pelo tratamento terciário.

Em 2013, as condições do saneamento no Brasil avançaram significativamente. Segundo o relatório divulgado pela Agência Nacional das Águas (ANA, 2013), quatro regiões hidrográficas apresentaram índice de coleta de esgoto acima de 60%: Paraná, Atlântico Leste, São Francisco e Atlântico Sudeste, contudo, são conhecidas pelo grande contingente populacional, pelo elevado desenvolvimento econômico e por um parque industrial significativo.

Segundo dados levantados pelo Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento – SNIS (BRASIL, 2019), em 2018 apenas 53,2 % dos municípios do território brasileiro são atendidos por rede de coleta de esgotos domésticos. Do esgoto coletado, apenas 74,5 % tiveram tratamento adequado.

Ademais, grande parte dos municípios de pequeno porte do País, onde a população residente é muito baixa, apresentam índices reduzidos de tratamento de esgoto. No entanto, cidades

localizadas nas regiões metropolitanas, cuja população urbana é grande, apresentam melhores condições de tratamento do efluente doméstico.

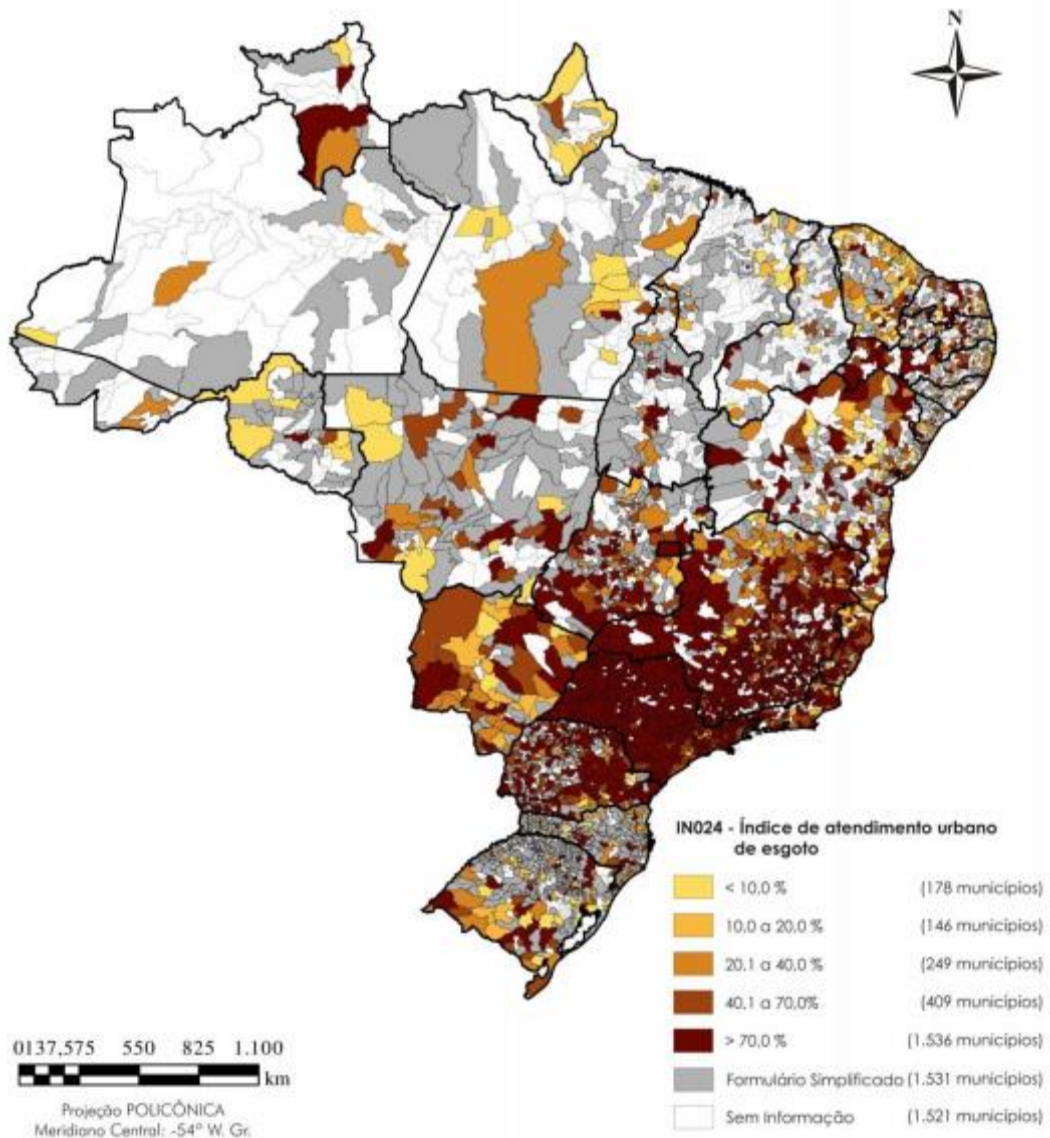


Figura 3.1 - Índice de atendimento urbano por rede coletora de esgotos dos municípios com prestadores de serviços participantes do SNIS em 2018

Fonte: BRASIL, 2019.

3.1.2 Uso de reatores UASB no tratamento de esgotos domésticos

O uso de reatores anaeróbios para tratamento de esgoto doméstico aumentou significativamente desde que os reatores UASB começaram a ser eficientemente aplicados para este propósito no início dos anos 80. Este aumento culminou em centenas de reatores UASB, ou unidades anaeróbias similares, utilizadas em sistemas domésticos de esgoto, particularmente em países em desenvolvimento nos anos 2000 (FORESTTI, 2002).

Segundo Chernicharo (2007), o aumento significativo é devido às inúmeras vantagens encontradas, principalmente nos requisitos de área, simplicidade e baixos custos de projeto, operação e manutenção. Os reatores UASB apresentam ainda algumas vantagens quando comparados com sistemas de tratamento aeróbio, sendo as principais delas o menor consumo de energia e a menor produção de lodo pelo sistema (VON SPERLING, 2001; CHERNICHARO, 2007).

Esses reatores trabalham com fluxo ascendente de esgoto através de uma camada de lodo, com concentração variável e decrescente ao longo da altura do reator, com elevada atividade microbiana. Pode ser dividido em três compartimentos: digestão, separador trifásico e decantação. O compartimento de digestão é composto pelo leito de lodo, ao fundo do reator, onde as partículas de sólidos são mais concentradas, com maior capacidade de sedimentação e degradação de matéria orgânica e, pela manta de lodo, onde as partículas de biomassa se apresentam um pouco mais dispersas, porém, ainda com capacidade de degradação de matéria orgânica (CAMPOS, 1999).

O fluxo ascendente do líquido e as bolhas de gases formadas, provenientes de reações anaeróbias, promovem a mistura, favorecendo o contato entre substrato e biomassa ao longo da zona de digestão do reator. O separador trifásico tem por finalidade separar a fase líquida, sólida e gasosa. Assim, após a digestão, o líquido, ainda com a presença de partículas de sólidos, se dirige para o compartimento de decantação, enquanto as bolhas de gases vão para o interior do separador trifásico. Portanto, o separador trifásico delimita a zona de decantação, região externa, da zona de gases, da região interna, permitindo assim a retenção do lodo e a recuperação do biogás, além da saída do efluente na parte superior do compartimento de decantação, com menor quantidade de sólidos em suspensão (VON SPERLING, 2001).

No reator UASB tratando esgoto doméstico, a maior parte da matéria orgânica biodegradável afluente é convertida em metano, cerca de 50% a 70%, saindo do reator na fase gasosa e dissolvido no efluente. Cerca de 5% a 15% do material orgânico é convertido em biomassa microbiana, que é retirado do sistema em forma do lodo excedente. O material não convertido em metano e outros gases, ou em biomassa, sai em forma de material não degradado (10% a 30%) junto ao efluente do sistema (CHERNICHARO, 2007). Desta forma, apesar de inúmeras vantagens, o desempenho da remoção da matéria orgânica pode ser observado como uma desvantagem, pois em muitas vezes não é suficiente para atender aos

padrões de lançamento, sendo necessário o emprego de um pós-tratamento (VON SPERLING, 2001).

3.2 Conceitos e princípios para estudo de gases

A aeração é uma operação unitária de fundamental importância em um grande número de processos de tratamento de esgotos. Quando o líquido está deficiente de um gás (oxigênio por exemplo), há uma tendência natural deste gás passar da fase gasosa para a fase líquida, seguindo o fluxo de transferência de massa da fase de onde se encontra em quantidade excedente para a fase onde a quantidade é deficiente (VON SPERLING, 2016). Já em reatores UASB, devido a degradação anaeróbia da matéria orgânica, o esgoto tratado possui gases, que em parte, permanecem dissolvidos no efluente destes reatores. Assim, em condições em que as concentrações destes compostos excedem as concentrações de saturação, os mesmos podem vir a ser liberados para a atmosfera, em condições de favorecimento ao desprendimento.

Isto posto, é clara a importância de se estudar os princípios da transferência de massa entre fases líquido-gás, visto que são necessárias as prevenções e controle dos desprendimentos dos gases em sistemas anaeróbios de tratamento de esgotos.

3.2.1 Lei de Henry e Lei Geral dos Gases

3.2.1.1 Lei de Henry

A constante da lei de Henry representa, para condições ambientais, o coeficiente do comportamento de um composto gasoso na água em contato com uma interface de atmosfera gasosa, quando as fases líquida e gasosa estão em equilíbrio termodinâmico. (STAUDINGER e ROBERTS, 1996).

Este equilíbrio termodinâmico é geralmente referido como a solubilidade ou concentração de saturação do gás no líquido. Desta forma, quanto maior a concentração do gás na fase gasosa, maior será a concentração de saturação na fase líquida (POPEL, 1979).

Assim, segundo CRITTENDEN *et al.* (2005), a concentração do gás na fase gasosa pode ser aproximada pela pressão parcial do composto na fase gasosa. Desta forma, a quantidade de qualquer gás que se dissolve em um dado volume de um líquido, a temperatura constante, é diretamente proporcional à pressão que o gás exerce acima do líquido (POPEL, 1979).

De acordo com a Equação 3.1

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

Na qual:

C_{equil} = concentração do gás dissolvido no líquido em equilíbrio (mg.L^{-1});

K_H = constante da Lei de Henry para gás em uma determinada temperatura ($\text{mg.L}^{-1}.\text{atm}^{-1}$);

$P_{\text{gás}}$ = pressão parcial do gás acima do líquido (atm).

A pressão parcial de um componente de mistura gasosa é a pressão que ele possuiria se estivesse sozinho, no mesmo volume e à mesma temperatura em que se encontra a mistura. Sendo então, a pressão total da mistura gasosa, a soma das pressões parciais de todos os compostos gasosos (PERUZZO, 2002).

A Equação 3.1 pode ser reescrita usando a fração molar de um gás na solução, sendo expressa a lei de Henry como (Equação 3.2):

$$p_A = K_{H'} \times X_A \quad p_A = K_{H'} \times X_A \quad (3.2)$$

Na qual:

p_A = pressão parcial do gás A na fase gasosa (atm);

X_A = fração molar do componente A na fase líquida (fração molar⁻¹);

$K_{H'}$ = constante da lei de Henry do componente gasoso em uma dada temperatura (atm.fração molar⁻¹).

Por conseguinte, a Tabela 3.1 indica os valores da constante de Henry para os compostos de metano e sulfeto de hidrogênio, para determinadas temperaturas.

Tabela 3.1 - Valores das constantes da lei Henry para CH₄ em H₂S dissolvidos em água

Temperatura (°C)	CH ₄		H ₂ S	
	K _H mg/L.atm	K _{H'} atm/fração molar	K _H mg/L.atm	K _{H'} atm/fração molar
0	39,7	22400	7048	268
5	34,3	25900	5996	315
10	29,9	29700	5147	367
15	26,4	33700	4465	423
20	23,6	37600	3911	483
25	21,5	41300	3466	545
30	19,8	44900	3102	609

Temperatura (°C)	CH ₄		H ₂ S	
	K _H mg/L.atm	K _H ' atm/fração molar	K _H mg/L.atm	K _H ' atm/fração molar
25	18,3	48600	2794	676
40	17,1	52000	2535	745
45	16,1	55100	2321	814
50	15,4	57700	2137	884

Fonte: Perry & Chilton (1973 *apud* SANTO, 2017)

Os valores da constante de Henry são válidos para água pura. Assim, quando existem outros constituintes no meio líquido, há uma tendência de existir uma alteração na solubilidade dos compostos gasosos (POPEL, 1979).

Desta forma, o entendimento das diferenças de solubilidade do metano e sulfeto de hidrogênio em esgotos domésticos pode auxiliar nos estudos relativos às técnicas de recuperação e tratamento destes gases.

3.2.1.2 Lei geral dos gases

A equação de um gás ideal foi estabelecida pela combinação de várias leis empíricas, como a Lei de Boyle e a Lei de Charles.

Lei de Boyle: para uma massa fixa de gás a uma dada temperatura constante, a pressão e o volume são inversamente proporcionais (PERUZZO, 2002);

Lei de Charles: a pressão de uma amostra gasosa, mantida a volume constante, é diretamente proporcional à temperatura na escala Kelvin; o volume de uma amostra gasosa, mantida à pressão constante, é diretamente proporcional à temperatura na escala Kelvin (PERUZZO, 2002).

Princípio de Avogrado: volumes iguais de dois gases, nas mesmas condições de pressão e temperatura, contêm igual número de moléculas (PERUZZO, 2002).

As observações empíricas destas leis podem ser combinadas em uma única expressão, conforme mostra a Equação 3.3.

$$PV = \text{constante} \times nT \quad (3.3)$$

Na qual:

P = pressão parcial do gás (atm);

V = volume do gás (litros);

n = número de mols;

T = Temperatura do gás (kelvin).

A constante de proporcionalidade, cujo valor experimentalmente determinado é o mesmo para todos os gases, é simbolizada por R e é chamada de constante dos gases ideais, assim, de acordo com a Equação 3.4.

$$PV = nRT \quad (3.4)$$

Na qual:

P = pressão parcial do gás (atm);

V = volume do gás (litros);

n = número de mols;

R = constante dos gases ideais (atm.litros.mol⁻¹.kelvin⁻¹), nestas unidades, R = 0,082 atm.litros.mol⁻¹.kelvin⁻¹;

T = Temperatura do gás (kelvin).

3.2.2 Lei da transferência de massas

3.2.2.1 Lei de Fick

A Lei de Fick é uma lei quantitativa que descreve diversos casos de difusão de matéria ou energia em um meio no qual inicialmente não existe equilíbrio químico ou térmico. Em situações nas quais existem gradientes de concentração de uma substância, se produz um fluxo de partículas que tende a homogeneizar a dissolução e uniformizar a concentração. Neste caso, as moléculas irão migrar no sentido e direção de maior concentração para menor concentração (CREMASCO, 2002).

Assim, o fluxo de um composto X que passa por um plano I, de área A, no sentido de Z, é definido pela Equação 3.5.

$$J_{X,Z} = -A \times D \times \frac{dC_x}{dz} \quad (3.5)$$

Na qual:

A = área através da qual a difusão ocorre (m²);

D = coeficiente de difusão molecular, depende da natureza da substância e do meio (m².s⁻¹);

dCx/dz = gradiente de concentração (g.m⁻³.m⁻¹).

O sinal negativo indica decréscimo da concentração do composto X com o sentido do fluxo e direção Z (CREMASCO, 2002).

3.2.2.2 Coeficientes de transferência de massa

Durante o processo de transferência de massa entre as fases líquido-gás, pode-se imaginar uma distribuição da concentração de gás em ambas as fases. Como já descrito anteriormente na Lei de Fick, o transporte de massa por unidade de tempo é proporcional à diferença de concentração entre as duas fases e à área de transporte do soluto (POPEL, 1979). À vista disto, a constante de proporcionalidade é indicada por k , sendo o fluxo de massa na interface dado pela Equação 3.6.

$$N = k \cdot A (C_i - C) \quad (3.6)$$

Na qual:

N = fluxo na interface (moles. s^{-1});

k = coeficiente de transferência de massa (m. s^{-1});

A = área de interface (m²);

C_i e C = concentrações na interface e na massa da solução respectivamente (moles.m⁻³).

3.2.2.3 Teoria dos dois filmes

A Figura 3.2 ilustra a situação na qual o soluto migra da fase líquida para a fase gasosa. Nesta teoria supõe-se que as fases estão situadas em filmes estagnados de espessuras δ_G e δ_L .

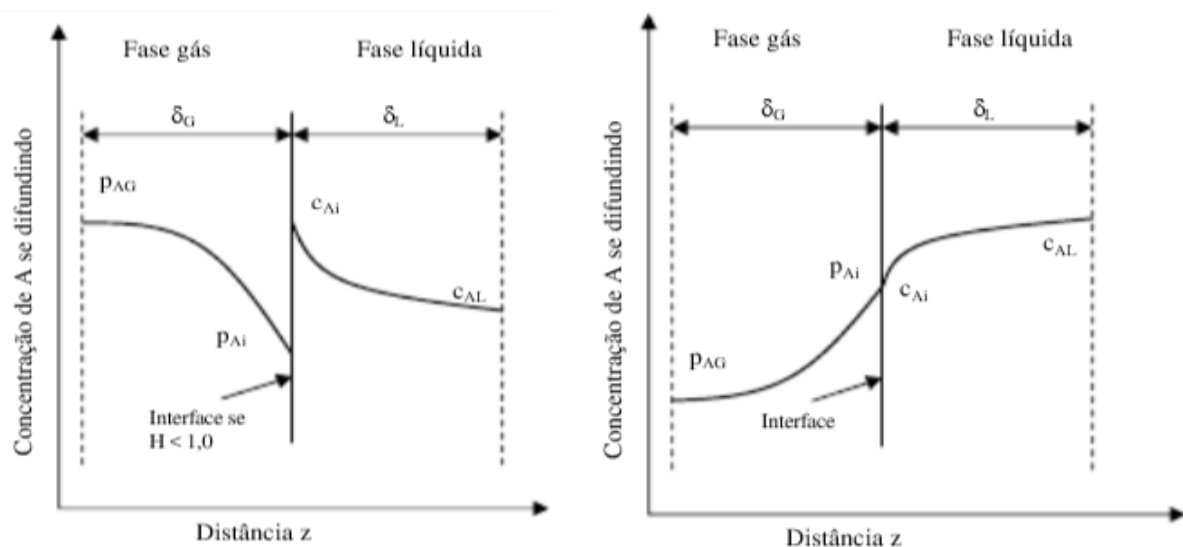


Figura 3.2 - Movimento do soluto através de duas fases

Fonte: CREMASCO (2002)

O fluxo global da fase gasosa dado em função de pressão parcial, Equação 3.7.

$$N_{AZ} = k_G \times (p_{AG} - p_{Ai}) \quad (3.7)$$

Onde, p_{AG} é a pressão parcial do composto na fase gasosa e p_{Ai} é a pressão parcial na interface da fase gasosa.

Na fase líquida, o fluxo global de A é descrito em função da sua de sua concentração, as quais são postas respectivamente, de acordo com as Equações 3.8.

$$N_{AZ} = k_L \times (C_{Ai} - C_{AL}) \quad (3.8)$$

Onde, c_{Ai} é a concentração do composto na interface da fase líquida e c_{AL} é a concentração do composto na fase líquida.

Portanto, os coeficientes k_L e k_G são denominados de coeficientes individuais de transferência de massa. O termo individual é devido aos coeficientes estarem relacionados à resistência específica de uma fase ao transporte do soluto: $1/k_L$ refere-se à resistência individual ao transporte do soluto A na fase líquida, enquanto $1/k_G$ associa-se à resistência individual ao transporte de A para a fase gasosa.

Desta maneira, o soluto migra do seio da fase líquida até a interface com o fluxo dado. Existe assim, a resistência individual, $1/k_L$. Depois, o soluto migra da interface até o seio da fase gasosa, com resistência ao transporte igual a $1/k_G$. Por conseguinte, os dois filmes oferecem, cada qual em separado, resistências ao transporte do soluto de uma fase em direção a outra. O soluto deve vencer a resistência ao movimento em ambas as fases para que ocorra a separação. A teoria dos filmes, contudo, considera que a interface não oferece resistência ao transporte do soluto por estar em equilíbrio termodinâmico de fases (CREMASCO, 2002).

Assim sendo, o fluxo de massa de uma fase é igual ao fluxo de massa na outra fase, portanto:

$$N_{AZ} = k_G \cdot (p_{AG} - p_{Ai}) = - k_L \cdot (C_{Ai} - C_{AL}), \text{ logo}$$

$$- k_L / k_G = (p_{AG} - p_{Ai}) / (C_{Ai} - C_{AL});$$

De acordo com Cremasco (2002), é difícil medir fisicamente a pressão parcial e a concentração na interface. Com isso, é conveniente empregar os coeficientes globais, baseado na força direcional global entre as composições do meio, p_{AG} e C_{AL} .

$$N_A = K_G \cdot (p_{AG} - p^*_A)$$

Onde K_G é o coeficiente de transferência de massa global, baseado na força direcional da pressão parcial na fase gasosa, sendo os moles do composto A transferido dividido pelo tempo, área interfacial e pressão. Já p_{AG} é a pressão parcial do composto na fase gasosa e p^*_A é a pressão parcial de A em equilíbrio com a concentração do composto A na fase líquida (c_{AL}).

$$N_A = K_L \cdot (c^*_A - c_{AL})$$

Onde K_L é o coeficiente de transferência de massa global, baseado na força direcional da concentração na fase líquida, sendo os moles do composto A transferido dividido pelo tempo, área interfacial e moles por volume. Já c_{AL} é a concentração do composto na fase líquida e c^*_A é a concentração do composto A em equilíbrio p_{AG} .

Assim sendo, a resistência na fase gasosa em relação a resistência global em ambas as fases é igual $1/k_G$ dividido por $1/K_G$. Da mesma forma, a resistência na fase líquida em relação a resistência total em ambas as fases é $1/k_L$ dividido por $1/K_L$. A relação entre os coeficientes global e os coeficientes da fase individual é descrito pela equação a seguir:

$p_{Ai} = m \cdot c_{Ai}$, onde m é igual H , constante da lei de Henry para baixas concentrações.

A partir das equações descritas, tem-se que:

$$1/K_G = 1/k_G + m/k_L, \text{ e}$$

$$1/K_L = 1/m \cdot k_G + 1/k_L;$$

Isto posto, se um composto é bastante solúvel, m é pequeno e $K_G = k_G$, assim, a resistência da fase gasosa controla o processo de transferência.

Por outro lado, se o composto é pouco solúvel, m é grande e $K_L = k_L$, fase gasosa pode ser desprezada e a transferência de massa é controlada pela resistência da fase líquida.

Desta forma, as transferências de gases, é um fenômeno físico, onde as moléculas de um gás se movimentam entre as fases líquida e gasosa através da interface líquido-gás. Esta troca

resulta no aumento da concentração do gás na fase líquida quando esta fase não está saturada (absorção), nas condições adequadas de pressão e temperatura, e decresce quando a fase líquida está supersaturada (dessorção) (POPEL, 1979).

3.3 Formação dos Gases em Reatores UASB: CH₄ e H₂S

A degradação da matéria orgânica em ambientes anaeróbios ocorre por processos metabólicos de fermentação e respiração. Na fermentação, a matéria orgânica é oxidada na ausência de acceptor final de elétrons, já na respiração, são utilizados aceptores de elétrons inorgânicos, como nitrato, sulfato e dióxido de carbono (CHERNICHARO, 2007).

Desta forma, quando não há a presença de oxigênio, nitrato e sulfato a remoção da matéria orgânica se dá através da fermentação e da formação de metano como produto final da degradação. Assim, a digestão anaeróbia envolve processos metabólicos complexos e ocorrem em etapas sequenciais, através de bactérias fermentativas (ou acidogênicas), bactérias acetgênicas e microrganismos metanogênicos (CHERNICHARO, 2007). Além da formação do metano, outros gases são formados na degradação anaeróbia, como o dióxido de carbono, sulfeto de hidrogênio, nitrogênio e monóxido de carbono.

No reator UASB em operação, a mistura gasosa na forma de bolhas geradas, quando devidamente direcionada para o separador trifásico, constitui o biogás canalizado. Sua composição varia de acordo com as características do material digerido e das condições do processo (NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, J, 2006). Fernandes Neto *et al.* (2013) avaliaram a produção de biogás em estações de tratamento de esgoto doméstico por reatores UASB e verificaram que a produção de biogás é diretamente influenciada pela vazão de entrada na estação e pela remoção de matéria orgânica.

Embora o biogás produzido em reatores UASB tratando esgotos domésticos geralmente apresente alto teor de metano (60% a 75%) e sulfeto de hidrogênio (1200 ppm a 2000 ppm), quantidades significativas dos produtos gasosos permanecem dissolvidas na fase líquida e, portanto, podem ser liberadas com o efluente final ou por outras vias (NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, J, 2006; SOUZA, 2010). De fato, a produção de biogás em um reator anaeróbio só ocorre quando os constituintes gasosos na fase líquida excedem as concentrações de saturação (CHERNICHARO, 2007).

Ademais, vários fatores podem influenciar na quantidade dos gases formados e na sua permanência dissolvido no meio líquido, como o tempo de detenção hidráulica do reator, temperatura e também as características construtivas dos reatores (NELTING *et al.* 2017; SOUZA, 2010).

3.3.1 Metano

Devido a impossibilidade de microrganismos poderem assimilar diretamente os compostos orgânicos complexos, exoenzimas são excretadas pelas bactérias para que o material particulado possa ser fragmentado em compostos orgânicos mais simples e sejam absorvidos pelas bactérias. Neste processo de hidrólise, proteínas se convertem em aminoácidos, carboidratos em açúcares e lipídios em ácidos graxos de longa cadeia de carbono (CHERNICHARO, 2007).

A partir destes produtos formados pela hidrólise, bactérias fermentativas metabolizam estes compostos orgânicos mais simples e excretam substâncias como ácidos graxos voláteis, álcoois e ácido láctico e compostos inorgânicos como gás carbônico, hidrogênio, amônia e novas células bacterianas (CHERNICHARO, 2007).

As bactérias acetogênicas são responsáveis pela oxidação de compostos orgânicos intermediários, como propionato e butirato, em substrato apropriado para os mecanismos metanogênicos, como acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. (CHERNICHARO 2007).

A metanogênese é a última etapa do processo de degradação anaeróbia de compostos orgânicos, sendo feita por arqueias metanogênicas, resultando como produto final, gás carbônico e metano. Pode ocorrer por duas vias: a acetogênica e a hidrogenotrófica. A via acetoclástica é responsável pela formação de cerca de 60 a 70% de toda a produção de metano (CHERNICHARO, 2007; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

O gás metano (CH₄) é um gás de elevado poder calorífico, de forma que, quando este gás é perdido para a atmosfera, pode ser considerado como perda de potencial energético e um agravante para o gerenciamento adequado de subprodutos gerados em estações de tratamento de esgoto.

3.3.2 Sulfeto de hidrogênio

A atividade microbiana relacionada ao tratamento de esgotos pode levar à formação de diversos compostos que possuem maus odores, como o gás sulfídrico, as mercaptanas, a amônia, os ácidos graxos voláteis, os álcoois, entre outros. Dentre eles, o principal é o sulfeto de hidrogênio (H_2S) que é um gás incolor, inflamável e apresenta odor semelhante ao de ovo podre (CHERNICHARO, 2007).

A rota metabólica envolvida na digestão anaeróbia que leva à formação de sulfeto de hidrogênio é a sulfetogênese. Neste processo de redução, sulfatos, sulfitos e outros compostos de enxofre são reduzidos a sulfeto, ou seja, são aceptores de elétrons no processo de oxidação dos compostos orgânicos, através das bactérias denominadas sulfato-redutoras. As bactérias sulfato-redutoras utilizam vários substratos como ácidos graxos voláteis, metanol, etanol, hidrogênio, ácidos aromáticos, compostos fenólicos, aminoácidos, glicerol, açucars, etc (CHERNICHARO, 2007).

Ainda segundo Chernicharo (2007), a formação dos sulfetos em reatores anaeróbios depende de diversos fatores, como pH, temperatura do meio, concentração de compostos de enxofre no afluente, além da competição entre arqueias metanogênicas e bactérias redutoras de sulfato.

O pH, por exemplo, influência nas concentrações de H_2S da seguinte forma: quando for menor que 5, praticamente todos os sulfetos estão como H_2S e em equilíbrio com a fase gasosa; quando o pH for maior que 10, sulfetos estão totalmente dissolvidos e ionizados como HS^- e S^{2-} . Com o pH em torno de 7, valor operacional comum em tratamento anaeróbio de esgoto doméstico, H_2S e HS^- estão presentes na solução em uma relação igual, com 50% de cada (CHERNICHARO, 2007; NOYOLA; MORGANSAGASTUME; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, 2006).

3.3.3 Emissões fugitivas em Reatores UASB e controle de emissões gasosas

Quando os gases gerados pela da degradação anaeróbia são direcionados para o separador trifásico, é constituído o biogás, que deixa o reator de forma controlada, necessitando de um tratamento para não danificar (por corrosão) os equipamentos de aproveitamento de energia, devido à presença de sulfeto de hidrogênio (CHERNICHARO, 2007). Entretanto, quando estes gases permanecem dissolvidos no meio líquido podem representar emissões fugitivas, se desprendendo do líquido para fase gasosa de maneira descontrolada e, portanto, indesejável.

A quantificação do metano no biogás é importante para o seu aproveitamento energético. Por outro lado, Souza (2010) indica que a quantidade de metano perdido dissolvido no efluente líquido do reator UASB é significativa, podendo variar de 36 a 41% do total de metano gerado em reator UASB no tratamento de esgoto doméstico. Estima-se que, devido a essas perdas, a presença de metano na fase gasosa é bem menor que a prevista em considerações estequiométricas, podendo as perdas estarem na faixa de 20 a 50% da produção teórica de metano (CHERNICHARO *et al.*, 2015; MATSUURA *et al.*, 2015).

Em outro trabalho, realizado por Matsuura *et al.* (2015), em um reator UASB escala piloto, de 155 L, tratando esgoto doméstico, com DQO afluente entre 200-500 mg.L⁻¹, e temperatura ambiente entre 10-28 °C, a parcela de metano que permaneceu dissolvido no efluente variou entre 46-68% do total de metano produzido, dependendo da temperatura. Bandara *et al.* (2012) também confirmaram a influência da temperatura na concentração de metano dissolvido no efluente.

Segundo Matsuura *et al.* (2015) a quantidade de metano dissolvido no efluente depende ainda da pressão parcial de metano no biogás e seu grau de supersaturação no meio líquido.

Neste sentido, Nelting *et al.* (2017) verificaram a influência da pressão parcial do metano na fase gasosa, nas concentrações de metano dissolvido no efluente. Os autores realizaram um estudo utilizando dois reatores UASB com as mesmas configurações de projeto, sendo um deles com a parte superior fechada e outro com a parte superior aberta para a atmosfera. Os autores relataram o aumento de 37% nas concentrações de metano dissolvido dos reatores fechados quando comparados aos reatores com a parte superior aberta, isto devido a influência da pressão parcial do gás dentro do reator. Ademais, afirmaram que, para o mesmo TDH e para temperaturas diferentes, as concentrações de metano dissolvido foram maiores a 20°C do que a 25°C.

Além disto, cabe ressaltar que o CH₄ é um importante gás de efeito estufa, tendo um potencial de aquecimento global cerca de 25 vezes maior do que o CO₂ (IPCC, 2007). Segundo Daelman *et al.* (2013), em uma estação de tratamento de esgoto, a emissão de metano é ligeiramente maior que a emissão indireta de CO₂ relacionada ao consumo de eletricidade e gás natural na planta. Ademais, segundo o IPCC (2014), o metano representa cerca de 16% de todas as emissões dos gases de efeito estufa no mundo.

Já para o H_2S , que tem alta solubilidade, dada pela constante da Lei de Henry, grande parcela pode permanecer dissolvido no meio líquido e pode provocar emissões fugitivas para atmosfera, sendo inicialmente liberados no compartimento de decantação, quando não são cobertos, além de ocasionar problemas de corrosão e incômodos a população ao redor das estações de tratamento devido aos maus odores. Ademais, outros pontos de emissões fugitivas são ao longo da condução do efluente tratado, onde gases dissolvidos se desprendem para atmosfera devido a turbulências a partir do seu lançamento.

Assim, segundo Glória *et al.* (2016) as emissões fugitivas ocorrem em locais nos quais se promovem a agitação do líquido, com posterior exalação para a atmosfera. Como exemplo, nas estações de tratamento de esgoto, tem-se as caixas de passagem, os reatores UASB que não são fechados na parte superior e unidades de pós-tratamentos concebidas em tanques abertos.

A partir desta necessidade, o gerenciamento adequado para o controle das emissões fugitivas deve contar também com técnicas para prevenção e correção das emissões indesejadas. Ademais, legislações são essenciais para maiores investimentos e pesquisas visando o controle de lançamentos de compostos para atmosfera. Apesar do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) ter publicado uma resolução sobre padrões de qualidade de ar (CONAMA Nº 003/1990), poluentes como metano, sulfeto de hidrogênio, dióxido de carbono, amônio e óxido nitroso não possuem padrões de emissão estabelecidos e controlados (METCALF; EDDY, 2016).

Souza, Chernicharo e Melo (2012) observaram reduções maiores do que 60% de metano e 80% de sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente tratado de reatores UASB depois de atravessar estruturas hidráulicas de descarga, em grande parte devido a turbulência, causando emissões para a atmosfera. Isso indica que o CH_4 dissolvido e o H_2S dissolvido podem possivelmente ser inteiramente liberados do efluente no caso de tubulações de descarga mais turbulentas ou longas, e isso chama a atenção para o projeto apropriado dessas estruturas de descarga.

Desta forma, estruturas de queda que promovam a turbulências controlada podem ser uma tecnologia para remoção dos gases dissolvidos em efluentes de reatores UASB. Um arranjo mais simples destas estruturas seria a Câmara de Dessorção (CD) simplificada. O esgoto entra

na parte superior da CD ao passo que uma corrente de ar é inserida na parte inferior da câmara. Além disto, é determinada uma altura de queda útil que permite o contato entre as fases líquido e gasosa para a dessorção dos gases dissolvidos. Contudo, a remoção destes gases gera um subproduto gasoso, denominado gás residual. Devido ao fluxo de ar necessário, o gás residual gerado pode conter baixas concentrações de metano, não podendo assim, ser queimado. Assim uma destinação adequada deve ser tomada, como o uso de biofiltros para o tratamento deste gás contendo CH_4 e H_2S .

Além da Câmara de Dessorção simplificada, pode-se optar pela CD com pratos, CD com *spray* ou a CD com preenchimento. Esta última, pode ser operada com baixas pressões de ar inserido e gerar um gás residual com maior concentração de CH_4 , visando o aproveitamento do gás residual gerado.

Além do uso da CD, tecnologias como membranas desgaseificadoras e filtros biológicos estão disponíveis no mercado para o tratamento dos gases dissolvidos. Contudo, para a escolha da tecnologia do tratamento destes gases deve ser observada os custos de implantação e operação, simplicidade operacional, possibilidade de aproveitamento do gás residual e eficiência de remoção desejada, uma vez que outras alternativas podem ser utilizadas para este processo.

3.4 Remoção de gases dissolvidos – unidades desgaseificadoras

3.4.1 Membranas, *stripping*, filtro biológico

Membranas Desgaseificadoras

Membranas desgaseificadoras ainda não são comercialmente muito difundidas para sistemas anaeróbios em geral, entretanto, a tecnologia vem ganhando espaço, principalmente quando o objetivo é a recuperação do metano dissolvido em efluente tratados por reatores UASB (COOKNEY *et. al*, 2016). Em termos de eficiência, Cookney *et. al* (2016) indicaram que houve até 99% de eficiência de remoção de CH_4 dissolvido com tempos de retenção entre 1,5 e 12,5 segundos.

Esta alta eficiência de remoção de gases dissolvidos é devido a elevada área superficial específica, cerca de $4600 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$, imposta por meio de fibras bastante compactadas. Esta condição permite baixas relações entre vazão de ar e vazão de esgoto para a dessorção do

metano dissolvido, o que reduz a necessidade de energia para a recuperação deste composto (HEILE *et. al*, 2017).

Quando esta tecnologia é introduzida após efluentes de sistemas de tratamentos de águas residuárias complexas, a qualidade da água e alterações da superfície dos poros devido ao umedecimento, podem influenciar negativamente a transferência de massa no processo (COOKNEY *et. al*, 2012), podendo ser usadas membranas não porosas, produzidas a partir de polímeros, quando o objetivo principal é a remoção de gases dissolvidos que dependem diretamente dessa eficiência de transferência de massas (HEILE *et.al*, 2017).

Bandara *et. al* (2011), utilizaram uma membrana feita de polietileno para remoção de metano dissolvido de efluentes de reatores UASB tratando esgoto sintético. Os autores pesquisaram a recuperação de metano dissolvido pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistema trabalhando a vácuo. Em seu estudo, os autores ressaltaram uma concentração de metano na fase gasosa menor do que a esperada, de 22%. O resultado encontrado foi devido a entrada de ar na linha de coleta do gás residual.

Contudo, neste estudo, o tempo de detenção hidráulica foi de 9,2 horas para a desgaseificação da fase líquida. Este tempo de residência passa a ser necessário para compensar a menor permeabilidade do gás através da membrana não porosa.

Além disto, filtração a montante é indispensável para evitar o entupimento dos interstícios da unidade desgaseificadora, diminuindo a necessidade do aumento de pressão na fase líquida e redução da produtividade (HEILE *et.al*, 2017).

Em outro trabalho, Cookney *et. al* (2016) reduziram a área superficial específica, a fim de aumentar o tamanho dos poros dentro da membrana, tentando evitar entupimentos e, conseqüentemente, a pré-filtração. Embora os autores tenham obtido sucesso neste objetivo, a redução da área de interface prejudica a competitividade econômica e operacional contra tecnologias convencionais, e é proposto que os sistemas com membranas sejam mais atraentes quando combinados com pré-filtração a montante (HEILE *et.al*, 2017).

Stripping

No sistema de aeração por *stripping*, ar comprimido geralmente é introduzido através de membranas, pratos ou tubos porosos no fundo da unidade de remoção de gases dissolvidos (Figura 3.3). Esse sistema geralmente precisa da instalação de filtros para remoção de partículas na fase gasosa, uma vez que o ar comprimido é incorporado no sistema através de poros muito finos (CRITTENDEN *et al.*, 2005). Desta forma, a maioria dos sistemas de aeração que utilizam dispersores na base da unidade de dessorção, exercem alta pressão de gás, embora quando implantados em sistemas abertos, as perdas de pressão na fase líquida sejam desprezíveis (HEILE *et.al*, 2017). Ademais, a área interfacial para a transferência de massa depende do número e tamanho das bolhas, e uma mudança na taxa de fluxo da fase gasosa, afetará significativamente a transferência de massa.

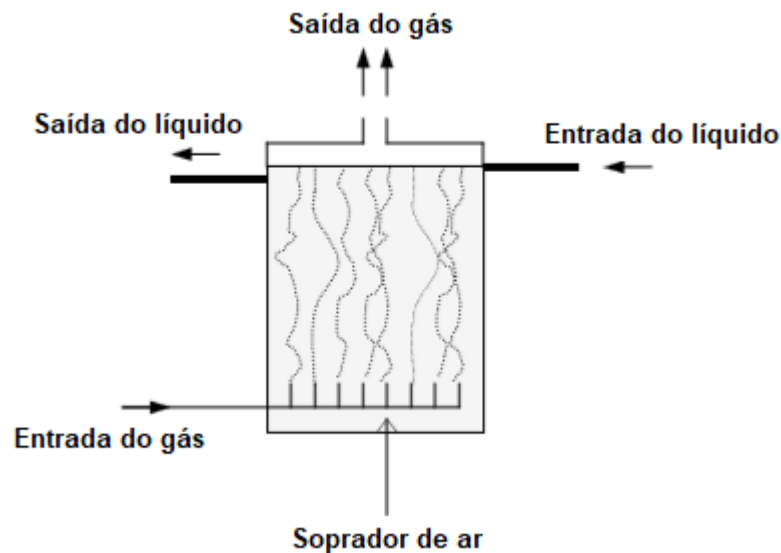


Figura 3.3 - Unidade de dessorção com *stripping*

Fonte: Brown (2006)

No entanto, uma combinação de tempos curtos de permanência de bolhas e resistência à transferência de massa demanda grandes relações entre vazão de ar e vazão de esgoto (rQ), para alcançar eficiências de remoção análogas às colunas com preenchimento (BILELLO, 1986). Desta forma, quando são necessárias elevadas eficiências de remoção de gases dissolvidos, geralmente não é recomendado o uso do *stripping* (KAVANAUGH, TRUSSELL, 1981; BROWN, 2006). Segundo Crittenden *et al.* (2005), sistemas com aeradores são ideais quando as eficiências de remoção pretendidas não são elevadas ou os compostos dissolvidos tem pouca afinidade com a fase líquida (são voláteis de acordo com a constante de Henry).

Outra possibilidade do uso do *stripping* para a remoção dos gases dissolvidos é a utilização desta técnica dentro do reator UASB, na zona de decantação do mesmo. Glória *et al.* (2016) inseriram quatro difusores na zona de decantação do reator anaeróbio em escala piloto (356 litros) com vazão de 48 L.hora⁻¹ para avaliar a remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos. Em duas etapas de avaliação, foi inserido ar atmosférico através de duas bombas peristálticas, com vazão total de 13,6 L.min⁻¹ (etapa 1) e de 6,3 L.min⁻¹ (etapa 2). Além disto, foi instalada uma tampa de acrílico no topo do reator para confinar o gás residual gerado e permitir a coleta e controle deste gás através de um ponto de convergência na peça.

Segundo os autores a eficiência média de remoção para o CH₄ dissolvido foi de 38% para a primeira etapa e de 41% para a segunda etapa. Já para o H₂S, as eficiências de remoção foram de 59% e 32% para as etapas 1 e 2 respectivamente.

De acordo com Glória *et al.* (2016), apesar da técnica de *stripping* não apresentar eficiências de remoções elevadas, pode ainda ser vantajosa, uma vez que não é necessário a confecção e instalação de uma unidade posterior para o tratamento, mesmo que parcial, dos gases dissolvidos.

Filtros Biológicos

Inicialmente, o reator *Down-flow Hanging Sponge* (DHS) foi desenvolvido para o polimento de efluentes tratados por reatores anaeróbios (MATSUURA *et al.*, 2010). O reator DHS possui esponja de poliuretano para retenção de biomassa. O esgoto é gotejado no topo do reator e a remoção dos contaminantes é feita por microrganismos retidos tanto dentro, quanto fora da esponja, enquanto o líquido flui verticalmente pelo DHS. Como o meio suporte do reator DHS não é submerso, a aeração é natural, não necessitando aeração externa ou gasto de energia com esta demanda (UEMURA *et al.*, 2000).

Isto posto, Hatamoto *et al.* (2010) utilizaram um aparato, ainda em escala de bancada, no qual estudaram o tratamento de um efluente rico em gases dissolvidos em um reator com DHS fechado. Com aplicação do efluente a partir do topo desse reator, em fluxo concorrente de ar à baixa relação entre vazões ar/líquido (rQ), foram alcançadas reduções de metano dissolvido na ordem de 60% a 95%, no caso de menores cargas hidráulicas superficiais (CHS). Em uma iniciativa de ampliação de escala, utilizando efluente de UASB piloto, Matsuura *et al.* (2015) aplicaram baixa rQ (1,0 – 1,7) fluxo em contracorrente para recuperar mais de 90% do metano

para o gás residual, trabalhando efetivamente como filtro biológico percolador. Com baixa CHS ($0,0075 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$), os autores aplicaram o efluente remanescente em outro reator de espuma de poliuretano, desta vez com rQ elevada (11,0) também em fluxo contracorrente, para remover biologicamente quase todo o metano remanescente da fase líquida.

A remoção, além da recuperação, referida por esses pesquisadores (Hatamoto *et al.*, 2010; Bandara *et al.*, 2011; Matsuura *et al.*, 2015), trata-se da conversão do metano por processo de oxidação biológica.

3.4.2 Estruturas com queda d'água

Na maioria das operações em engenharia sanitária envolvendo transferência de gases, a fase gasosa é o próprio ar atmosférico e, no caso de tratamento de águas residuárias, a fase líquida é representada pelo esgoto. Esta transferência de gás é provocada por meio do contato entre ar e esgoto, por aeração. Os objetivos de aeração e transferência de gás cobrem uma ampla gama e, portanto, é aplicado a várias operações, como a remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos (POPEL, 1979).

Rahmé *et. al.* (1997) realizaram um trabalho que teve como objetivo melhorar o conhecimento existente relacionado à remoção de compostos orgânicos voláteis em estruturas de queda fechada. Especificamente para identificar os parâmetros físicos importantes que influenciam a transferência de oxigênio nestas estruturas e determinar influência da vazão de esgoto, altura de queda, taxa de ventilação em emissões de COVs em estruturas de queda.

Além destes parâmetros citados por Rahmé *et. al.* (1997), o princípio de transferência de massa entre fases em estruturas de queda depende do coeficiente de transferência de massa, da força motriz de extração e da área superficial disponível para transferência (MONTGOMERY, 1985).

Segundo Rahmé *et. al.* (1997), a altura de queda é o parâmetro com maior influência na absorção de oxigênio. Além da altura, os coeficientes de solubilidade da Lei de Henry também têm fortes influência na dessorção dos COVs. Ademais, a área disponível para a transferência entre fases é um importante conceito, já que a taxa de transferência de massa pode aumentar linearmente com o aumento de área (CRITTENDEN *et al.*, 2005).

A transferência de massa entre fases líquido-gás é comumente descrita pelo modelo abaixo:

$$R = K_L (C_1 - C_g \cdot H_c^{-1}) \cdot A$$

O termo entre parênteses é a fração representada pela força motriz. O termo $C_g \cdot H_c^{-1}$ representa qual seria a concentração de um produto químico no líquido, se estivesse em equilíbrio com a concentração existente na fase gasosa desse produto químico. Se a vazão (Q) for muito superior a este termo, como pode ser o caso de um esgoto bem ventilado ou altamente volátil (de acordo com a constante de Henry), o esgoto se aproximará de uma condição de “ventilação infinita”, com potencial significativo de volatilização. Se Q for próxima a $C_g \cdot H_c^{-1}$, o sistema é considerado em equilíbrio químico e a volatilização é suprimida. Finalmente, se $C_g \cdot H_c^{-1}$ for significativamente maior do que Q, ocorrerá absorção do composto pelo meio líquido (CORSI e QUIGLEY, 1996).

3.5 Câmara de Dessorção

3.5.1 Câmara de Dessorção de pratos, *spray* e vácuo

Câmara de Dessorção de pratos

Câmara de Dessorção (CD) de pratos são comumente utilizadas quando uma remoção em alto grau é desejada ou os compostos tem maior afinidade pela água, isto é, são menos voláteis de acordo com a constante de Henry, como por exemplo, sulfeto de hidrogênio e dióxido de carbono (CRITTENDEN *et al.*, 2005; FAVORODE, 2012). Além disto, Crittenden *et al.* (2005) relatam que o uso desta tecnologia também pode ser adequado para remoção de compostos de carbono orgânico voláteis (COVs).

Desta forma, a CD de pratos consiste em uma torre cilíndrica onde o líquido entra em contato com o gás através de uma série de placas horizontais, distantes igualmente uma das outras, como apresentado na Figura 3.4. O esgoto é distribuído na parte superior da Câmara de Dessorção de pratos, enquanto o gás é inserido na parte inferior, gerando um fluxo contracorrente. Cada placa possui múltiplos orifícios, em que o contato entre fases líquido-gás é favorecido pela coluna de esgoto que é mantida em cada prato (BROWN, 2006).

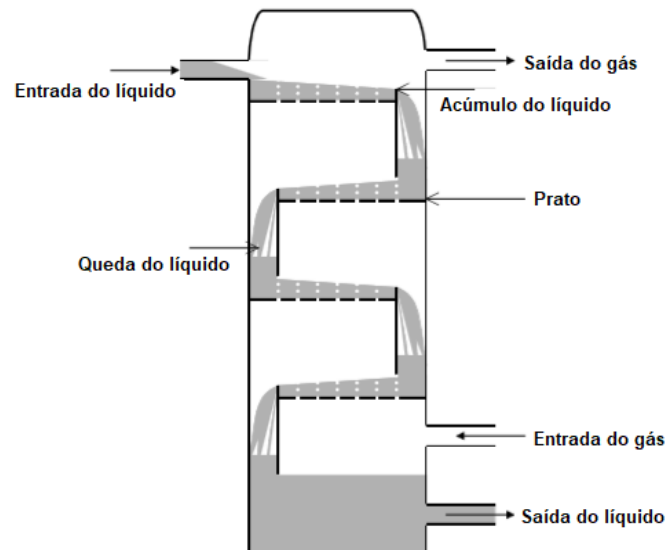


Figura 3.4 - Câmara de Dessorção de pratos
Fonte: Brown (2006)

A fase líquida em cada placa é considerada totalmente misturada. Ademais a CD de pratos opera em uma configuração de estágios contracorrente, como uma cascata, isto permite altas taxas de transferência de massa. Uma das vantagens da unidade de dessorção em pratos, quando operada corretamente, é que ela previne mais do que as outras unidades de dessorção que o gás contaminado com o composto que antes estava dissolvido permaneça na câmara sem contribuir para a transferência de massa ou se misture novamente com a fase líquida (BROWN, 2006).

Outra vantagem é que a altura do processo é restrita, uma vez que a eficiência de remoção dos gases dissolvidos é mais controlada pelo comprimento e pela largura das placas do que pela altura total do processo (HEILE *et. al*, 2017).

Contudo, devido a passagem do fluxo de gás por entre os orifícios em cada bandeja, há uma queda de pressão na fase gasosa. A queda de pressão para esta fase geralmente é maior na Câmara de Dessorção de pratos do que na CD preenchida. Desta forma, a necessidade de manter a pressão de operação dentro da CD, contribui para maior gasto energético. Isto posto, em contraste com a situação em uma CD preenchida, onde a unidade é essencialmente funcional para fluxos de gás mais baixos, a unidade de dessorção com placas torna-se inoperável para estas condições de exaustão (BOWN, 2006).

Torre de spray

Em sistemas de tratamento de esgotos doméstico, o efluente tratado que é introduzido em Câmara de Dessorção com *spray* (Figura 3.5) é distribuído na unidade de dessorção através de pequenos bicos que induzem a formação de gotículas para criar área superficial específica significativa (HEILE *et. al*, 2017). A fase gasosa é introduzida na parte inferior da coluna de dessorção gerando um fluxo contracorrente com a fase líquida.

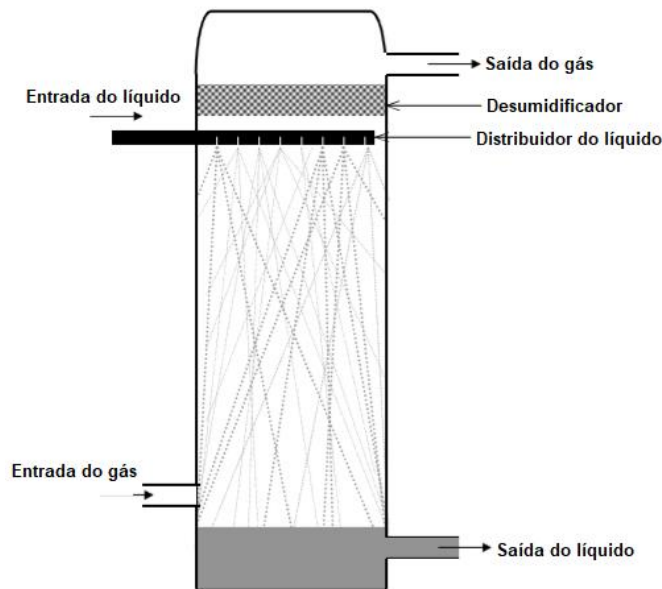


Figura 3.5 - Câmara de Dessorção com spray
Fonte: Brown (2006)

Devido ao sistema de distribuição da torre em *spray*, altas pressões são necessárias para o líquido passar pelos orifícios e formar as gotículas e proporcionar maior área superficial para o contato líquido-gás. Além disto, a transferência de massa também depende da altura de queda, velocidade da gota e orientação do bico (HEILE *et. al*, 2017).

Entretanto, essa área interfacial para a transferência de massa entre as fases é reduzida, devido ao baixo efeito de mistura, assim, o desempenho global de transferência de massa de Torres de Spray é considerado baixo (Brown, 2006).

Em geral, o sistema não é adequado para altos fluxos de líquido devido ao grande consumo de energia no sistema de distribuição das gotículas, além do grande diâmetro requerido devido à dificuldade em controlar a pulverização da fase líquida (BROWN, 2006).

Câmara de Dessorção a vácuo

A fim de incrementar a dessorção dos gases dissolvidos em efluentes tratados de reatores anaeróbios uma alternativa é alterar a força motriz, que depende da concentração do composto na fase gasosa e da constante da Lei de Henry de cada gás dissolvido (BILELLO e SINGLEY, 1986). Conkley *et al.* (2016) relatam o uso de um sistema a vácuo para melhorar o pós-tratamento do lodo gerado a partir da remoção de nitrogênio. Ainda segundo os autores, a queda de pressão, o perfil da mistura e a área interfacial disponível para a troca de gás-líquido na configuração aplicada podem fazer com que a tecnologia não seja economicamente ou operacionalmente apropriada para aplicações que buscam a remoção de compostos dissolvidos em efluentes de reatores anaeróbios.

Outro estudo foi realizado, em parceria entre a Sanepar-PR (Companhia de Saneamento do Estado do Paraná) e a Universidade de Hannover, em uma estação de tratamento de esgotos no Brasil, ETE Padilha Sul/Curitiba, para recuperação de metano dissolvido em efluente de reatores UASB. O *Dimer (Dissolved Methane Recovery)*, opera com pressões negativas a fim de incrementar a transferência de massa entre fases líquido/gás. Esse projeto foi dimensionado para vazão de $90 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, operando totalmente automatizado e obteve gás residual com 20 – 40% de metano recuperado da fase líquida. Durante o desenvolvimento deste trabalho, as eficiências de remoção de metano dissolvido foram próximas a 70% e a concentração de CH_4 foram próximas a 55% no gás residual, entretanto, esses resultados são de condições preliminares. Após este estudo inicial, as pesquisas do *Dimer* continuaram, mas ainda não foram divulgadas.

3.5.2 Câmara de Dessorção simplificada e com preenchimento

Câmara de Dessorção simplificada

Na linha de pesquisa de pós-tratamento de gases dissolvidos em efluentes de reatores UASB, Souza e Chernicharo (2011) testaram uma unidade de dessorção, inicialmente chamada de Caixa de Dissipação (CD). Os autores utilizaram um reator UASB em escala piloto (360 litros) associado à CD, localizada a 3,5 metros do topo do reator, com uma altura de queda livre de 0,45 metros.

Em termos gerais, a Caixa de Dissipação testada pelos autores, é semelhante às estruturas de queda livre relatadas por Corsi *et al.* (1996) e Rahmé *et al.* (1997) para controle de emissões de compostos orgânicos voláteis dissolvidos nos sistemas de esgotamento sanitário.

Nestas estruturas de queda livre, muitos mecanismos de transferência gasosa atuam no processo (CORSI *et al.*, 1996). Rahmé *et al.* (1997) descrevem esses mecanismos, conforme Figura 3.6.

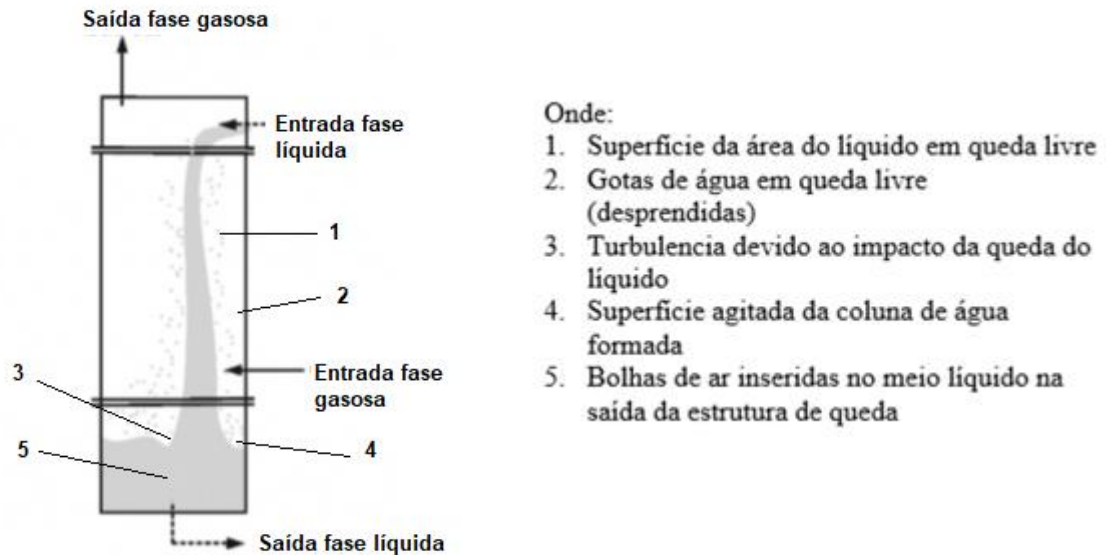


Figura 3.6 - Mecanismos de transferência de massa em estruturas de queda livre

Fonte: Autor, Adaptado de Heile *et al.* (2017)

Ainda de acordo com Rahmé *et al.* (1997), a importância relativa de cada etapa varia para cada evento de queda livre nessas estruturas, sendo influenciada pela vazão de líquido afluente e a geometria do sistema. Geralmente, é muito difícil determinar com exatidão a influência associada a cada mecanismo de transferência de massa nestes eventos de queda livre (CORSI *et al.*, 1996).

O estudo preliminar realizado por Souza e Chernicharo (2011), foi o passo inicial para outro estudo, descrito em Glória *et al.* (2016a), onde também foi utilizado o mesmo reator UASB em escala piloto (360 litros) e alimentado com esgoto doméstico.

Desta forma, a CD foi baseada no conceito de agitação devido ao desnível produzido por meio de um vertedor ou queda d'água. A queda d'água, ou, neste caso, o efluente dos reatores UASB, está contido em uma estrutura confinada com volume e altura fixa. Ainda, um fluxo de ar atmosférico contracorrente é aplicado no sentido oposto ao fluxo de esgoto, de forma a aumentar a taxa de transferência de massa entre as fases líquida e gasosa.

Em outra pesquisa, Glória *et al.* (2016b), utilizaram a câmara de 0,10 m de diâmetro imediatamente após a saída do reator UASB (mesmo reator citado acima). A CD foi operada com duas alturas de quedas diferentes, 0,5 m e 1,0 m, taxas de exaustão controladas e taxa de aplicação superficial de $0,13 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{min}^{-1}$. De acordo com os autores, maiores taxas de exaustão, consequentemente maior relação entre vazão de ar por vazão de esgoto tratado e maiores alturas de queda livre, resultaram em maiores eficiências, em torno de 60% para remoção de metano dissolvido e 84% para remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido. Todavia, a alta taxa de ar implicou em uma diluição dos gases desprendidos, gerando um gás residual com baixas concentrações de metano e sulfeto de hidrogênio, de 0,3 % e 400 ppm para as melhores condições de operação respectivamente. Ademais, Glória *et al.* (2016a) definiram que o fator governante para maior eficiência de remoção foi a altura de queda instalada dentro da câmara.

Santo (2017) aprimorou os estudos realizados anteriormente, variando os parâmetros de interesse a fim de incrementar as eficiências de remoção dos gases dissolvidos. Testou variadas cargas de aplicação hidráulica e de relação de vazão de ar e vazão de esgoto, além de aumentar a altura de queda do efluente tratado em reatores UASB dentro da CD. Segundo o autor, a variação da carga hidráulica aplicada não foi fator governante na melhora dos resultados encontrados nos experimentos, e quando houve aumento da altura de queda, as eficiências melhoraram significativamente, sendo de 63,70% para CH_4 e de 53,30% para H_2S , corroborando o que havia sido indicado por Glória *et al.* (2016).

Câmara de Dessorção com preenchimento

O uso do preenchimento na Câmara de Dessorção incrementa sua área superficial específica, favorecendo a transferência de massa entre fases líquido-gás. O material de preenchimento compreende unidades estruturadas que promovem área superficial específica de cerca de 250 a $300 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ (ORLANDO *et al.*, 2009). Este material, inserido de forma aleatória, permite a passagem de um fino filme de esgoto, com substancial área de superfície interfacial e também fornece alguma mistura intersticial que aumenta o contato entre fases líquido-gás (HEILE *et al.*, 2017).

Ainda segundo Heile *et al.* (2017), estas estruturas necessitam de baixa pressão para exaustão, o que permite uma dessorção mais econômica, contudo, mantendo elevadas eficiências de remoção.

Baseado nestes princípios, Santo (2017) avaliou a unidade de dessorção, junto à altura de queda útil 1,5 metros, para a melhora na transferência de massa entre fases líquido-gás a partir de material de preenchimento. A altura do material de preenchimento era de aproximadamente 1,0 metro, com carga hidráulica superficial de $0,30 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$ e a relação entre vazão de ar e vazão de esgoto de 17,7.

De acordo com o autor, a remoção de metano dissolvido situou-se em 89%, com concentrações efluentes à CD com preenchimento próximo a $2,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, gerando um gás residual de 0,45% de CH_4 . Já para sulfeto de hidrogênio dissolvido, as eficiências de remoção foram de 86% e concentrações de $1,1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ no efluente após a CD com preenchimento, e a concentração no gás residual foi em média 523 ppm.

Outra pesquisa que segue a linha de unidade de remoção de gases dissolvidos foi discutida por Huete *et al.* (2016). O objetivo do estudo era avaliar o sistema em escala piloto para controlar as emissões de CH_4 em efluentes tratados por sistemas anaeróbios municipais. O sistema era destinado à pequenas instalações de tratamento de esgoto doméstico e continha uma Câmara de Dessorção com preenchimento seguida por biofiltro para a oxidação biológica do metano. A coluna de dessorção foi construída em PVC com 0,15 metros de diâmetro e altura de preenchimento igual à 1,0 metro. O material inserido na Câmara de Dessorção foi anel plástico Pall, com área superficial específica de $280 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ e 90% de índice de vazios. As cargas hidráulicas aplicadas foram de 0,9 à $1,17 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$ e os valores de rQ foram de 0,5 a 1,0.

De acordo com os autores, a eficiência de remoção de metano foi de 99%, com o gás residual, igual a 2,7% e 4,5%, para as condições de maior e menor rQ respectivamente. Entretanto, as eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido foram menores às encontradas por Santo (2017). As eficiências relatadas foram de 31% de média para a melhor condição de remoção. Conforme os autores, a baixa eficiência pode ser influência do pH medido no meio, maior do que 8,5 (HUETE *et al.*, 2016).

A partir desta perspectiva de inserir material de preenchimento na unidade de dessorção, vários tipos de materiais e formas de preenchimento estão disponíveis comercialmente, sendo que, esse preenchimento pode ser estruturado como uma única peça ou colocados aleatoriamente como peças individuais (CRITTENDEN *et al.*, 2005).

Jordão e Pessoa (1995) ressaltam que a escolha do tipo de enchimento necessita do peso específico, da superfície específica e do índice de vazios. O peso específico do material refere-se principalmente à questão estrutural da câmara. A superfície específica e o índice de vazios estão relacionados com a área de contato entre fases líquida e gasosa e a circulação das vazões de esgotos e de ar, por entre a camada de preenchimento.

Além disto, Almeida (2007) relata que materiais sintéticos possuem maiores áreas superficiais e índices de vazios, entretanto, devido ao elevado custo atribuído a estes materiais sintéticos, materiais de preenchimento alternativos vêm sendo testados, como eletrodutos corrugados (Tabela 3.2).

Tabela 3.2 - Características de materiais de preenchimento

Material	Altura nominal (cm)	Peso específico (Kg.m ⁻³)	Superfície específica (m ² .m ⁻³)	Índice de vazios (%)	Referência
Pedra britada	5,0-10,0	1350	50-70	~50	Jordão e Pessoa (1995)
Anéis plásticos (84mm)	9,0	-	80	-	Harrison e Daigger (1987)
Anéis plásticos (48mm)	2,5	50	105	92	Harrison e Daigger (1987)
Conduíte corrugado (84mm)	4,0	-	220	0,95	Almeida (2007)
Conduíte corrugado (55mm)	5,0	-	205	0,96	Meller, (2009)
Conduíte corrugado (40mm)	5,0	-	304	0,95	Meller, (2009)

Fonte: Adaptado de Almeida (2007)

3.5.3 Câmara de dessorção para recuperação de metano

Na pesquisa realizada no Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG, no Programa de Pós-Graduação, Santo (2017) alterou as configurações de operação da Câmara de Dessorção com preenchimento visando a recuperação de metano dissolvido em efluentes de reatores UASB. A fim de aumentar a concentração do metano presente no gás residual, foi alterada a vazão de exaustão da unidade de dessorção, variando a relação entre vazão de exaustão e vazão de esgoto (rQ) de 17,1 para 0,1.

Os resultados obtidos a partir deste experimento realizado por Santo (2017) apresentaram um incremento da concentração de CH₄ no gás residual gerado de 0,45% para 21,67%, de forma que nesta condição, há a possibilidade de aproveitamento energético dessa mistura gasosa. Apesar da diminuição da taxa de exaustão a eficiência de remoção de metano e de sulfeto de hidrogênio dissolvidos permaneceram satisfatórias, em torno de 77% e 87%, respectivamente.

O autor ressalta que, mesmo nesta condição, a Câmara de Dessorção com preenchimento e baixas relações de rQ, apresenta-se como uma boa alternativa para o controle de maus odores e diminuição do lançamento de gases de efeito estufa na atmosfera.

3.6 Resumo e principais lacunas da revisão bibliográfica

Diante da revisão bibliográfica apresentada, fez-se um resumo das tecnologias pesquisadas para remoção e recuperação de gases dissolvidos (Tabela 3.3), tendo como objetivo encontrar as lacunas ainda existentes e possibilidades de melhorias, com o intuito de alcançar a viabilidade efetiva da Câmara de Dessorção.

Tabela 3.3 - Resumo das tecnologias pesquisadas para remoção e recuperação de gases dissolvidos

Característica	Câmara de Dessorção	Câmara de Dessorção	Câmara de Dessorção com Preenchimento	Membrana à vácuo	Câmara de Dessorção de Preenchimento		Filtro biológico percolador
Escala	Piloto	Piloto	Piloto	Bancada	Piloto	Piloto	Piloto
Altura útil (m)	0,5	1	1,5		1,5	1,5	2
CHS (m ³ /m ² .min)	0,13	0,13	0,9 - 1,2		0,3	0,3	
rQ (-)	0,8 - 1,2 - 1,6	1,6	1,0 - 0,5	50 - 80 kPa	17,7	0,1	1,0 - 1,7
Modificações	Não	Não	Meio de suporte (H' = 1,0 m)		Meio de suporte (H=1,0 m)	Meio de suporte (H=1,0 m)	
Remoção CH ₄ (%)	63 - 62 - 62	73	99 - 99	68 - 77	89	77	57 - 88
Remoção H ₂ S (%)	97 - 77 - 80	57	28 - 31		86	87	
Concentração CH ₄ (%)	3,2 - 1,3 - 1,7	1,8	2,7 - 4,5	20 - 22	0,45	21	39,4
Concentração H ₂ S (ppm)	120 - 410 - 350	370	419 - 359		523	1.426	
	Glória <i>et al.</i> (2016)	Glória <i>et al.</i> (2016)	Huete <i>et al.</i> (2016)	Bandara <i>et al.</i> (2011)	Santo (2017)	Santo (2017)	Matsuura <i>et al.</i> (2015)

Percebe-se, a partir dos trabalhos mais relevantes, uma limitação em termos de escala de trabalho, o que está diretamente relacionado a capacidade de tratamento em estações de tratamento de esgotos de grande porte.

Sendo assim, a presente pesquisa tem como forte apelo a viabilização da tecnologia para ser empregada em escala real, desta forma trabalhando em escala de demonstração e, para isso, soma-se a simplicidade operacional, necessária para a rotina de operação das estações.

Além disto, dando sequência nos trabalhos realizados no DESA/UFMG, somado ao aumento de escala, propõe-se a operação diária da Câmara de Dessorção, uma vez que a mesma era operada apenas nos dias da coleta.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Área de estudo e aparato experimental

Os estudos associados à presente pesquisa foram desenvolvidos no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS), localizado junto à Estação de Tratamento de Esgotos da bacia do ribeirão Arrudas - ETE Arrudas, em Belo Horizonte e é uma parceria entre UFMG e COPASA. O CePTS abriga diversas unidades de pesquisa onde são desenvolvidas variadas linhas de pesquisas na área de tratamento de esgotos.

A vazão de esgoto que alimenta os vários sistemas experimentais instalados no centro de pesquisa é corresponde a uma pequena fração proveniente da linha da ETE Arrudas. O esgoto bruto tipicamente doméstico, que chega à estação, passa pelo tratamento preliminar, composto por gradeamentos e desarenadores e parcela da vazão total da estação é direcionada para o CePTS.

Dentre os sistemas de tratamento de esgoto instalados no centro de pesquisa, foi utilizado para o presente trabalho um reator UASB em ferrocimento (Figura 4.1), escala demonstração. Esse reator é cilíndrico, com 14 m³ de volume útil, equivalente populacional de 280 habitantes e tempo de detenção hidráulica (TDH) aproximado de 8,5 horas. Demais características estão especificadas na Tabela 4.1.

O reator UASB passou por modificações no sistema de distribuição do efluente tratado a fim de permitir os experimentos com suas variações a jusante do reator. As quatro saídas do esgoto tratado passaram a ter independência de direcionar o efluente para o tratamento ou *bypass*. Para cumprir os objetivos do presente estudo, quando era necessária a linha de tubulação superior, de 50 mm, direcionava parte do efluente tratado para a Câmara de Dessorção em escala demonstração, já a linha inferior, de 60 mm, operava como *bypass* para o restante da vazão tratada pelo reator.



Figura 4.1 - Reator UASB em escala de demonstração

Tabela 4.1 - Características do reator UASB em ferrocimento

Características	Reator UASB
Material	Ferrocimento
Diâmetro (m)	2,0
Altura útil (m)	4,5
Volume útil (m ³)	14,1
TDH média atual (h)	8,5
Vazão média atual (m ³ .d ⁻¹)	40,0

4.2 Câmara de Dessorção em escala de demonstração

4.2.1 Câmara de Dessorção simplificada

A partir de parâmetros obtidos de estudos recentes em escala piloto, procuraram-se condições favoráveis para maior eficiência de remoção dos gases dissolvidos em efluentes de reatores UASB, por meio de uma Câmara de Dessorção em escala de demonstração. Assim, buscou-se o dimensionamento da CD apoiando-se nas vazões do reator UASB em escala de demonstração instalado no CePTS.

Dessa maneira, o projeto para confecção da Câmara de Dessorção baseou-se nos parâmetros de carga hidráulica superficial e relação entre vazão de exaustão e vazão de esgoto (rQ). A partir disto, foi calculado de maneira direta a área transversal e a vazão de exaustão.

Além disto, o posicionamento da câmara em relação ao reator anaeróbio, estabelecido a partir de Souza (2010), sugere que quando instalada próximo a saída do esgoto tratado, pode influenciar positivamente nas eficiências de remoção dos gases dissolvidos, contrariamente quando instalada na base do reator.

4.2.2 Dimensionamento da CD

Altura de queda útil e altura total

As alturas de queda útil praticadas nos estudos se situavam entre 0,5 e 2 metros de altura, sendo adotado como parâmetro de projeto altura útil de queda de 1,2 metros. A altura total, de 1,5 metros, também foi especificada por consideração dos dispositivos hidráulicos de entrada e saída de esgoto. O reator UASB utilizado no estudo possui uma altura útil de 4,5 metros, assim, a altura de instalação e os dispositivos teve que respeitar esse nível.

Área transversal

Como a vazão do UASB é constante, a CD foi projetada para metade da vazão de operação do mesmo ($20 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$). Assim, aumentos de cargas hidráulicas durante a operação da CD seriam permitidos, podendo chegar a ser utilizada a vazão total de operação de reator ($40 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$). A Equação 4.1 a seguir permitiu que se calculasse a área da unidade.

A fim de encontrar uma relação satisfatória entre a área da CD e a maior eficiência de remoção dos gases dissolvidos, é importante definir a carga hidráulica superficial de modo que a unidade de dessorção não opere com sobrecarga hidráulica elevada, prejudicando a transferência de massa entre fases líquido-gás, ou com operando com CHS subdimensionada, onerando os custos de projeto e construção com unidade de elevadas dimensões.

Assim sendo, as cargas de aplicação superficial foram obtidas de estudos pilotos recentes, onde os melhores resultados operavam com CHS variando entre $0,13 - 0,30 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$, desta forma, foi adotado como parâmetro de projeto CHS igual a $0,15 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$.

A área da unidade foi calculada pela fórmula expressa na Equação 4.1 a seguir.

$$A = \frac{Q}{CHS} \quad (4.1)$$

Na qual:

A = área da seção transversal CD (m^2)

Q = Vazão afluyente CD ($\text{m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$)

CHS = carga hidráulica superficial ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$)

$$A = \frac{Q}{CHS} \quad \therefore \quad A = 20 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1} / 0,15 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1} = 0,105 (\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{min}^{-1} \cdot \text{m}^2)$$

$$0,105 (\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{min}^{-1} \cdot \text{m}^2) \cdot 0,132 (\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}) \therefore A = 0,092 \text{ m}^2$$

De posse do valor da área superficial, chegou-se ao valor do diâmetro da CD, sendo adotado o valor de 35 cm de diâmetro da unidade por aproximação.

Razão entre vazões (rQ) e vazão de exaustão

Na sequência, pode-se definir a vazão de exaustão da CD a partir da razão entre vazões ($rQ = Q_g/Q_l$), vazão de gás dividida pela de líquido. Assim, através da Equação 4.2 obteve-se a vazão de exaustão. O valor de rQ de referência foi obtido dos estudos piloto recentes, onde os melhores resultados variaram de 3,1 até 12,5. Contudo, elevado valor de rQ gera maior demanda energética, devido à maior taxa de exaustão. Assim, foi adotado rQ igual a 4.

$$Q_g = rQ \times Q_l \quad (4.2)$$

Na qual:

Q_g = Vazão exaustão da atmosfera dentro da CD ($m^3.d^{-1}$)

rQ = Razão entre vazão de exaustão e vazão afluenta a CD

Q_l = Vazão líquida afluenta a CD ($m^3.d^{-1}$)

Os parâmetros para o dimensionamento do exaustor foram: $rQ = 4$; $Q_l = 20$ ($m^3.d^{-1}$).

$$Q_g = rQ \times Q_l \quad \therefore \quad Q_g = 20 (m^3.d^{-1}) \times 4 \quad \therefore \quad Q_g = 55,55 L.min^{-1}$$

A Tabela 4.2 apresenta os principais valores do dimensionamento da CD.

Tabela 4.2 - Características do dimensionamento da CD

Características	Valor
Vazão média de projeto ($m^3.d^{-1}$)	20
Diâmetro (m)	0,35
Altura de queda útil (m)	1,20
CHS ($m^3.m^{-2}.min^{-1}$)	0,15
rQ (razão vazões ar/líquido)	4,0
Vazão de exaustão ($L.min^{-1}$)	55,5
Material	Acrílico

A escolha da Câmara de Dessorção em material acrílico foi pela facilidade de observação da operação durante a pesquisa, contudo, em um projeto para estação de tratamento de esgoto real, deve ser observado a parte estrutural da unidade de dessorção.

4.2.3 Câmara de Dessorção instalada

Após a fabricação da Câmara de Dessorção em escala de demonstração, a mesma foi instalada em seguida a saída do efluente do reator UASB, tendo um desnível de 0,70 centímetros entre os dois pontos. O afluente da CD tinha entrada na parte superior da mesma, a partir de um furo de 1 e ½”, a 20 centímetros do topo da unidade e era distribuído hidráulicamente por meio de um CAP de PVC de 200 mm, 10 cm abaixo da entrada do efluente líquido. Esse distribuidor hidráulico possuía cinco orifícios, cada um com ¾”, dotados de adaptadores de parede de caixa d’água, de forma que formaria uma lâmina líquida, de aproximadamente 1 cm antes de verter pelos orifícios.

A entrada de ar atmosférico se dava a 15 cm da base da CD, através de 3 furos de ¾” posicionados a 60° cada um. O gás residual gerado era retirado na parte superior, pela saída de exaustão, com o diâmetro de 1 e ½”, posicionado a 11 cm do topo da unidade de dessorção (Figura 4.2).



Figura 4.2 - Pontos de entrada e saída da fase líquida e gasosa da Câmara de Dessorção em escala demonstração

4.2.4 Sistema de exaustão

Para o projeto do sistema de exaustão foram observadas as características do sistema como vazão de exaustão, perdas de cargas do sistema, propriedades do gás residual gerado e o tipo de exaustor mais adequado para o sistema.

A fim de manter as relações de vazão de ar e vazão de esgoto próximas das condições apresentadas em estudos realizados em escala piloto, a vazão de exaustão calculada foi de aproximadamente $55 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, como já descrito no item 4.3.2. Já a perda de carga do sistema foi calculada conforme descrito por Vianna (2009, p.425), sendo os cálculos feitos considerando o comprimento da mangueira do sistema de exaustão igual a 11 metros e o diâmetro $\frac{3}{4}$ ".

Assim, escolheu-se um compressor radial, CV-051 (Ventbras), e um inversor de frequência para controle desta vazão, Figura 4.3. Isso permitiu uma flexibilidade operacional, variando o rQ para a mesma vazão de esgoto ou para manter o rQ igual quando a vazão de operação for alterada. As especificações do exaustor são mostradas na Tabela 4.3.



Figura 4.3 - Sistema de exaustão CD em escada de demonstração com exaustor e inversor de frequência

Tabela 4.3 - Especificações do exaustor

Modelo	Vazão máx. ($\text{m}^3\cdot\text{min}^{-1}$)	Sucção máx. (mmC.A.)	Potência (cv)
CV-051	1,2	1200	0,5

Apoiado na etapa inicial, quando o sistema de exaustão era provisório, percebeu-se o acúmulo de umidade na linha do gás residual. Assim, um dispositivo de retirada de umidade foi instalado na linha da fase gasosa (Figura 4.4). Foram inseridos neste sistema anéis polipropileno com características construtivas de 45 mm de diâmetro, 35 mm de altura, $86 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ de área superficial e 90% de índice de vazios - Bio Proj Tecnologia Ambiental Ltda.



Figura 4.4 - Sistema para remoção de umidade

4.2.5 Operação

Nos dias de coletas, duas vezes por semana, eram medidas as vazões de esgoto e de exaustão. Além disso, era feito um descarte por registro de fundo da CD, a fim de remover possíveis acúmulos excessivos de sólidos no interior da mesma, que poderiam deteriorar a qualidade do efluente final.

A etapa experimental como CD simplificada teve três fases distintas.

Inicialmente, houve uma fase preliminar, em que a CD operou 64 dias com um sistema de exaustão provisório, com compressores já existentes no CePTS e utilizados na pesquisa de Santo (2017). A operação era iniciada antes da coleta, e esperava-se o tempo de estabilização da CD para então realizarem-se as coletas, sendo que, este tempo de estabilização foi baseado na vazão de exaustão e no volume da CD, ou seja, na renovação da atmosfera dentro da câmara. Após o término da amostragem a câmara era desligada, voltando a sua operação somente no próximo dia de coleta. Esta etapa foi importante para ajustes na operação da CD.

A partir da chegada da bomba adequada e do inversor de frequência, o sistema de exaustão foi montado e a CD simplificada passou para as fases 1 e 2 (paralelamente). Nesta etapa, a CD

operou por 132 dias, sendo que a sua operação não era interrompida após cada coleta, ou seja, o funcionamento foi contínuo, 24 horas por dia.

Nos dias de monitoramento eram realizadas amostragens para duas fases (1 e 2). Iniciava-se com as coletas para fase 1 (vazão $20 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$), posteriormente por meio de manobra nos registros de efluente do UASB, a CD simplificada passava a operar na fase 2, com vazão aproximada de $30 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$, conseqüentemente, variando a CHS aplicada e também o rQ. O procedimento de amostragem se repetia para esta condição e depois do termino desta coleta, a vazão de operação retornava para $20 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$.

4.2.6 Esquema síntese

A Figura 4.5 apresenta um esquema do aparato experimental da CD simplificada em escala demonstração.

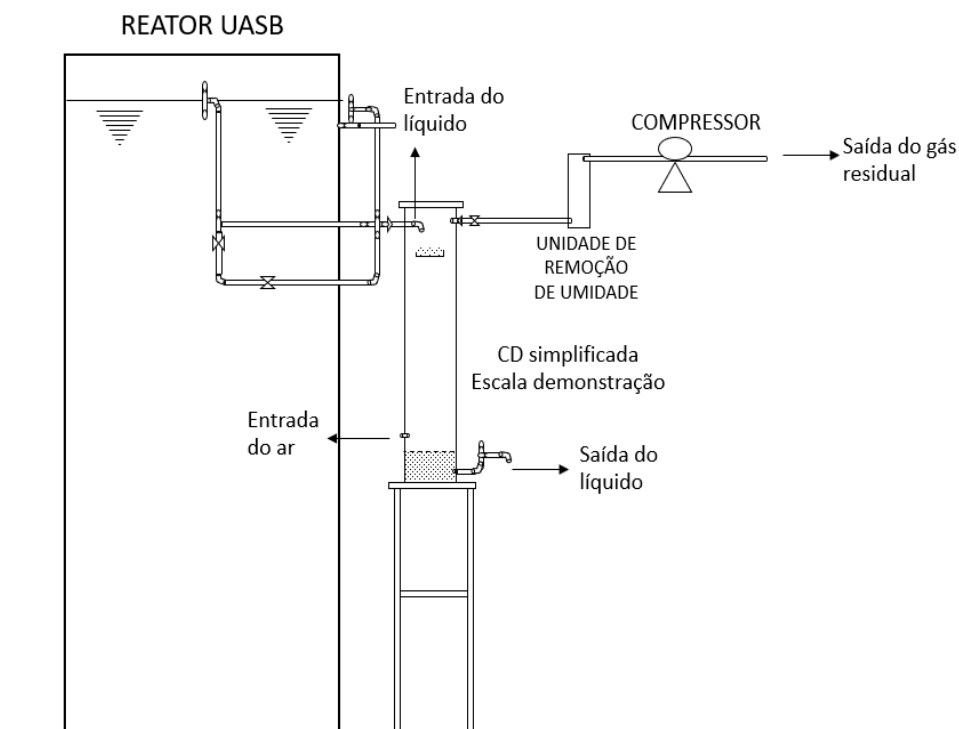


Figura 4.5 - Esquema da CD simplificada escala demonstração

4.2.7 Câmara de Dessorção com preenchimento

Após as fases operacionais da CD simplificada (1 e 2), iniciaram-se as fases operacionais da CD com preenchimento (3 e 4), utilizando-se a mesma unidade modificada pela introdução de preenchimento com altura total de 1,0 metro. Buscou-se manter os parâmetros de CHS e rQ.

Por conseguinte, foram inseridos na CD recortes de eletrodutos corrugados de polietileno de alta densidade (JMangueiras[®]), com diâmetro de $\frac{3}{4}$ " recortados com 5 centímetros, aproveitando-se da sua elevada área superficial específica e baixo custo comercial. No total foram colocadas 2.400 peças, de forma aleatória, constituindo uma área específica de aproximadamente $140 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ (Figura 4.6).

Para sustentação da coluna de preenchimento, foi instalado um disco de acrílico com espessura de 4 mm e diâmetro de 32 cm. Para a passagem do líquido, minimizando as possibilidades de entupimento e retendo o material de preenchimento, foram feitos 13 furos de 4 cm de diâmetro cada. O arranjo destes furos pode ser observado na Figura 4.7.



Figura 4.6 - Câmara de Dessorção em escala de demonstração com preenchimento

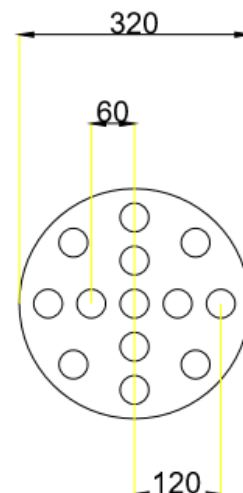


Figura 4.7 - Arranjo da furos na base para sustentação do preenchimento

4.3 Câmara de Dessorção em escala piloto

4.3.1 Câmara de Dessorção instalada

A Câmara de Dessorção em escala piloto (Figura 4.8) foi instalada na linha de *by-pass* do reator UASB. Essa mesma unidade foi desenvolvida e utilizada no trabalho de Santo (2017) e como objeto de estudo do trabalho atual, permaneceu com as mesmas características construtivas (Tabela 4.4). A CD piloto foi confeccionada em acrílico e possuía 0,12 metros de

diâmetro, 1,5 metros de altura total de queda e 1,0 metro de material de preenchimento. Desta maneira, foram inseridos anéis de polipropileno na Câmara de Dessorção em escala piloto - Bio Proj Tecnologia Ambiental Ltda. As características do material de preenchimento estão descritas na Tabela 4.5.

A entrada de esgoto era feita na parte superior na unidade a partir de um furo de ½”, a 0,2 metros do topo da CD, e a saída do líquido era na parte interior da câmara através de um furo de ½”, a 5 centímetros do fundo. Para permitir o contra fluxo de ar atmosférico, a exaustão foi realizada na parte superior da unidade, 5 centímetros do topo, e a entrada da vazão de ar atmosférico foi realizada na parte interior, a 20 centímetros do fundo.



Figura 4.8 - Câmara de Dessorção em escala piloto

Tabela 4.4 - Características construtivas Câmara de Dessorção piloto

Características	Valor
Diâmetro (m)	0,13
Altura de queda útil (m)	1,50
Altura de preenchimento (m)	1,00
Material	Acrílico

Tabela 4.5 - Características do material de preenchimento

Características	Valor
Diâmetro (mm)	45
Altura (m)	35
Área Superficial (m ² .m ⁻³)	86
Índice de vazios	Acrílico

4.3.2 Sistema de exaustão

A vazão de exaustão foi controlada através de uma bomba peristáltica Masterflex Console Drive[®] (Figura 4.9), utilizando um cabeçote Easy-Load para tubulação de precisão - Masterflex[®], que succionava o gás residual gerado na parte superior na unidade de dessorção, como descrito anteriormente. Uma vez que Câmara de Dessorção piloto tinha o objetivo de recuperar o metano através do gás residual, o ajuste da frequência da bomba peristáltica foi realizado com a finalidade de manter a relação entre vazões ar/esgoto (rQ) abaixo de 0,1 vezes.



Figura 4.9 - Bomba peristáltica

4.3.3 Operação

As coletas foram realizadas duas vezes por semana e, antes das mesmas, eram medidos os seguintes parâmetros operacionais: vazão de efluente da CD e vazão de exaustão da bomba peristáltica. Além disso, era feito descarte no registro de fundo da CD, a fim de remover sólidos acumulados. A CD piloto operou por 175 dias, funcionando de maneira contínua, 24 horas por dia e vazão constante.

Vale ressaltar que antes do presente estudo, a CD piloto foi objeto de outra pesquisa de mestrado (SANTO, 2017) e não houve limpeza ou troca do material de preenchimento entre as duas pesquisas.

4.3.4 Esquema síntese

A Figura 4.10 apresenta um esquema do aparato experimental da CD piloto instalada, aproximadamente 1,0 metro abaixo da tubulação de saída do efluente tratado do reator UASB.

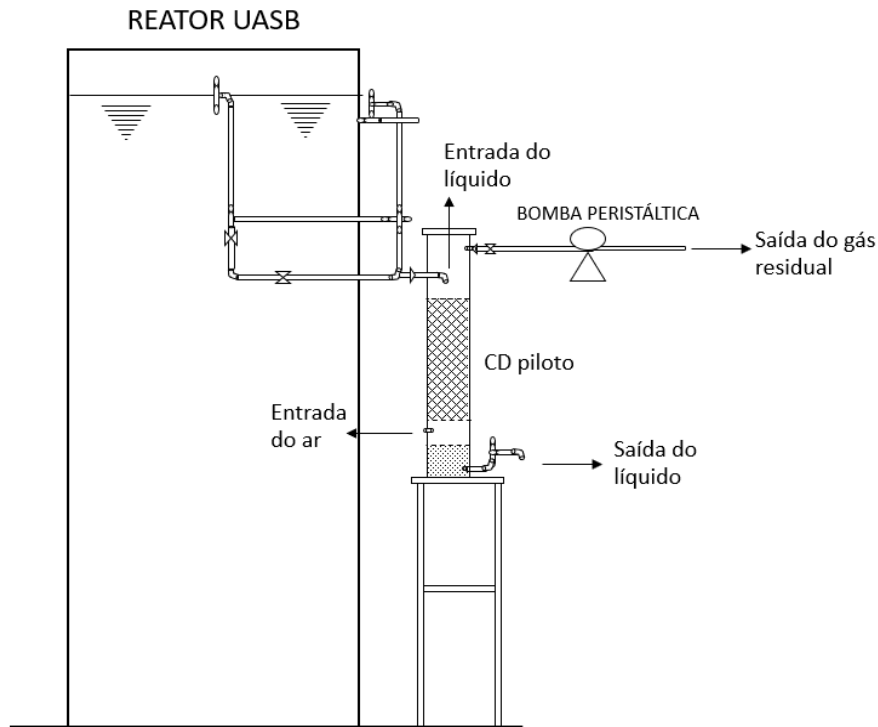


Figura 4.10 - Ilustração esquemática do aparato experimental

4.4 Pontos de amostragens e medições

Durante os experimentos foram realizadas coletas no efluente do reator UASB (afluente à CD) e efluente da CD. A Figura 4.11 apresenta os pontos de coleta da CD. No ponto 1, realizavam-se coletas da fase líquida para análises físico-químicas do afluente (entrada). Já no ponto 2 (saída), coletava-se o efluente da CD para as análises físico-químicas da fase líquida após a remoção dos gases dissolvidos. O ponto 3 era vinculado ao sistema de exaustão e, assim, onde se realizava a coleta da fase gasosa para análise do gás residual saído da CD.

Dessa maneira, as coletas e pontos de amostragem, conforme apresentado na Tabela 4.6, buscavam abranger parâmetros de interesse para o monitoramento da CD.

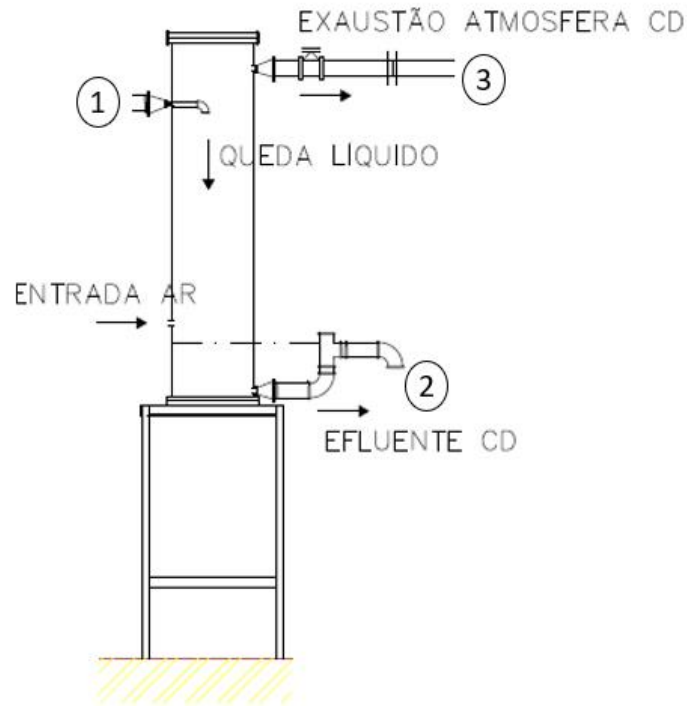


Figura 4.11 - Esquema de exemplificação dos pontos de amostragem da CD em escala piloto e em demonstração

Tabela 4.6 - Parâmetros e pontos de amostragem da Câmara de Dessorção em escala de demonstração

Parâmetros	Ponto de amostragem
Metano dissolvido, Sulfeto dissolvido, Sulfato, Enxofre elementar, pH, DQO, OD, temperatura, SST, Sólidos sedimentáveis	1, 2
Composição do gás residual (CH ₄ , H ₂ S, CO ₂ , CO, O ₂ , N ₂), temperatura	3

4.5 Equipamentos, métodos e frequência de análises

A Tabela 4.7 apresenta os parâmetros de análise juntamente com seus métodos analíticos, sua frequência e o tipo de amostragem realizada em cada coleta.

As análises físico-químicas foram realizadas conforme recomendações do “*Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*” (APHA, 2012). Todos os parâmetros foram monitorados com a frequência de duas vezes por semana.

A amostragem e análise de metano dissolvido foram realizadas conforme Souza, Chernicharo e Aquino (2011). A análise consiste na quantificação, por cromatografia gasosa, do percentual de metano presente no *headspace* do frasco de coleta. Baseando-se na condição de equilíbrio

da constante da Lei de Henry de solubilidade dos gases, é realizada a medição dos volumes gasosos e líquidos para determinação da concentração de metano na fase líquida.

A análise do gás do *headspace* foi realizada via cromatografia gasosa (cromatógrafo Shimadzu® GC-2-14, com detector de ionização em chama - FID, utilizando hélio como gás de arraste, com fluxo de 60 mL/min e coluna Carboxen 1000 PerkinElmer).

Tabela 4.7 - Parâmetros de análise, métodos analíticos, frequência e tipo de amostragem

Parâmetro	Método	Referência	Amostragem	Pontos de amostragem
DQO	Colorimétrico	APHA, 2012	Pontual	1, 2
S. Sed.		APHA, 2012	Pontual	1,2
SST		APHA, 2012	Pontual	1,2
pH	Potenciométrico	APHA, 2012	Pontual	1,2
Temp. fase líquida	Potenciométrico	APHA, 2012	Pontual	1, 2
Temp. fase gasosa	Aparelho Ellitec RC -4®			3
CH ₄ dissolvido	Cromatografia gasosa	Souza, Chernicharo e Aquino (2011)	Pontual	1, 2
H ₂ S dissolvido	Colorimétrico	Plas <i>et al.</i> (1992)	Pontual	1, 2
SO ₄ ²⁻	Colorimétrico	APHA, 2012	Pontual	1, 2
CH ₄ gás residual ¹	Analizador portátil Landtec®		Pontual	3
CH ₄ gás residual ²	Cromatografia gasosa	Glória <i>et al.</i> (2016b)	Pontual	3
H ₂ S gás residual	Odalog®		Composta	3
S ⁰	Cromatografia líquida	Henshaw <i>et al.</i> (1998); Lauren e Watikson (1985)	Pontual	1,2

CH₄₁ - gás com altas concentrações; CH₄₂ - gás com altas concentrações

Quando os valores esperados de metano presente no gás residual foram bastante baixos, da ordem de 0,5 a 2 %_{v/v}, a análise foi feita somente por cromatografia gasosa.

Para as amostras a serem analisadas por cromatografia gasosa seguia-se o seguinte procedimento: o gás residual era coletado em sacos de amostragem de gases, chamados de bags de amostragem, *Super Inert Foil* com Thermogreen LB-2 Septas, da Sigma Aldrich, de volume 1 litros. Antes de cada amostragem o bag era higienizado, a partir da renovação do ar presente em seu interior com ar atmosférico, este procedimento era realizado três vezes.

O analisador portátil GEM 5000, da Landtec®, fornece a composição qualitativa do gás residual gerado, de forma a se obter as concentrações (%v/v) dos gases CH₄, H₂S e CO₂, O₂ e balanço. O gás era coletado diretamente na linha de saída para o analisador através de uma bomba de purga do próprio equipamento. Para a verificação do sulfeto de hidrogênio, imediato das unidades, foi utilizado o analisador portátil OdaLog Gas Data Logger®, que verifica as concentrações de sulfeto de hidrogênio de 0 a 2000 ppm. O OdaLog era instalado na linha de exaustão.

Em relação à verificação da vazão de líquido, a amostragem consistia em contagem em cronômetro do tempo necessário para se encher determinado volume conhecido com o líquido.

Para a verificação da vazão do gás, na CD em escala piloto a vazão era aferida com o medidor de gás da marca Ritter®, modelo TG 05. Para a CD em escala de demonstração a vazão do gás era aferida através de um medidor de fluxo (Ítron G2.5). Para ambas medições se cronometrava o tempo para o alcance de determinado volume.

A coleta propriamente dita era dividida em duas fases: líquida e gasosa. Alguns parâmetros pertencentes à fase da coleta líquida eram aferidos em campo, como temperatura do líquido, sólidos sedimentáveis, pH e oxigênio dissolvido. Ainda na fase líquida coletavam-se amostras para análises em laboratório de metano dissolvido, sulfeto dissolvido, DQO, sulfato e sólidos totais.

Para a fase gasosa realizavam-se as análises no analisador portátil GEM 5000, da Landtec. Em relação à CD em escala de demonstração essa leitura era feita diretamente na linha de exaustão, onde também se coletava a amostra para o bag, para ser analisado em laboratório via cromatografia gasosa. Já para a CD em escala piloto, realizava-se uma coleta do gás para o bag na linha de exaustão e, deste bag realizava-se a leitura com o analisador portátil e, posteriormente, o mesmo bag era encaminhado para laboratório para análise via cromatografia gasosa. Essa diferença se deu devido a diferença da vazão entre as câmaras, sendo a vazão na linha de exaustão da CD em escala piloto menor que a vazão da bomba de purga do aparelho, o que poderia influenciar a análise realizada. Para ambas as câmaras, o bag utilizado era o de 1 litro.

Cabe ressaltar que em relação à CD em escala de demonstração realizavam-se as coletas referentes à operação com vazão de $20\text{m}^3.\text{dia}^{-1}$ e, depois, alterava-se a vazão para $30\text{m}^3.\text{dia}^{-1}$ e repetia-se o procedimento para coletas de fase líquida e gasosa.

4.6 Tratamento estatístico dos dados

Os dados obtidos durante o experimento foram compilados em planilhas do software Microsoft Excel 2010[®] e para realização das análises estatísticas descritivas básicas, inclusive a identificação de *outliers*, a partir do método da amplitude interquartil.

Quando necessária a aplicação de análise estatísticas aos dados, utilizou-se o software Statistica 10.0[®]. Todos os testes estatísticos foram realizados com um nível de confiança de 95%.

Os dados foram submetidos ao teste de *Kolmogorov-Smirnov* para averiguação da normalidade. Para dados normais, trabalhou-se com testes paramétricos e, dados anormais, testes não-paramétricos. Para os testes de comparação entre duas amostras independentes, de uma distribuição anormal, utilizou-se o teste *U de Mann-Whitney*. Para os testes de comparação entre diversos grupos amostrais, utilizou-se o teste *Kruskal-Wallis*.

4.7 Balanço de massa

A Câmara de Dessorção não prevê a remoção biológica do metano e do sulfeto de hidrogênio a partir de microrganismos específicos, sendo esperado somente a remoção física do CH_4 e H_2S para o gás residual, e no caso dos compostos de enxofre, a oxidação química destes compostos.

Desta forma, o balanço de massa para o sistema pode ser descrito pela carga do composto dissolvido que entra na unidade de dessorção, em gramas por dia (g/d), e pela carga do composto que sai da CD, tanto dissolvido (g/d) quanto pelo gás residual (g/d).

Assim sendo, a Equação 4.3 descreve o balanço de massa para o CH_4 :

$$\boxed{\text{Entrada} \left(\text{CH}_{4(\text{líquido})} \times Q_{(\text{líquido})} \right) = \text{Saída} \left(\text{CH}_{4(\text{líquido})} \times Q_{(\text{líquido})} + \text{CH}_{4(\text{gás})} \times Q_{(\text{gás})} \right)}$$

$$\boxed{\text{Entrada} \left(\text{CH}_{4\text{líquido}} \times Q_{\text{líquido}} \right) = \text{Saída} \left(\text{CH}_{4\text{líquido}} \times Q_{\text{líquido}} + \text{CH}_{4\text{gás}} \times Q_{\text{gás}} \right)} \quad (4.3)$$

Na qual:

$CH_4(\text{líquido})$ = concentração de metano na fase líquida;
 $Q(\text{líquido})$ = vazão de esgoto;
 $CH_4(\text{gás})$ = concentração de metano na fase gasosa;
 $Q(\text{gás})$ = vazão de exaustão;

Já para o balanço de enxofre, foi considerado apenas sua parcela nas espécies envolvidas, sulfeto de hidrogênio, sulfato e enxofre elementar, conforme Equação 4.4.

$$\begin{aligned}
 & \boxed{\text{Entrada } \left((H_2S_{(\text{líquido})} + SO_4^{2-}{}_{(\text{líquido})} + S^0_{(\text{líquido})}) \times Q_{(\text{líquido})} \right) =} \\
 & \boxed{\text{Saída } \left((H_2S_{(\text{líquido})} + SO_4^{2-}{}_{(\text{líquido})} + S^0_{(\text{líquido})}) \times Q_{(\text{líquido})} + H_2S_{(\text{gás})} \times Q_{(\text{gás})} \right)}
 \end{aligned}$$

(4.4)

Na qual:

$H_2S(\text{líquido})$ = concentração de sulfeto de hidrogênio na fase líquida;
 $SO_4^{2-}(\text{líquido})$ = concentração de sulfato na fase líquida;
 $S^0(\text{líquido})$ = concentração de enxofre elementar na fase líquida;
 $Q(\text{líquido})$ = vazão de esgoto;
 $H_2S(\text{gás})$ = concentração de sulfeto de hidrogênio na fase gasosa;
 $Q(\text{gás})$ = vazão de exaustão;

A Tabela 4.8 mostra as variáveis utilizadas nos cálculos do balanço de massa para ambos os compostos. A pressão de operação do sistema foi considerada a pressão atmosférica de Belo Horizonte e a temperatura do gás residual foi monitorada para a CD em escala de demonstração através do sensor Elitech RC-4[®] e tais condições foram extrapoladas para a CD piloto, uma vez que as duas unidades foram instaladas e operadas ao mesmo tempo e a jusante do mesmo reator UASB.

Tabela 4.8 - Variáveis independentes utilizadas nos cálculos de balanço de massa

Parâmetro	Valor	Referência
Pressão atmosférica	0,91 atm	(INPE, 2018)
Constante dos gases	0,082 atm.L.mol ⁻¹ .K ⁻¹	(PERUZZO, 2002)
Massa molar (CH ₄)	16,0 g.mol ⁻¹	(PERUZZO, 2002)
Massa molar (H ₂ S)	32,0 g.mol ⁻¹	(PERUZZO, 2002)

4.8 Quadro síntese das fases e condições operacionais

A fim de facilitar a visão geral das fases e condições operacionais testadas na presente pesquisa, foi elaborado a Tabela 4.9.

Tabela 4.9 - Resumo das fases e condições operacionais

Condições operacionais	Fases experimentais					CD piloto
	CD demonstração					
	Preliminar	1	2	3	4	
Vazão de esgoto ($\text{m}^3.\text{d}^{-1}$) – Q_i	20	20	30	20	30	4 ^b
Vazão de exaustão ($\text{L}.\text{min}^{-1}$) – Q_g	Variável ^c	55	55	55	55	0,4
$rQ (Q_g/Q_i)$	Variável ^c	4	3	4	3	0,1
CHS ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$)	0,15	0,15	0,23	0,15	0,23	0,5
Altura útil de queda	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,5
Preenchimento	Não	Não	Não	Sim	Sim	Sim
Altura do preenchimento	-	-	-	1,0	1,0	1,0
Dias de operação	64	132	104	36	71	175
Função principal	Remoção					Recup. ^a

a-Recuperação; b-Vazão de esgoto em $\text{L}.\text{min}^{-1}$; c-Sistema de exaustão improvisado

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Câmara de Dessorção em escala de demonstração

5.1.1 Câmara de Dessorção simplificada

A etapa de CD simplificada em escala demonstração, desenvolvida com base em parâmetros definidos em estudos pilotos, teve como objetivo avaliar a remoção de gases dissolvidos em efluentes de reatores UASB.

Nesta etapa houve fase preliminar e fases 1 e 2 e Os parâmetros operacionais da CD simplificada podem ser observados na Tabela 5.1. A CHS aplicada, para vazões cerca de 20 $\text{m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, foi de 0,15 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$ para a fase preliminar e 0,17 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$ para a fase 1. Para a fase 2, com vazões próximas de 30 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, a CHS passou para 0,27 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$.

Como não houve mudança na vazão de exaustão (cerca de 55 $\text{L} \cdot \text{min}^{-1}$) nas fases 1 e 2, o rQ variou na mesma proporção, passando de 3,5 para 2,3.

Tabela 5.1 - Parâmetros operacionais das fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fases	CHS ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$)	rQ	H (m)
Preliminar	0,15 (0,03 - 12)	5,2 (1,54 - 5)	1,2
1	0,17 (0,03 - 21)	3,5 (0,58 - 16)	1,2
2	0,27 (0,02 - 12)	2,3 (0,15 - 7)	1,2
Média (Desvio padrão – Número de dados)			

A Tabela 5.2 apresenta os parâmetros físico-químicos da CD simplificada. Foram monitorados os parâmetros de DQO, SST, SSV e SSed. As concentrações médias de DQO efluente variaram de 125,9 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ até 127,6 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Contudo, apesar da demanda de oxigênio devido a matéria orgânica remanescente, houve um incremento do oxigênio dissolvido após a unidade de dessorção, passando de 1,6 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para 3,6 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ na melhor condição (fase 1) e isso se deve pela menor CHS aplicada e conseqüentemente, a rQ superior que inseriu maior quantidade de oxigênio no sistema. A fase preliminar, com condição de operação próxima à fase 1, também apresentou aumento da concentração de OD no efluente da CD. Já, as concentrações de SST permaneceram entre 39,1 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e 46,6 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para as três fases operacionais.

Ao aplicar o teste estatístico *U de Mann-Whitney*, confirmou-se que não houve diferença estatística no intervalo de confiança de 95% entre entrada e saída para as três fases de estudo, para todos os parâmetros citados.

Tabela 5.2 - Parâmetros físico-químico das fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Parâmetros	Fases operacionais					
	Preliminar		1		2	
	Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
DQO mg/L	134,4 (106,6 - 5)	127,4 (97,5 - 5)	134,9 (41,6 - 17)	125,9 (44,2 - 17)	120,3 (33,0 - 12)	127,6 (29,1 - 12)
SSed ml/L	-	-	0,7 (0,4 - 18)	1,0 (0,5 - 18)	-	-
SST mg/L	43,6 (11,8 - 5)	39,1 (10,3 - 5)	46,8 (16,1 - 5)	44,5 (20,0 - 6)	58,4 (3,4 - 3)	46,6 (13,8 - 4)
SSV mg/L	32,6 (10,1 - 5)	31,9 (7,8 - 5)	28,9 (9,7 - 6)	32,4 (11,4 - 6)	34,2 (5,5 - 4)	35,0 (7,1 - 4)
OD mg/L	1,1 (0,3 - 4)	3,2 (0,7 - 4)	1,6 (0,8 - 8)	3,6 (0,6 - 9)	1,6 (1,4 - 3)	2,7 (2,0 - 5)
Temp. °C	24,4 (0,2 - 4)	24,2 (0,4 - 4)	25,5 (1,1 - 13)	25,7 (1,3 - 13)	26,3 (0,9 - 5)	26,7 (1,0 - 5)
pH	7,1 (0,1 - 4)	7,3 (0,1 - 4)	7,1 (0,1 - 14)	7,3 (0,1 - 14)	7,1 (0,1 - 8)	7,1 (0,1 - 7)

Média (Desvio padrão – Número de dados)

5.1.2 Controle de metano

A Tabela 5.3 apresenta as concentrações de metano dissolvido afluente e efluente à CD simplificada para as três fases. As concentrações afluentes variaram em média de 13,6 mg.L⁻¹ a 17,5 mg.L⁻¹ para as três condições operacionais e o efluente da CD indicou concentrações médias de 5,1 mg.L⁻¹ a 6,9 mg.L⁻¹. Apesar da fase preliminar servir para os ajustes de operação no início do trabalho, o coeficiente de variação mostra que houve certa estabilidade da CD simplificada, uma vez que foi de 28 % para as 15 amostragens feitas neste período, sendo que, nas fases posteriores, os CVs foram de 18 % e 11 %.

A Figura 5.1 apresenta as concentrações afluente e efluente de CH₄ dissolvido das três fases operacionais em forma de Box-plot e pode-se observar a redução do metano no efluente da CD. Para as fases operacionais 1 e 2, os dados evidenciam que a operação se manteve mais constante, fator que pode ser observado pela amplitude interquartil das três fases, de 2,2 mg.L⁻¹ para a fase preliminar, 1,3 mg.L⁻¹ para a fase 1 e 0,9 para a fase 2. Essa regularidade mais evidenciada é devida ao sistema de exaustão instalado, com compressor e inversor de frequência, que manteve o fluxo de retirada do gás residual estável. Com isso, a concentração

de metano dissolvido efluente à CD simplificada permaneceu menor do que 6 mg.L^{-1} para 75 % dos dados para as condições 1 e 2.

Tabela 5.3 - Concentração de metano dissolvido das fases preliminar, 1 e 2

Fase	Amostra	Média (mg.L^{-1})	DP* (mg.L^{-1})	CV* (%)	N* (num.)	Percentil 25% (mg.L^{-1})	Percentil 75% (mg.L^{-1})	Mediana (mg.L^{-1})
Prel.	Entrada	17,5	1,5	0,09	15	16,3	18,6	17,3
	Saída	6,9	1,9	0,28	15	5,8	8,0	7,6
1	Entrada	14,2	1,8	0,13	21	13,4	15,6	14,8
	Saída	5,4	1,0	0,18	22	4,7	6,0	5,5
2	Entrada	13,6	1,7	0,13	10	13,0	14,5	13,7
	Saída	5,1	0,6	0,11	10	4,7	5,6	5,1

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

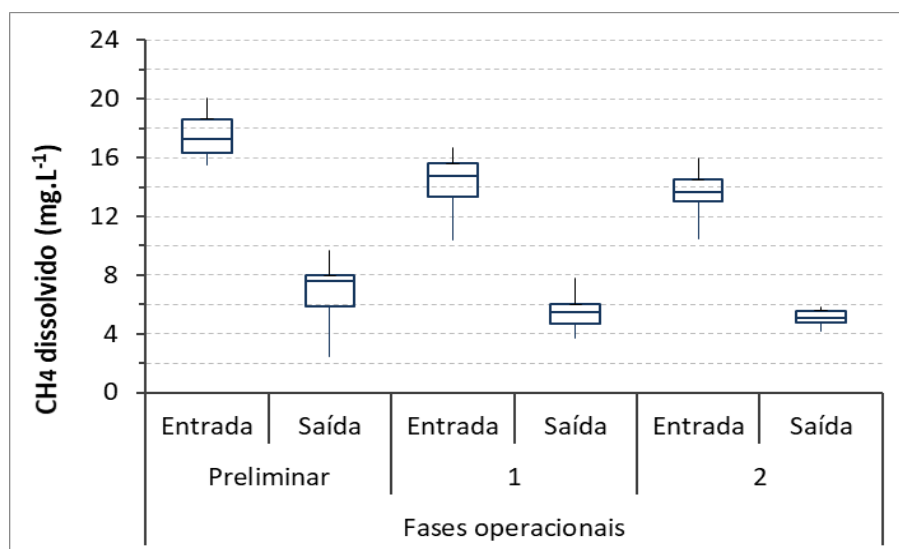


Figura 5.1 - Concentração de metano dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Apesar da fase preliminar servir para ajuste dos parâmetros operacionais, apresentou eficiência de remoção (60,9 %) próxima às eficiências encontradas nas fases 1 (61,7 %) e 2 (62,2 %), mostrado na Tabela 5.4. Além disso, as três fases mostraram estabilidade na operação, uma vez que o coeficiente de variação foi de 9 % até 16 %, sendo que após a operação contínua, o desvio padrão para o total das amostras diminuiu (fases 1 e 2).

Foi realizado o teste estatístico para as três condições de estudo, visando avaliar a eficiência de remoção do gás metano, e o teste *Kruskal-Wallis* observou-se que não houve diferença significativa para o intervalo de confiança de 95 % para as fases preliminar, 1 e 2.

Tabela 5.4 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Média	DP*	CV*	N*	Percentil	Percentil	Mediana
------	-------	-----	-----	----	-----------	-----------	---------

	(%)	(%)			25%	75%	(%)
					(%)	(%)	
Preliminar	60,9	9,5	0,16	15	55,0	65,3	60,4
1	61,7	6,4	0,10	21	59,2	65,3	63,1
2	62,2	5,5	0,09	10	61,1	64,1	62,2

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Essas eficiências se assemelham as encontradas por Santo (2017), quando operou uma CD simplificada em escala piloto com altura de 1,5 metros e CHS de 0,32 e 0,35 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$, para as quais foram obtidas remoção de metano de 63,7% e 61,7% respectivamente. Contudo, as relações rQ no estudo de Santo (2017) foram de 12,5 e 5,7, superiores às aplicadas no presente trabalho (5,2 na fase preliminar, 3,5 na fase 1 e 2,3 na fase 2). Dessa forma, o presente estudo indica que mesmo com a ampliação de escala, a pequena redução de altura de queda para 1,2 metros e menor vazão de exaustão, as eficiências de remoção de CH_4 se mantiveram próximas à 60%. Logo, a redução da rQ em 35% não foi o fator determinante na dessorção do CH_4 dissolvido em efluentes de reatores UASB tratando esgotos domésticos.

Outro estudo que relatou que a variação da rQ não foi fator predominante para a remoção de metano dissolvido foi desenvolvido por Glória *et. al* (2016). Os autores encontraram eficiências de remoção próximas à 73%, operando a CD simplificada com CHS de 0,132 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$. Os autores trabalharam com a mesma CHS aplicada durante todo estudo e variaram as condições de rQ e altura de queda útil. Segundo os autores o fator que influenciou no incremento de eficiência foi a altura de queda útil e não a relação entre vazão de exaustão vazão de líquido.

No estudo de Santo (2017), citado acima, foi relatado outro fator que pode influenciar na eficiência de remoção é a CHS. Santo (2017) avaliou a variação de CHS em uma Câmara de Dessorção Simplificada, em que a remoção de CH_4 dissolvido para condições de CHS variando entre 0,87 e 1,28 (eficiências de remoção entre 27% e 48%) foram inferiores às CHS aplicadas variando 0,13 e 0,17 (eficiências de remoção entre 57% e 67%).

O mesmo não se confirmou no presente estudo, mesmo com o aumento de 37% da CHS aplicada na fase 2, não houve prejuízos para a remoção do metano dissolvido nessa etapa de CD. Porém, a faixa operacional do atual estudo se assemelha com às CHS que obtiveram maiores eficiências no estudo de Santo (2017). Assim, pode-se entender que há um limite para incremento da CHS sem que haja prejuízos para o processo.

Além disto, ao observar as eficiências de remoção em forma de gráfico Box-plot, Figura 5.2, percebe-se a partir da amplitude interquartil, 10,3% (Fase preliminar), 6,1% (Fase 1) e 3% (Fase 2), que os resultados variaram pouco, sugerindo a robustez do sistema para remoções do composto de interesse.

Ao considerar o hidrograma real de uma estação de tratamento de esgoto, em que a carga de metano dissolvido varia ao longo do dia, uma análise simplificada indica que mesmo com o aumento de 62 % da CHS (fase 2), conseqüentemente aumentando também a carga de CH₄ aplicada, a eficiência de remoção manteve a mediana próxima a 62,2%, dos quais 75% das amostragens apresentaram eficiências superiores à 61,1 %.

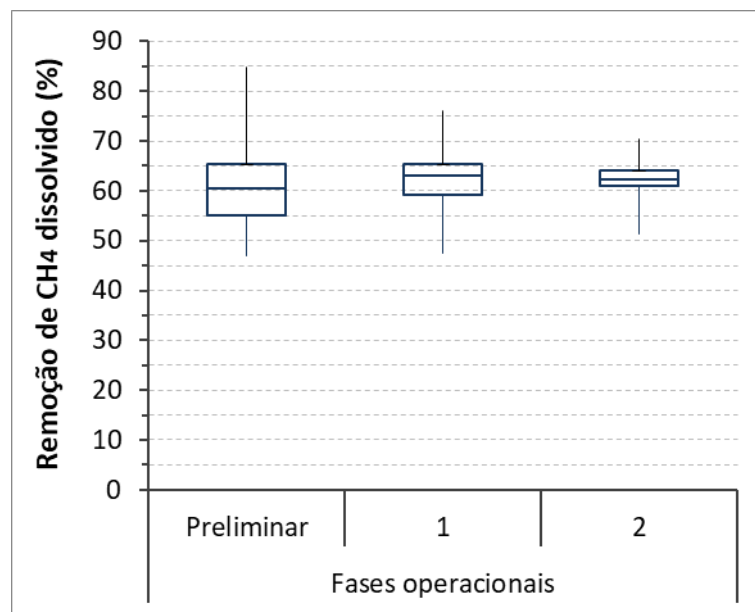


Figura 5.2 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

As concentrações do CH₄ no gás residual também se mantiveram próximas para as três etapas de operação (Tabela 5.5), sendo superior na fase 2, seguidas pelas fases 1 e preliminar. O aumento do composto na fase gasosa da fase 2, que passou de 0,49 % da fase 1 para 0,70 %, pode ser explicado pelo acréscimo da CHS aplicada. Somado a isto, houve a permanência da vazão de exaustão, variando assim, a relação entre vazão de ar e vazão de esgoto (rQ) aplicada, que passou de 3,5 para 2,2. Isto posto, ocorreu um incremento da concentração do metano no gás residual gerado, para a fase 2, como mostrado na Figura 5.3.

Tabela 5.5 - Concentração de metano no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25%	Percentil 75%	Mediana (%)
Preliminar	60	10	16,7	10	55	65	60
1	62	8	12,9	10	58	65	62
2	62	4	6,5	10	61	64	62

					(%)	(%)	
Preliminar	0,35	0,14	0,40	10	0,33	0,43	0,38
1	0,49	0,13	0,27	19	0,41	0,54	0,49
2	0,70	0,19	0,27	7	0,55	0,83	0,63

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Mesmo a fase preliminar apresentando vazões de exaustão maiores do que nas outras fases, média de 5,2, as medianas das concentrações do gás residual foram próximas das três fases, sendo o percentil 25 % variando de 0,33 % e 0,55 %, e o percentil 75 % variando de 0,43 % até 0,83 %. As concentrações de metano no gás residual foram próximas as relatadas por Glória *et al.* (2016), que foram de 0,3 % para as condições de CHS ($0,132 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$) e rQ (3,1) próximas a do presente estudo.

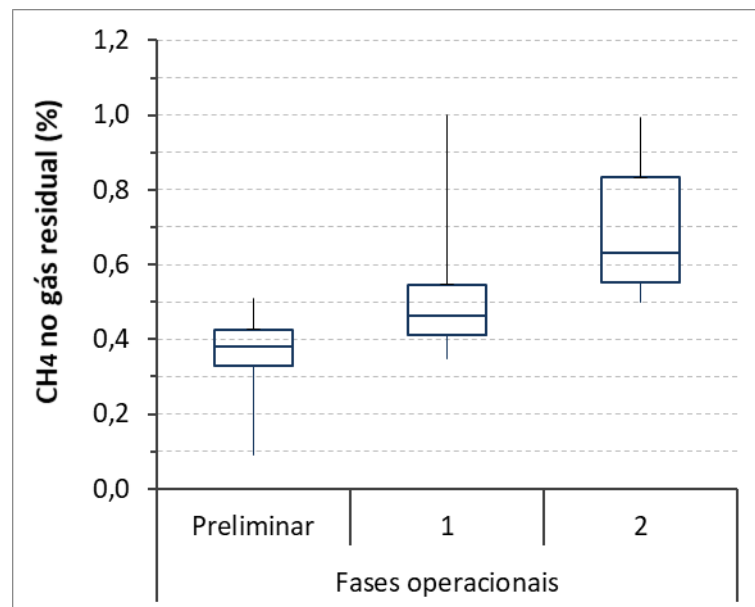


Figura 5.3 - Concentração de metano no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 da CD simplificada

O balanço de massa da CD simplificada para o composto metano é demonstrado na Figura 5.4 e na Tabela 5.6. Para as três fases da pesquisa, o fluxo de metano que sai da CD é maior do que a carga de CH_4 que entra na unidade de dessorção. Sendo o complemento necessário para fechar o balanço de massa de -6,7 para a fase preliminar, -10,0 para a fase 1 e -5,6 para a fase 2.

Como já descrito anteriormente, a entrada da CD simplificada possui um desnível de 70 centímetros em relação a saída do efluente tratado e assim, perdas de metano dissolvido podem ocorrer nas tubulações e conexões que transportam o esgoto do reator até a câmara. A fim de verificar essa hipótese, foram coletadas amostras em um ponto imediatamente após a

saída do efluente tratado e a concentração média do metano dissolvido neste ponto foi de 20,3 mg.L⁻¹ (desvio padrão 1,5 mg.L⁻¹ e número de dados igual a 7), ao passo que, as concentrações afluentes a unidade de dessorção descritas neste item para as três fases foram de 17,5 mg.L⁻¹ (preliminar), 14,2 mg.L⁻¹ (1) e 13,6 mg.L⁻¹ (2).

Considerando que parte do composto desprendido no transporte até a CD simplificada entra na câmara na forma gasosa e é coletado pelo sistema de exaustão da CD, acontece um incremento do metano no gás residual. Assim sendo, o complemento negativo encontrado no balanço de massa pode ter ocorrido por esta soma da parcela de metano no gás residual, que é contabilizado na saída, mas não na entrada.

Uma possibilidade de encaminhamento adequado do gás residual gerado nesta etapa da pesquisa é o tratamento por biofiltros e biopercoladores, misturados ou não com fração orgânica de substrato de compostagem de resíduos verdes com Biobob[®] (anéis de polipropileno preenchidos com espumas de poliuretano), escória de alto forno ou vermiculita expandida, já que o mesmo não podendo ser reaproveitado ou queimado por apresentar baixa concentração de metano (BRANDT, 2016).

Tabela 5.6 - Balanço de massa de metano nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Amostra		Vazão (m ³ .d ⁻¹)	Conc. (mg.L ⁻¹)	Fluxo (g.dia ⁻¹)	Balanço (%)
Prel.	Entrada	CH ₄ (líquido)	19,7	17,5	344,3	100,0
		CH ₄ (líquido)	19,7	6,9	135,5	39,4
	Saída	CH ₄ (gás)	112,0	0,35*	231,7	67,3
		Complemento				
1	Entrada	CH ₄ (líquido)	22,55	14,2	320,4	100,0
		CH ₄ (líquido)	22,55	5,4	121,3	37,9
	Saída	CH ₄ (gás)	79,5	0,49*	231,3	72,1
		Complemento				
2	Entrada	CH ₄ (líquido)	35,13	13,6	477,8	100,0
		CH ₄ (líquido)	35,13	5,1	178,3	37,3
	Saída	CH ₄ (gás)	78,5	0,70*	326,3	68,3
		Complemento				

*concentração gás residual em % (v/v) ; **vazão gás residual em L.min⁻¹

A Figura 5.4 apresenta o balanço de massa para o metano para CD simplificada, os valores abaixo do eixo x indicam que a carga de CH₄ que sai da Câmara de Dessorção é superior do que entra na unidade.

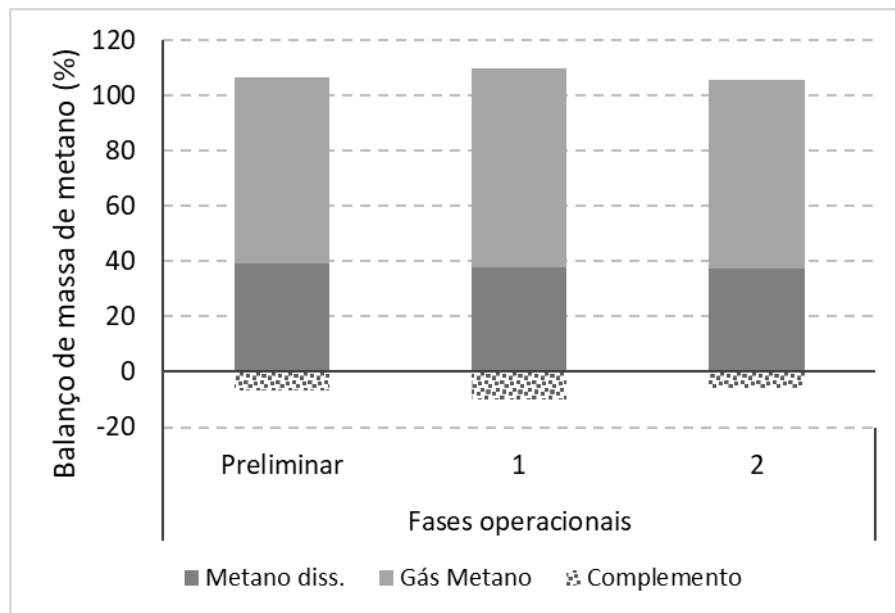


Figura 5.4 - Balanço de massa de metano para CD simplificada

5.1.3 Controle de Sulfeto de Hidrogênio

A Tabela 5.7 apresenta as concentrações de sulfeto de hidrogênio afluente e efluente para as três fases de operação para a CD simplificada. As concentrações médias de entrada foram de $7,7 \text{ mg.L}^{-1}$ (fase preliminar), $7,0 \text{ mg.L}^{-1}$ (fase 1) e $6,8 \text{ mg.L}^{-1}$ (fase 2). Diferentemente do que ocorreu com as concentrações de metano dissolvido, em que os dados apresentaram pouca variação, os coeficientes de variação encontrados para sulfeto de hidrogênio foram superiores. Na fase preliminar, com 14 dados, o coeficiente de variação foi de 28 % para o afluente e de 32 % para o efluente, sendo que para as outras fases foram de 56 % (entrada fase 1), 61% (saída fase 1), 36% (entrada fase 2) e 42% (saída fase2).

Tabela 5.7 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Amostra	Média (mg.L^{-1})	DP* (mg.L^{-1})	CV*	N*	Percentil 25% (mg.L^{-1})	Percentil 75% (mg.L^{-1})	Mediana (mg.L^{-1})
Preliminar	Entrada	7,7	2,1	0,28	14	6,6	9,4	8,2
	Saída	4,7	1,5	0,32	14	3,3	6,0	4,6
1	Entrada	7,0	3,9	0,56	24	4,8	10,0	6,9
	Saída	3,1	1,9	0,61	24	1,7	4,3	2,7
2	Entrada	6,8	2,4	0,36	9	5,5	8,2	6,9
	Saída	3,9	1,7	0,42	9	2,9	4,9	3,8

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

As Figura 5.5 e Figura 5.6 mostram em forma de gráficos Box-plot as concentrações afluente e efluente de sulfeto e sulfato, respectivamente, para fase preliminar, 1 e 2. Nestes gráficos, pode-se perceber a remoção das concentrações afluentes de H_2S dissolvidos para as três

condições experimentais, com medianas das concentrações de H_2S no efluente variando entre $4,6 \text{ mg.L}^{-1}$ para a fase preliminar, $2,7 \text{ mg.L}^{-1}$ para a fase 1 e $3,8 \text{ mg.L}^{-1}$ para a fase 2.

As três fases operacionais também apresentaram decréscimo da concentração do sulfato, sendo esta redução de $0,9 \text{ mg.L}^{-1}$ para a fase preliminar, $3,2 \text{ mg.L}^{-1}$ para a fase 1 e $3,2 \text{ mg.L}^{-1}$ para a fase 2. A partir do comportamento observado, pode-se induzir que não houve conversão os compostos de enxofre para sulfato, e sim a remoção do sulfeto por transferência física para o gás residual gerado.

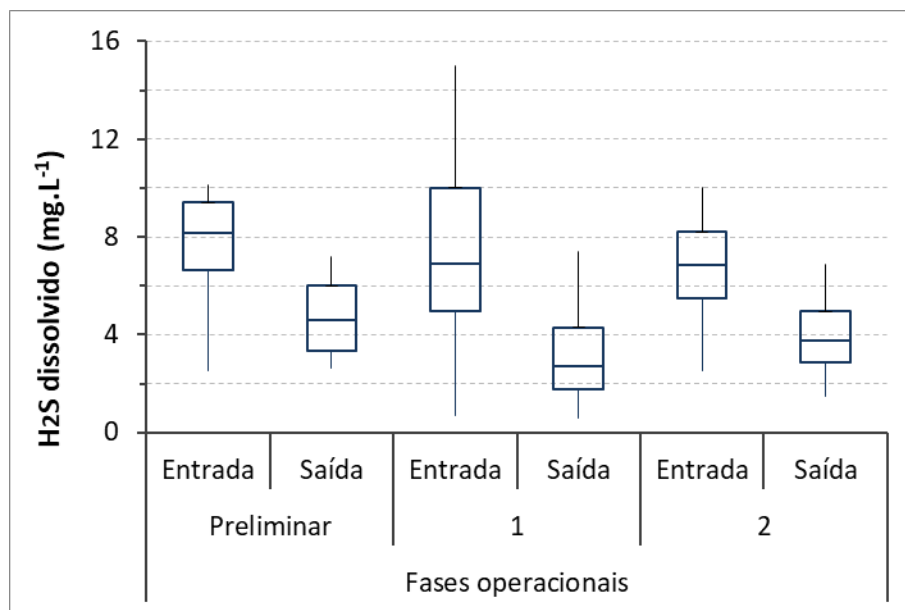


Figura 5.5 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

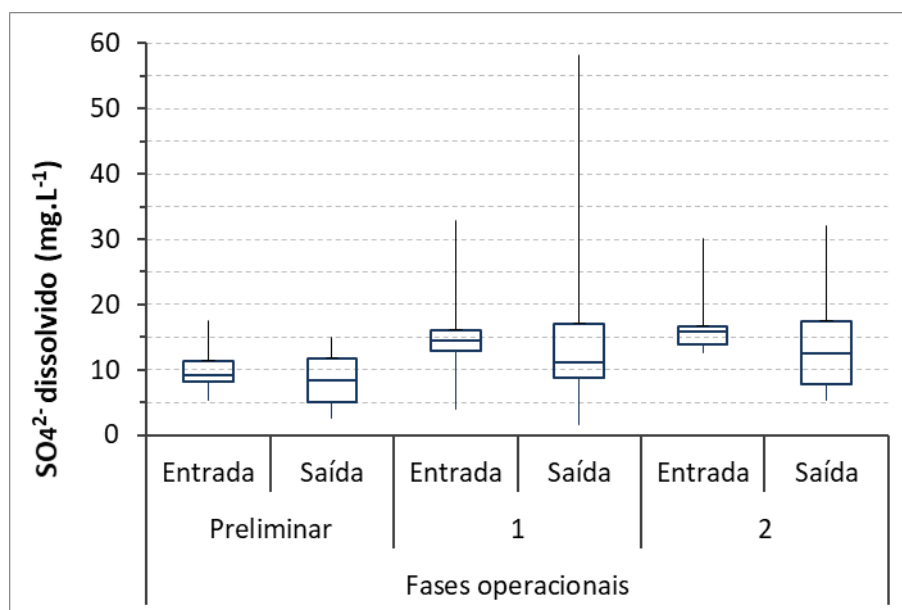


Figura 5.6 - Concentração de sulfato dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Diferente do que aconteceu para o metano dissolvido, as médias das eficiências de remoção para sulfeto dissolvido não foram próximas para as fases preliminar, 1 e 2 (Tabela 5.8). A menor eficiência de remoção foi a da fase preliminar, média 38,2%, isto se deve pelas condições dessa etapa, que devido a fase exploratória para ajustes da condição de operação da CD simplificada, o controle operacional foi menor.

Após a instalação do compressor e inversor de frequência, a média de eficiência de remoção subiu, chegando à 55,5% (fase 1), e com o aumento da CHS houve novamente um decréscimo na eficiência de remoção, sendo de 42,9% para a fase 2.

A fase 2 mostrou menor variação nos dados durante a pesquisa, talvez justificado pelo número de dados (9 no total), com coeficiente de variação foi de 20%, inferior ao coeficiente de variação da fase 1 (21 dados) que apresentou coeficiente de variação de 31%.

Tabela 5.8 - Eficiências de remoção de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
Preliminar	38,2	17,6	0,46	13	27,2	46,1	39,3
1	55,5	17,4	0,31	21	45,3	70,8	61,5
2	42,9	8,8	0,20	9	39,7	44,7	42,7

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Ao aplicar o teste *Kruskal-Wallis* para os dados amostrais, houve diferença significativa com intervalo de confiança de 95% entre a fase 1 e as outras duas fases de monitoramento. Além disso, o teste não apresentou diferença significativa no intervalo de confiança de 95% para as fases preliminar e a fase 2.

A Figura 5.7, evidencia, em forma de gráfico Box-plot, a maior eficiência de remoção de H₂S na fase 1. Além disto, este diferencial de remoção fica claro quando observado os percentis 25% e 75%, uma vez que o percentil 25% da fase 1, eficiências até 45,3%, é superior ao

percentil 75% da fase 2 (44,7%) e próximo ao percentil 75% da fase preliminar (46,1%). Desta maneira, a rQ, 3,5, aplicada a CD simplificada operando com CHS, $017 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$, indica a melhor condição de remoção para o sulfeto de hidrogênio dissolvido em relação as demais condições testadas.

Diferente do que aconteceu para a dessorção de metano dissolvido, a variação da rQ influenciou na remoção de H_2S dissolvido. Em trabalho realizado por Santo (2017), pode-se observar o mesmo comportamento. Operando uma Câmara de Dessorção Simplificada, com CHS variando entre 0,87 e 1,28, o autor obteve melhores resultados de dessorção quando o valor de rQ foi elevado, apresentando eficiências de 27,8% (rQ 0,04), 22,0% (rQ 0,2) e 15,8% (rQ 0,4) para baixas relações de vazão e de 51,3% (rQ 8,0) e 41,5% (rQ 23,9) para maiores relações entre vazão de exaustão e vazão de líquido. Ainda segundo o autor, o aumento progressivo sem limites da rQ não indica o aumento da eficiência de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido indefinidamente, existindo um limite da influência desse fator.

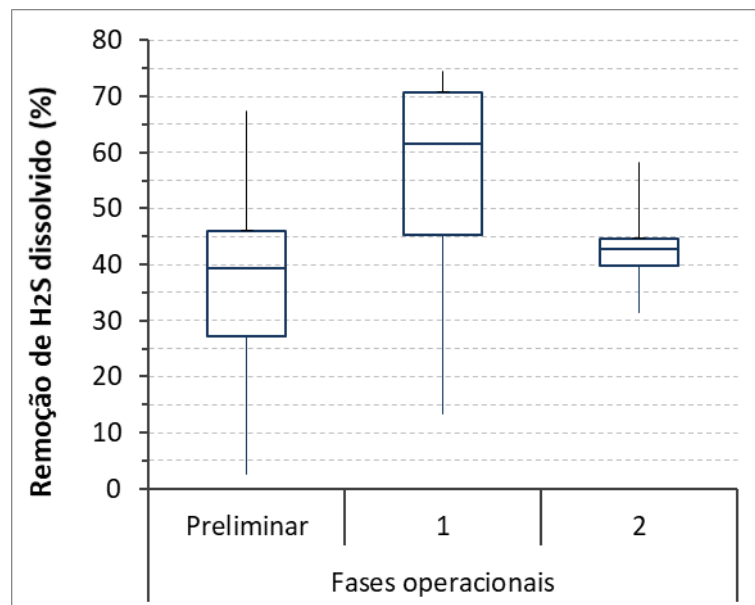


Figura 5.7 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

As concentrações do H_2S no gás residual estão descritas na Tabela 5.21. A fase 2 apresentou maior concentração na fase gasosa, 360 ppm, isto provavelmente devido à menor rQ desta condição operacional, como já citado anteriormente. Entretanto, apesar da diferença das

eficiências de remoção, a concentração de H₂S no gás gerado apresenta médias próximas entre as três etapas, sendo de 333 ppm para a fase 1 e 300 ppm para a fase preliminar.

Tabela 5.9 - Concentração de sulfeto no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Média (ppm)	DP* (ppm)	CV*	N*	Percentil 25% (ppm)	Percentil 75% (ppm)	Mediana (ppm)
Preliminar	300	66	0,22	13	263	353	294
1	333	183	0,55	17	195	399	281
2	360	142	0,39	9	320	425	387

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Isto pode ser visto na Figura 5.8, que a amplitude interquartil varia entre 195 ppm e 399 ppm para a melhor condição, fase 1, e de 320 ppm a 425 ppm para a condição em que houve incremento na concentração do gás sulfídrico no gás residual gerado, fase 2.

Como esse subproduto gerado pode trazer transtornos na operação da estação, tanto pela corrosão quanto pela produção de maus odores, a análise das concentrações de H₂S do gás residual torna-se importante para o dimensionamento de sistemas de tratamento desse subproduto, uma vez que a remoção física para fase gasosa do H₂S dissolvido é possivelmente o principal mecanismo atuante no sistema, evitando assim, incômodos pela emissão do gás sulfídrico.

Quando se compara a concentração do H₂S no gás residual gerado aos reportados por Santo (2017), as concentrações do presente estudo são superiores, mesmo tendo menor eficiência de remoção. Isto se deve pelo elevado rQ utilizado por Santo (2017), que provocou diluição do H₂S no gás residual, gerando concentrações entre 231 ppm e 276 ppm, operando a CD piloto com 1,5 metros de altura de queda.

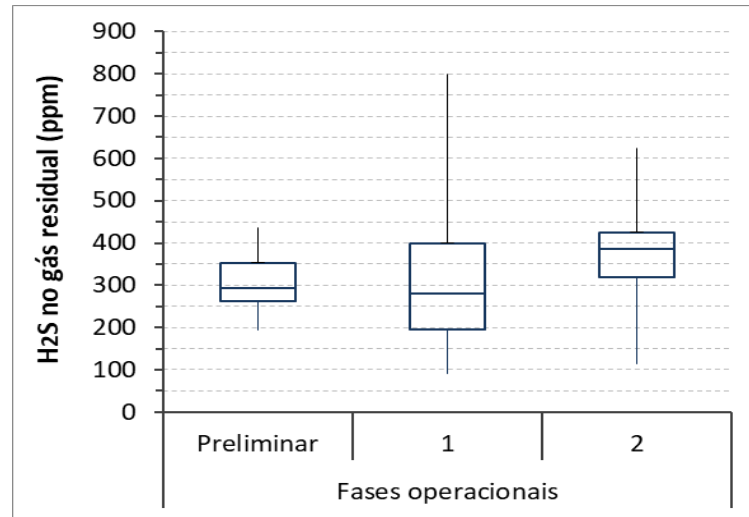


Figura 5.8 – Concentração de sulfeto no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

A Tabela 5.10 apresenta as concentrações de entrada e saída de enxofre elementar na CD simplificada. Esta análise não foi realizada para a fase preliminar.

As concentrações de S^0 para a fase 1 foram $6,81 \text{ mg.L}^{-1}$ (entrada) e $4,20 \text{ mg.L}^{-1}$ (saída). A etapa com CHS superior (fase 2) apresentou pequeno aumento da concentração de enxofre elementar, ao passo que a concentração de S^0 na fase 1 diminuiu ao passar pela CD. Esse aumento pode ter ocorrido pela redução da rQ, que proporcionou a oxidação parcial do sulfeto de hidrogênio existente para enxofre elementar. Ao realizar testes estatísticos de *U de Mann-Whitney*, não houve diferença significativa com intervalo de confiança de 95% para ambas as fases.

Tabela 5.10 - Concentrações enxofre elementar para CD simplificada

Fase	Amostra	Média (mg.L^{-1})	DP* (mg.L^{-1})	CV* (%)	N*	Percentil 25% (mg.L^{-1})	Percentil 75% (mg.L^{-1})	Mediana (mg.L^{-1})
1	Entrada	6,8	5,6	0,83	8	3,6	7,9	4,5
	Saída	4,2	2,1	0,51	8	3,4	5,8	3,8
2	Entrada	7,2	6,7	0,94	5	4,2	6,4	4,9
	Saída	8,8	6,7	0,77	5	3,0	15,2	7,8

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

A partir das concentrações de sulfeto dissolvido, sulfato dissolvido, enxofre elementar e H_2S no gás residual, foi calculado o balanço de massa do enxofre (Tabela 5.11) na CD simplificada.

O mecanismo de remoção físico do sulfeto dissolvido para a fase gasosa foi predominante, uma vez que a porcentagem de cada composto da fase líquida diminuiu para a maioria das

fases, exceto para o enxofre elementar da fase 2, que na entrada era de 37,5% e na saída foi de 45,6%.

A participação da remoção física para o gás residual foi de 19,1 % (preliminar), 7,6 % (fase 1) e 5,0 % (fase 2). Vale ressaltar que não houve medição do enxofre elementar na fase preliminar, o que pode ter influenciado neste aumento da participação do gás residual no balanço de massa. Além disto, apesar de ter apresentado menor concentração no gás residual, foi a fase de maior rQ, elevando assim a carga de gás sulfídrico removida por dia.

Tabela 5.11 - Balanço de massa de enxofre nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada

Fase	Amostra	Vazão (m ³ .d ⁻¹)	Conc. (mg.L ⁻¹)	Fluxo (g.dia ⁻¹)	Balanço (%)		
Preliminar	Entrada	H ₂ S(líquido)		7,7	141,8	67,7	
		SO ₄ ²⁻ (líquido)	19,7	10,3	67,8	32,3	
		S ⁰ (líquido)		-	-	-	
					Total	209,6	100
	Saída	H ₂ S(líquido)		4,7	87,6	41,8	
		SO ₄ ²⁻ (líquido)	19,7	8,6	56,1	26,8	
		S ⁰ (líquido)		-	-	-	
		H ₂ S(gás)	112,0	300*	40,0	19,1	
					Total	183,7	87,6
	Complemento					12,4	
1	Entrada	H ₂ S(líquido)		7,0	149,1	35,8	
		SO ₄ ²⁻ (líquido)	22,55	15,2	114,0	27,4	
		S ⁰ (líquido)		5,8	153,5	36,8	
					Total	416,6	100
	Saída	H ₂ S(líquido)		3,1	65,9	15,8	
		SO ₄ ²⁻ (líquido)	22,55	13,7	103,2	24,8	
		S ⁰ (líquido)		4,2	94,7	22,7	

		$H_2S_{(gás)}$	79,5	333*	31,5	7,6
				Total	295,3	70,9
		Complemento				29,1
Entrada		$H_2S_{(líquido)}$		6,8	225,4	33,5
		$SO_4^{2-}_{(líquido)}$	35,13	16,7	195,3	29,0
		$S^0_{(líquido)}$		5,4	252,1	37,5
				Total	672,8	100
Saída		$H_2S_{(líquido)}$		3,9	129,4	19,2
		$SO_4^{2-}_{(líquido)}$	35,13	14,5	169,6	25,2
		$S^0_{(líquido)}$		8,8	307,4	45,6
		$H_2S_{(gás)}$	78,5	360*	33,6	5,0
				Total	640,0	95,1
		Complemento				4,9

*concentração gás residual ppm

A Figura 5.9 apresenta o balanço de massa dos compostos de enxofre para a CD simplificada.

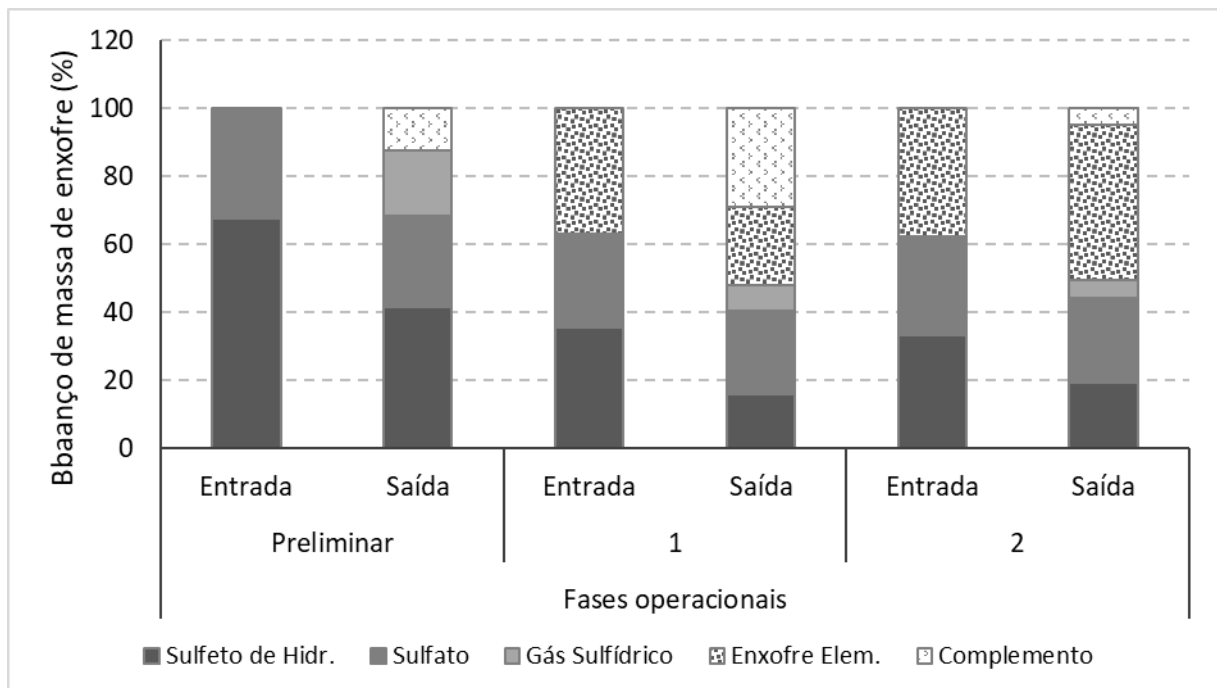


Figura 5.9 - Balanço de massa de enxofre para CD simplificada

5.1.4 Resumo dos Resultados

Na Tabela 5.12 é apresentado o resumo dos resultados obtidos nos estudos da câmara de dessorção simplificada em escala demonstração.

Tabela 5.12 - Resumo dos resultados da Câmara de Dessorção Simplificada em escala de demonstração

Parâmetros	CH ₄			H ₂ S			Unidade
	Preliminar	Fase 1	Fase 2	Preliminar	Fase 1	Fase 2	
CHS	0,15	0,17	0,27	0,15	0,17	0,27	m ³ .m ⁻² .min ⁻¹
rQ	5,2	3,5	2,3	5,2	3,5	2,3	-
H	1,20	1,20	1,20	1,20	1,20	1,20	m
Entrada – Fase líquida	17,5	14,2	13,6	7,7	7,0	6,8	mg.L ⁻¹
Saída – Fase líquida	6,9	5,4	5,1	4,7	3,1	3,9	mg.L ⁻¹
Eficiência de remoção	60,9	61,7	62,2	38,2	55,5	42,9	%
Fase gasosa	0,35	0,49	0,70	300	333	360	(% / ppm)
Principais Resultados (metano)	<ul style="list-style-type: none"> • Apesar da fase preliminar servir de ajuste dos parâmetros operacionais, apresentou eficiência de remoção próxima às eficiências encontradas nas fases 1 e 2; • As eficiências observadas se assemelham ao estudo realizado por Santo (2017), que operou uma CD simplificada em escala piloto. Dessa forma, a ampliação de escala não trouxe prejuízos para eficiência de remoção de CH₄, que se mantiveram próximas a 60 %; • O aumento de 62 % da CHS entre a fase 1 e 2 não foi fator determinante para remoção do CH₄ dissolvido; • Apesar do estudo realizado por Santo (2017) indicar que a variação da CHS influenciou na remoção do CH₄ dissolvido, o mesmo não foi observado no presente estudo. Assim, pode-se entender que há um limite para incremento da CHS sem que haja prejuízos no processo; • Em um hidrograma real de uma ETE, em que a carga de CH₄ dissolvido varia ao longo do dia, uma análise simplificada indica que se esse aumento variar em até 62 %, a eficiência de remoção se mantém acima dos 60%, sugerindo a robustez do sistema simplificado; • O aumento da concentração de CH₄ no gás residual pode ser explicada pela redução da rQ; 						

Principais Resultados (sulfeto de hidrogênio)	<ul style="list-style-type: none"> • A conversão do H₂S para sulfato não foi fator predominante na remoção de H₂S dissolvido, sendo a remoção física para o gás residual o mecanismo principal de remoção; • O aumento da vazão de esgoto e, conseqüentemente, a redução da rQ, diminuiu a eficiência de remoção do H₂S dissolvido;
---	--

5.1.5 Câmara de Dessorção com preenchimento

Após a etapa da CD simplificada em escala demonstração, a mesma unidade passou por pequena adaptação, com inserção de elementos de eletrodutos corrugados (5 cm), a fim de torna-la Câmara de Dessorção (CD) com preenchimento.

Os parâmetros operacionais foram mantidos para esta fase do estudo, conforme mostrado na Tabela 5.13. A CD com preenchimento foi operada na fase 3 (20 m³.d⁻¹) e fase 4 (30 m³.d⁻¹). A CHS e rQ foram mantidas próximas às da CD simplificada, não havendo diferença estatística com intervalo de confiança de 95% entre elas a partir do teste de *U de Mann-Whitney*.

Tabela 5.13 - Parâmetros operacionais de experimentos nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	CHS (m ³ .m ⁻² .min ⁻¹)	rQ	H (m)
3	0,15 (0,02 - 8)	3,97 (0,51 - 7)	1,2
4	0,27 (0,043- 12)	2,26 (0,36 - 9)	1,2
Média (Desvio padrão – Número de dados)			

Foi aplicado o teste estatístico *U de Mann-Whitney* para DQO, SSed, SST e SSV, e não houve diferença significativa com intervalo de confiança de 95% entre entrada e saída para nenhum destes parâmetros analisados (Tabela 5.14).

Tabela 5.14 - Parâmetros físico-químico da CD com preenchimento

Parâmetros	3		4	
	Antes	Depois	Antes	Depois
DQO mg/L	99,3 (50,1 - 9)	110,4 (58,2 - 9)	93,5 (35,01 - 20)	112,1 (62,9 - 19)
SSed ml/L	0,4 (0,2 - 9)	0,4 (0,3 - 9)	0,4 (0,2 - 10)	0,7 (0,4 - 10)
SST mg/L	50,7 (6,4 - 5)	53,2 (4,2 - 5)	41,5 (13,2 - 10)	42,7 (15,4 - 5)
SSV mg/L	31,1 (7,0 - 5)	37,5 (3,3 - 15)	27,5 (7,3 - 10)	30,5 (9,7 - 9)
OD mg/L	1,6 (0,6 - 3)	3,4 (0,8 - 3)	1,2 (0,7 - 8)	3,2 (1,0 - 7)
Temp. °C	27,4 (0,6 - 5)	27,4 (0,6 - 5)	26,7 (1,47 - 10)	26,3 (1,76 - 8)
pH	7,3 (0,2 - 5)	7,5 (0,2 - 6)	7,2 (0,2 - 9)	7,4 (0,2 - 7)
Média (Desvio padrão – Número de dados)				

5.1.6 Controle de metano

As concentrações do metano dissolvido afluente e efluente estão descritas na Tabela 5.15. As concentrações de entrada à CD com preenchimento foram em média de 12,4 mg.L⁻¹ para a fase 3 e 14,0 mg.L⁻¹ para a fase 4. Já as concentrações de saída foram de 2,2 mg.L⁻¹, fase 3, e 3,5 mg.L⁻¹ para a fase 4. Apesar da maior quantidade de dados para a fase com maior CHS aplicada (fase 4), sendo 20 dados, o coeficiente de variação indica que ambas as fases mantiveram a mesma estabilidade nos dados apresentados, variando de 23% e 26% para os afluentes e 37% e 35% para os efluentes.

Tabela 5.15 - Concentração de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Amostra	Média (mg.L ⁻¹)	DP* (mg.L ⁻¹)	CV*	N*	Percentil 25% (mg.L ⁻¹)	Percentil 75% (mg.L ⁻¹)	Mediana (mg.L ⁻¹)
3	Entrada	12,4	2,9	0,23	10	11,3	14,2	12,6
	Saída	2,2	0,8	0,37	10	1,9	2,8	2,2
4	Entrada	14,0	3,6	0,26	20	11,7	16,7	14,9
	Saída	3,5	1,2	0,35	20	2,5	4,4	3,7

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

A Figura 5.10 apresenta em forma de gráficos Box-plot as concentrações de CH₄ na entrada e saída da CD com preenchimento, evidenciando a queda da concentração dentro da unidade de dessorção, indicando uma diferença entre as medianas de entrada e saída de 10,4 mg.L⁻¹ para melhor condição (fase 3) e 11,2 mg.L⁻¹ para a fase 4. As concentrações de metano dissolvido no efluente da CD foram próximas as encontradas por Santo (2017), 2,3 mg/L⁻¹, que testou uma CD com preenchimento piloto. Além disto, através da amplitude interquartil, 0,9 mg.L⁻¹ para os dados de saída da fase 3 e 1,9 para os dados de saída da fase 4, percebe-se que houve pouca variação entre os dados coletados, sinalizando robustez do sistema.

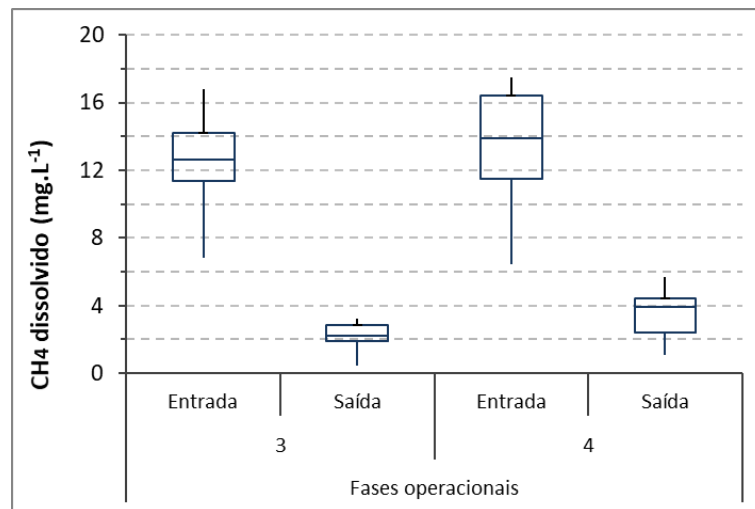


Figura 5.10 - Concentração de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

A remoção superior do metano dissolvido em relação à CD simplificada pode ser confirmada pelas eficiências de remoção mostradas na Tabela 5.16. Houve um incremento aproximadamente de 20% de eficiência da fase 1 (61,7%) para a fase 3 (82,4%) e de aproximadamente 13% da fase 2 (62,2%) para a fase 4 (75,0%). Ademais, operação da CD com preenchimento se mostrou robusta, com coeficientes de variação de 7% para a fase 3 e 10% para a fase 4.

Foi realizado teste estatístico *U de Mann-Whitney* com intervalo de confiança de 95% entre as fases 3 e 4, e entre as fases com e sem preenchimento, mas com mesmos parâmetros operacionais (1 e 3, 2 e 4). Quando o teste foi aplicado entre as fases 1 e 3, e 2 e 4, as eficiências de remoção de metano dissolvido apresentaram diferença significativa, indicando o incremento na eficiência de remoção de CH₄ dissolvido a partir do preenchimento.

De maneira semelhante, quando o teste foi aplicado às fases 3 e 4, também pode-se observar diferença significativa entre as fases, assinalando que o aumento da CHS aplicada à CD com preenchimento influenciou na remoção do metano dissolvido.

Apesar da diferença significativa entre as fases 3 e 4, pode-se afirmar que o incremento de eficiência para as duas fases foi satisfatório, uma vez que obtiveram baixas concentrações de CH₄ dissolvidos no efluente.

Com isso, para essa configuração da câmara de dessorção, a decisão pelo aumento da CHS passa pela necessidade de diminuição de área em planta do projeto, já que, mesmo com a

diferença entre as fases, a remoção do metano dissolvido foi bastante superior à etapa anterior, sem preenchimento.

Tabela 5.16 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
3	82,4	5,9	0,07	10	78,6	84,7	83,2
4	75,3	7,9	0,10	14	69,3	79,5	77,9

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

O resultado obtido no presente estudo diverge ao apresentado por Santo (2017), que estudando uma CD com preenchimento, avaliou duas fases operacionais, com a rQ de 17,1 e 0,1. Segundo o autor, não houve diferença significativa no intervalo de 95% aplicando o teste de *Mann Whitney* entre as eficiências de remoção duas condições de trabalho.

Além disso, a porcentagem de remoção da fase 3 observada, operando com a vazão de 20 m³.d⁻¹, permaneceu próxima ao encontrado no trabalho citado, 89,0%. Essa diferença pode ser explicada pela maior altura de queda útil e maior rQ aplicada por Santo (2017), que apesar da CHS ser praticamente o dobro da fase 3, a altura de queda era de 1,5 metros e a relação rQ foi maior do que 17, ao passo que as configurações aplicadas neste estudo foram de 1,2 metros e 4,0.

Quando comparadas as eficiências obtidas no presente trabalho a outros estudos que também objetivaram a remoção de metano dissolvido como os de Matsuura *et al.* (2015), Bandara *et al.* (2011) e Huete *et al.* (2016), que obtiveram eficiências de remoção de 70%, 77% e 99% respectivamente, pode-se dizer que de certa forma a queda na concentração de CH₄ foi satisfatória, uma vez que foram próximas as encontradas na literatura citada. Vale ressaltar que os dois primeiros estudos citados visavam a recuperação de CH₄ dissolvido, assim, as condições de operação (baixo rQ e vácuo) para este objetivo pode ser a justificativa pela menor eficiência de remoção. Já Huete *et al.* (2017) operaram uma CD preenchida com o objetivo de remoção dos gases dissolvidos, sendo altura de preenchimento de 1,0 metro e altura total de queda de 1,5 metros, o que pode ter influenciado na maior eficiência de remoção de CH₄.

Na Figura 5.11 são apresentadas as eficiências de remoção em forma de Blox-plot para as fases 3 e 4.

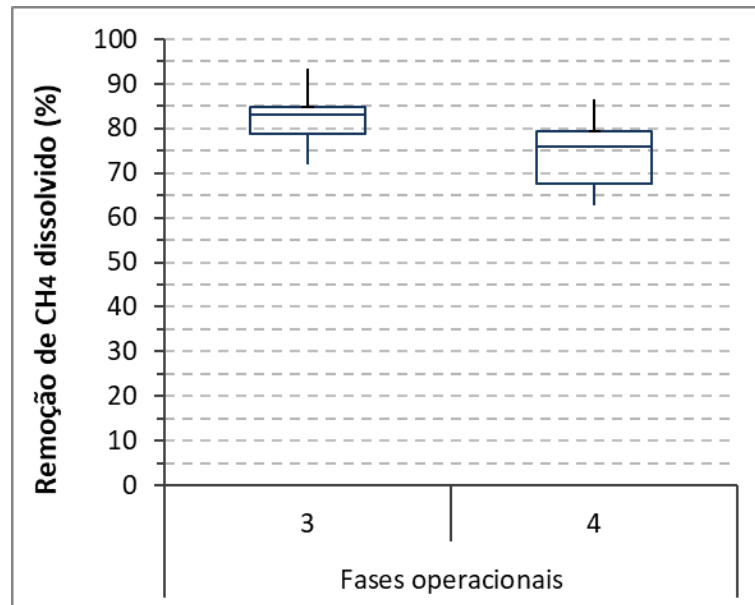


Figura 5.11 - Eficiência de remoção de metano dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

As concentrações de metano no gás residual são mostradas na Tabela 5.17. Elas são superiores as indicadas na Câmara de Dessorção simplificada. Isto se deve principalmente pelas eficiências de remoção do composto da fase líquida, que foram maiores para esta etapa do trabalho, sendo a concentração de metano no gás residual de 0,36% para a fase 3 e de 0,75% para a fase 4. Novamente, apesar da eficiência de remoção da fase 3, superior do que a fase 4, o que comanda a concentração do composto no gás residual, neste caso, é a relação entre vazão de exaustão e a vazão de esgoto (rQ), que foi superior na fase 3, tendo assim maior diluição do composto no gás residual gerado.

Tabela 5.17 - Concentração de metano no gás residual nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
3	0,36	0,12	0,32	10	0,33	0,37	0,35
4	0,75	0,27	0,36	17	0,55	0,89	0,74

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

A Figura 5.12 expõe as concentrações do gás residual em forma de Box-plot. A amplitude interquartil da fase 3 variou de 0,33 % até 0,37 %, já para a fase 4 foi de 0,55 % até 0,89 %. Desta forma, 75 % dos dados da concentração de CH₄ no gás residual da fase 4 foram superiores ao percentil 75 % da fase 3, confirmando a maior concentração se deu apenas pela

menor diluição do composto no gás gerado, uma vez que a eficiência de remoção da fase 3 foi superior.

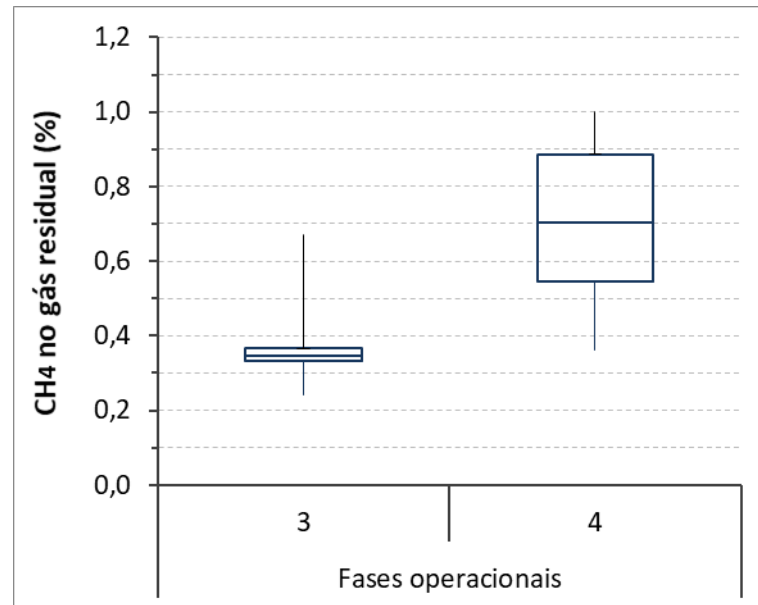


Figura 5.12 - Concentração de metano no gás residual das fases 3 e 4 para CD com preenchimento

O balanço de massa para o CH_4 pode ser observado na Figura 5.13 e na Tabela 5.18. A parcela de remoção que vai para o gás residual foi de 69,8% fase 3 e 70,5% fase 4. Apesar das concentrações de metano na fase gasosa serem maiores do que as encontradas na CD simplificada, o mesmo entendimento pode ser dado para o gerenciamento do gás residual gerado, sendo direcionado e tratado por biofiltros e biopercoladores.

Tabela 5.18 - Balanço de massa de metano nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Amostra		Vazão ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	Conc. ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	Fluxo ($\text{g} \cdot \text{dia}^{-1}$)	Balanço (%)
3	Entrada	$\text{CH}_4(\text{líquido})$	19,9	12,4	248,1	100,0
		$\text{CH}_4(\text{líquido})$		2,2	44,5	17,9
	Saída	$\text{CH}_4(\text{gás})$	80,0	0,36*	173,2	69,8
		Complemento				12,3
4	Entrada	$\text{CH}_4(\text{líquido})$	36,2	14,0	505,8	100,0
		$\text{CH}_4(\text{líquido})$		3,5	125,3	24,8
	Saída	$\text{CH}_4(\text{gás})$	80,0	0,75*	356,5	70,5
		Complemento				4,7

*concentração gás residual em % (v/v)

O balanço de massa do metano para a CD com preenchimento pode ser visto na Figura 5.13. Da mesma forma que para a CD simplificada, o complemento de metano nessa fase pode ser explicado pela posição do ponto de coleta afluente à câmara, que estava em um desnível de

0,7 m da saída do reator UASB. Isso possibilita o desprendimento do CH_4 dissolvido dentro da linha que conduz o líquido do reator até a câmara e sem nenhum ponto de saída para a atmosfera desse gás desprendido, há a possibilidade dele entrar na CD na forma gasosa. Com isso, essa parcela não foi contabilizada na entrada da CD, sendo incrementada no gás residual gerado e entrando no balanço de massa na fase gasosa.

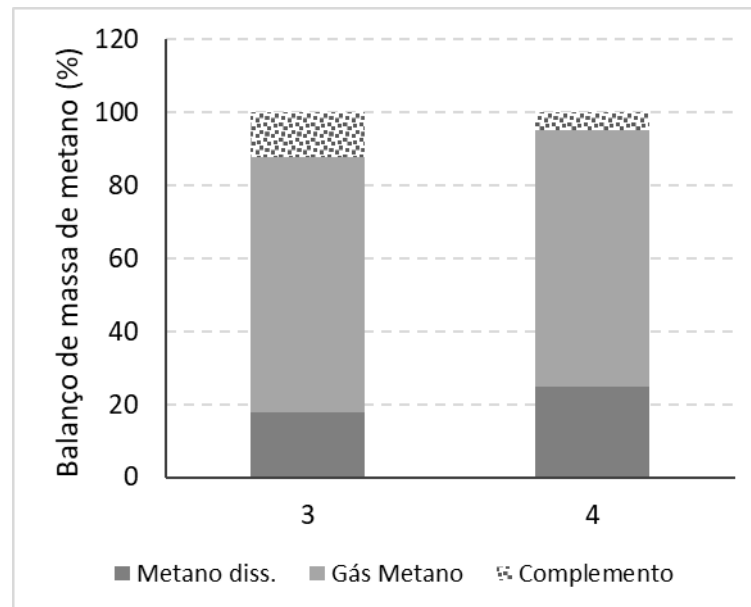


Figura 5.13 - Balanço de massa de metano para CD com preenchimento

5.1.7 Controle de Sulfeto de Hidrogênio

A Tabela 5.19 descreve as concentrações afluentes e efluentes para o sulfeto de hidrogênio dissolvido ao passar CD com preenchimento. As concentrações médias de entrada foram $5,9 \text{ mg.L}^{-1}$ (fase 3) e $7,3 \text{ mg.L}^{-1}$ (fase 4), já para a concentração de saída observa-se que a quantidade de H_2S dissolvido no efluente são próximas a $0,8 \text{ mg.L}^{-1}$ para ambas as fases operacionais. Apesar do desvio padrão e coeficiente de variação (92% e 115%) indicar grande diferença entre os dados de saída da CD com preenchimento, isto se deve pelas baixas concentrações obtidas.

Tabela 5.19 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Amostra	Média	DP*	CV*	N*	Percentil	Percentil	Mediana
------	---------	-------	-----	-----	----	-----------	-----------	---------

		(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)			25% (mg.L ⁻¹)	75% (mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)
3	Entrada	5,9	3,6	0,60	9	4,0	6,6	4,3
	Saída	0,8	0,7	0,92	9	0,1	1,6	0,9
4	Entrada	7,3	2,6	0,36	17	5,6	9,4	8,0
	Saída	0,8	1,0	1,15	17	0,2	1,4	0,5

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Desta forma, considerando que evitar a emissão do gás sulfídrico para a atmosfera é um dos objetivos principais deste trabalho, a concentração efluente de sulfeto dissolvido após a CD estar menor que 1 (Figura 5.14), auxilia no gerenciamento das emissões, a fim de diminuir as emissões de gases dissolvidos que se desprendem a jusante de reatores UASB. Tem-se que 75% dos dados encontrados para as duas fases foram inferiores a 1,6 mg.L⁻¹.

A Figura 5.15 apresenta as concentrações de sulfato afluente e efluente à Câmara de Dessorção com preenchimento para as fases 3 e 4. Diferentemente do que ocorreu nas fases 1 e 2, houve aumento da concentração efluente de 12 mg.L⁻¹ (fase 3) e 9 mg.L⁻¹ (fase 4), indicando oxidação dos compostos de enxofre.

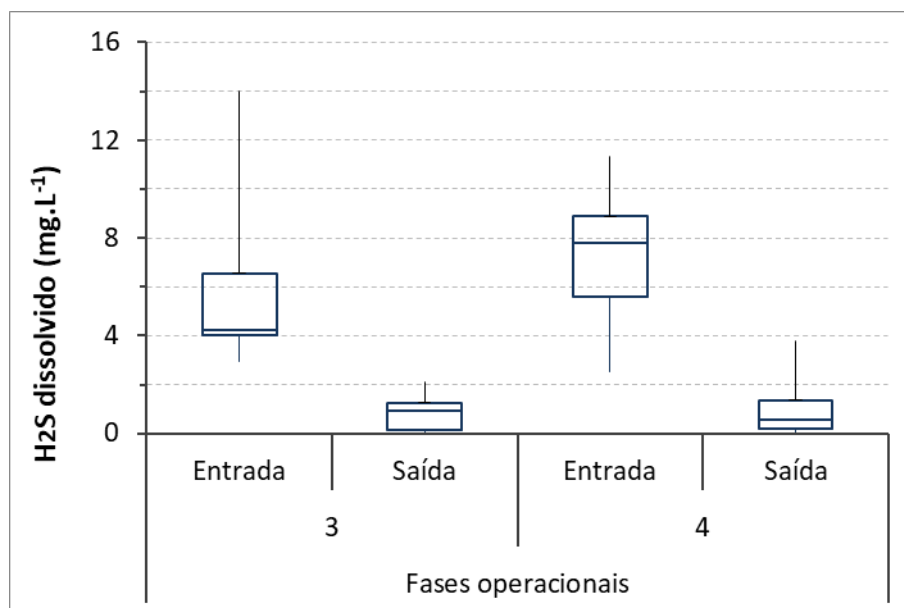


Figura 5.14 - Concentração de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

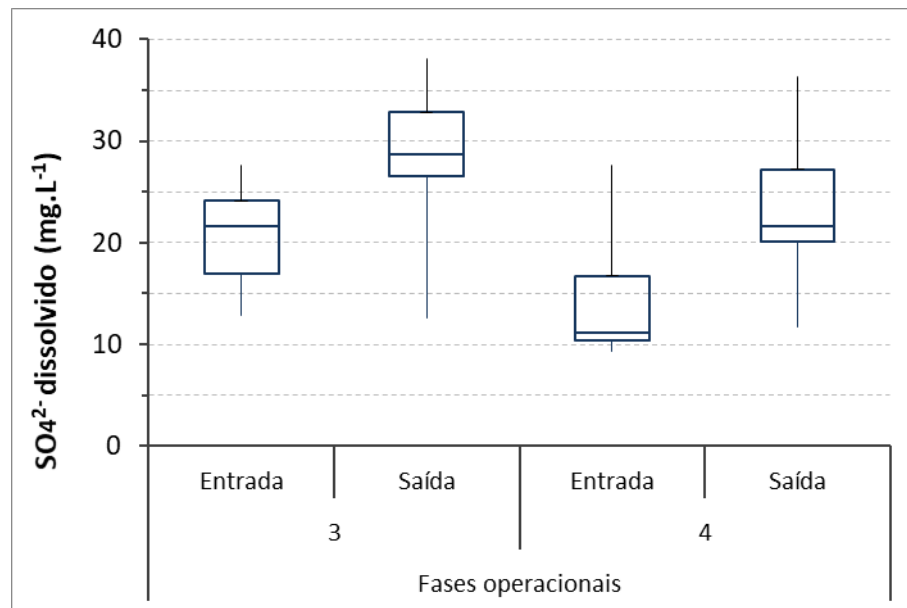


Figura 5.15 - Concentrações de sulfato dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Isto posto, as eficiências de remoção do H₂S dissolvido (Tabela 5.20) foram superiores as encontradas nas fases anteriores do estudo, fase 1 (55,4 %) e fase 2 (42,9 %). As eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido foram de 87,3% para a fase 3 e de 89,7% para a fase 4, com coeficiente de variação menor do que 13 % para ambas as fases. Sendo assim, esta remoção foi devido a dessorção H₂S dissolvido e à oxidação dos compostos de enxofre.

Tabela 5.20 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
3	87,3	10,9	0,13	9	84,9	96,7	86,1
4	89,7	10,2	0,11	17	83,5	97,1	93,2

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Teste estatístico *U de Mann-Whitney* foi utilizado para comparação entre as eficiências de remoção das fases 3 e 4. As duas fases não apresentaram diferença significativa com intervalo de confiança de 95%, diferente do relatado para a CD simplificada, que apresentou diferença significativa para a remoção do H₂S dissolvido entre as fases 1 e 2.

Para essa fase do estudo, a redução da rQ de operação para a CD com preenchimento se manteve em condições de remover a carga de sulfeto de hidrogênio excedente. Isto provavelmente se deve pelo mecanismo de oxidação dos compostos de enxofre.

Ao contrário do observado nas etapas anteriores do trabalho, a mediana da eficiência de remoção do sulfeto de hidrogênio dissolvido da fase operacional 4 aumentou em relação a fase 3 (Figura 5.16), mesmo com o aumento de carga hidráulica superficial aplicada, sendo que 75% dos dados foram superiores a 83%. Além disto, a melhor condição indica que 50% dos dados de eficiências remoção de H₂S maiores do que 93% (fase 4).

Quando comparado as médias de eficiências de remoção com as relatadas por Santo (2017), de 86%, a remoção do H₂S dissolvido foi semelhante para ambas as fases do presente estudo. Contudo, o rQ utilizado na pesquisa de Santo (2017) foi de 17,1, indicando maior gasto de energia com a exaustão do gás residual, mesmo sendo elevada esta vazão de exaustão, o estudo citado apresentou concentração de gás sulfídrico foi de 523 ppm.

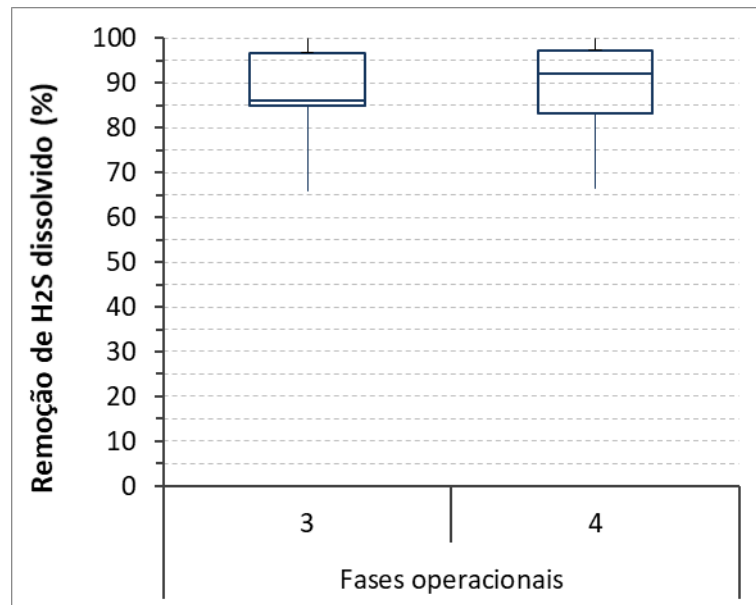


Figura 5.16 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Assim, a concentração do gás residual na fase 4 também foi superior a fase 3 (Tabela 5.21), não só pela menor relação entre vazão de ar e vazão de esgoto, mas também pela maior eficiência de remoção do composto para a fase gasosa. Entretanto, quando comparados com a CD simplificada, as concentrações do gás sulfídrico para as fases 3 e 4, 158 ppm e 200 ppm respectivamente, foram inferiores a etapa anterior (333 ppm – fase 1 e 360 ppm – fase 2).

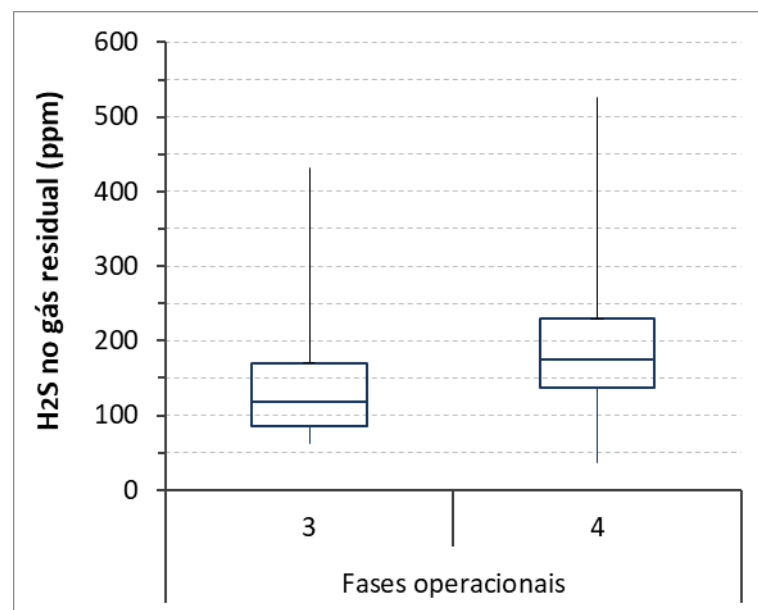
Isso indica que além da maior eficiência de remoção, o mecanismo predominante no processo é a oxidação dos compostos de enxofre. Assim, pode-se afirmar que houve o incremento da transferência de massa após ao aumento de área superficial específica a partir ao preenchimento da CD, confirmando o objetivo específico 2.

Tabela 5.21 - Concentração de sulfeto no gás residual das fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Média (ppm)	DP* (ppm)	CV*	N*	Percentil 25% (ppm)	Percentil 75% (ppm)	Mediana (ppm)
3	158	121	0,76	9	86	170	119
4	200	115	0,57	14	136	229	175

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Assim sendo, mesmo com a maior eficiência de remoção, as concentrações do sulfeto de hidrogênio no gás residual foram inferiores a 229 ppm para 75% dos dados para a fase de menor rQ e conseqüentemente, com menor diluição do composto no gás gerado pela CD com preenchimento (Figura 5.17).

**Figura 5.17** – Concentração de sulfeto no gás residual nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

A Tabela 5.22 apresenta a concentração de enxofre elementar da entrada e saída da CD com preenchimento. Para a fase experimental 3, as concentrações afluentes foram de 7,4 mg.L⁻¹ e efluentes foram de 5,2 mg.L⁻¹. Já para a etapa 4, as concentrações foram de 5,8 mg.L⁻¹ e 6,2 mg.L⁻¹, respectivamente para entrada e saída da CD. O teste estatístico *U de Mann-Whitney* não indicou diferença significativa para o intervalo de confiança de 95%.

Tabela 5.22 - Concentração de enxofre elementar para CD com preenchimento

Fase	Amostra	Média (mg.L ⁻¹)	DP* (mg.L ⁻¹)	CV*	N*	Percentil 25% (mg.L ⁻¹)	Percentil 75% (mg.L ⁻¹)	Mediana (mg.L ⁻¹)
3	Entrada	7,4	4,5	0,61	5	4,7	7,7	5,7
	Saída	5,2	3,5	0,67	6	2,9	8,1	3,9
4	Entrada	5,8	1,7	0,28	7	5,0	6,7	5,3

Saída 6,2 2,1 0,34 7 5,0 7,6 7,1

* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

Já a Tabela 5.23 apresenta o balanço de enxofre para unidade de dessorção com preenchimento. A parcela de conversão a sulfato foi o mecanismo principal na remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido, sendo responsável por 48,0% do balanço na fase 3 e de 45,7% na fase 4. O mecanismo de dessorção foi responsável por apenas 3,8% e 3,1% nas fases 3 e 4 respectivamente Figura 5.18.

Tabela 5.23 - Balanço de massa de enxofre nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Amostra	Vazão (m ³ .d ⁻¹)	Conc. (mg.L ⁻¹)	Fluxo (g.dia ⁻¹)	Balanço (%)	
3	Entrada	H ₂ S _(líquido)		5,9	111,1	28,0
		SO ₄ ²⁻ _(líquido)	19,9	20,7	137,8	34,7
		S ⁰ _(líquido)		7,4	147,9	37,3
		Total			396,8	100
	Saída	H ₂ S _(líquido)		0,8	14,8	3,7
		SO ₄ ²⁻ _(líquido)	19,9	28,6	190,5	48,0
		S ⁰ _(líquido)		5,2	104,4	26,3
		H ₂ S _(gás)	80,0	158*	15,1	3,8
		Total			324,8	81,8
	Complemento					18,2
4	Entrada	H ₂ S _(líquido)		7,3	248,4	39,9
		SO ₄ ²⁻ _(líquido)	36,2	13,5	162,5	26,1
		S ⁰ _(líquido)		5,8	211,8	34,0
		Total			622,7	100
	Saída	H ₂ S _(líquido)		0,8	27,6	4,4
		SO ₄ ²⁻ _(líquido)	36,2	23,6	284,6	45,7
		S ⁰ _(líquido)		6,1	222,1	36,0
		H ₂ S _(gás)	80,0	200*	19,0	3,1
		Total			533,3	89,2
	Complemento					10,8

*concentração gás residual ppm

As parcelas do balanço de massa para os compostos de enxofre da CD com preenchimento podem ser observadas na Figura 5.18.

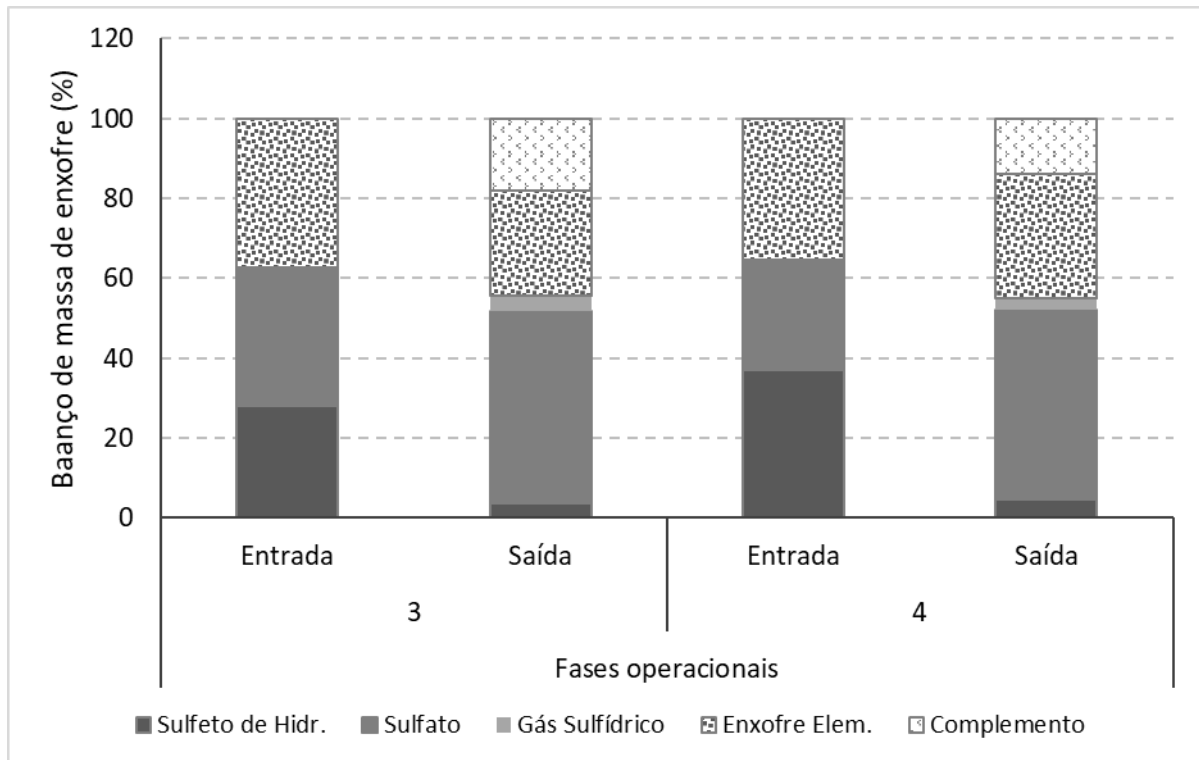


Figura 5.18 - Balanço de massa de enxofre para CD com preenchimento

Além da análise pontual do gás sulfídrico incorporado ao gás residual gerado, foi instalado na linha de exaustão um medidor de H_2S na fase gasosa (Odalog[®]), para o acompanhamento da concentração do sulfeto de hidrogênio no gás residual ao longo do tempo, Figura 5.19. Desta forma, pode-se perceber que as concentrações de H_2S no gás residual foram menores no período entre 10 horas até as 15 horas, tendo um aumento progressivo até a parte da noite, onde as concentrações foram superiores.

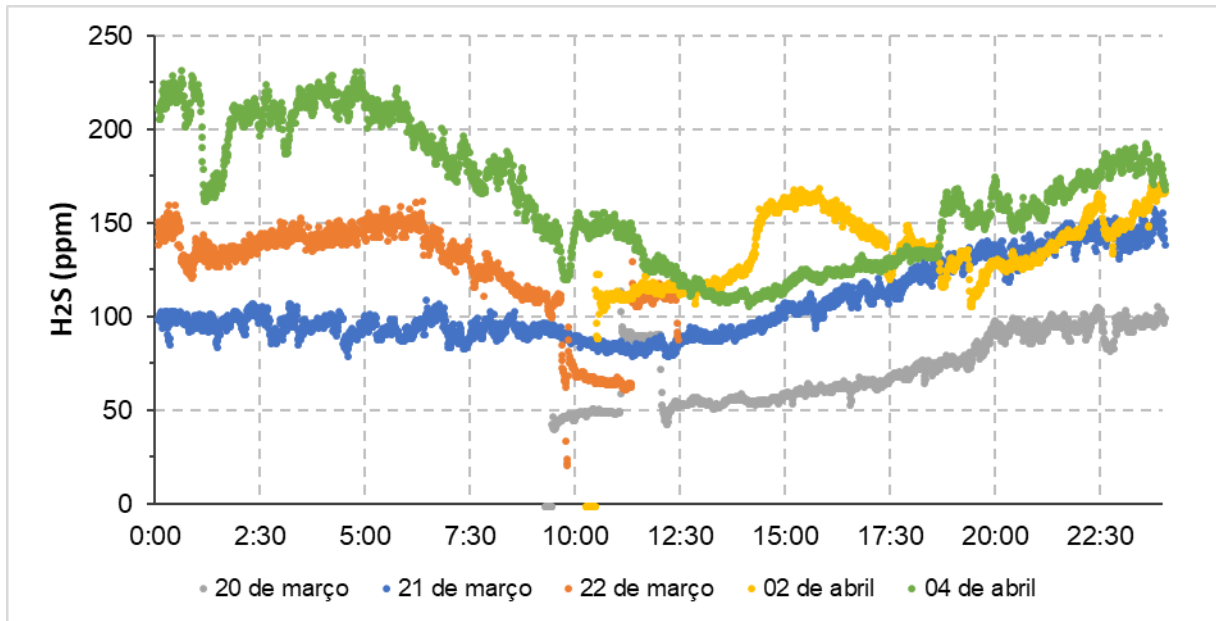


Figura 5.19 - Monitoramento do H₂S no gás residual para a CD com preenchimento

5.1.8 Resumo dos resultados

Na Tabela 5.24 é apresentado o resumo dos resultados obtidos nos estudos da câmara de dessorção simplificada em escala demonstração.

Tabela 5.24 - Resumo dos resultados da Câmara de Dessorção com preenchimento em escala de demonstração

Parâmetros	CH ₄		H ₂ S		Unidade
	Fase 3	Fase 4	Fase 3	Fase 4	

CHS	0,15	0,27	0,15	0,27	$\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$
rQ	3,97	2,26	3,97	2,26	-
H	1,2	1,2	1,2	1,2	m
Entrada – Fase líquida	12,4	13,0	5,9	7,3	mg.L^{-1}
Saída – Fase líquida	2,2	3,3	0,8	0,8	mg.L^{-1}
Eficiência de remoção	82,4	75,3	87,3	89,7	%
Fase gasosa	0,36	0,75	158	200	(% / ppm)
Principais Resultados (metano)	<ul style="list-style-type: none"> Houve diferença significativa entre as eficiências encontradas nas fases 3 e 4. Apesar da diferença significativa entre as fases, pode-se afirmar que o incremento de eficiência para as duas fases foi satisfatório, uma vez que obtiveram baixas concentrações de CH₄ dissolvidos no efluente. Houve diferença significativa entre as fases operacionais com e sem preenchimento, indicando que o incremento na eficiência de remoção a partir do preenchimento da CD; A redução da rQ não foi fator governante na diminuição de eficiência entre as duas fases da CD com preenchimento; A diferença entre as concentrações no gás residual pode ser explicada pela menor rQ aplicada na fase 4, que possibilita a elevação do composto no gás residual; 				
Principais Resultados (sulfeto de hidrogênio)	<ul style="list-style-type: none"> Diferente do ocorrido para a CD simplificada, parte da remoção do H₂S dissolvido pode ser explicada pela oxidação dos compostos de enxofre; Para a CD com preenchimento, o aumento da vazão e, conseqüentemente, a redução da rQ não influenciou na eficiência de remoção do H₂S dissolvido; O preenchimento da CD possibilitou o incremento da transferência de massa devido ao aumento da área superficial disponível; A diferença entre as concentrações no gás residual pode ser explicada pela menor rQ aplicada na fase 4, que possibilita a elevação do composto no gás residual; 				

5.2 Câmara de Dessorção em escala piloto

A Câmara de Dessorção em escala piloto teve o propósito de dessorção e recuperação de metano dissolvido do efluente do reator UASB, mas também de remoção de H₂S dissolvido.

Portanto, a relação entre vazão de ar e vazão de esgoto (rQ) foi mantida abaixo de 0,1, visando minimizar a diluição do gás metano desprendido em relação ao gás residual gerado, já a carga hidráulica superficial (CHS) aplicada teve média de $0,58 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$. Os parâmetros operacionais médios estão descritos na Tabela 5.25.

Tabela 5.25 - Parâmetros operacionais da CD piloto

	CHS ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$)	rQ	H (m)
CD piloto	0,58 (0,13 - 29)	0,06 (0,02 - 29)	1,5
Média (Desvio padrão – Número de dados)			

A Tabela 5.2 apresenta os resultados físico-químicos para a entrada e saída da CD piloto. Dessa forma, houve um pequeno acréscimo na média de DQO, sendo na entrada 128 mg.L⁻¹ e a saída 143 mg.L⁻¹. Este aumento de DQO foi acompanhado pelo incremento de sólidos suspensos totais e voláteis, sendo o incremento de aproximadamente 8 mg.L⁻¹ para os dois parâmetros monitorados, ou seja, bastante pequeno.

Apesar dos valores das médias de entrada e saída de DQO apresentarem uma diferença verificou-se, a partir do teste *U de Mann-Whitney*, não haver diferença significativa entre as amostras para o intervalo de confiança de 95%.

O mesmo teste de *U de Mann-Whitney* foi realizado para os parâmetros de sólidos suspensos totais e de sólidos suspensos voláteis, e para ambos os casos, os valores da média de entrada e saída da CD piloto, não apresentou diferença significativa no intervalo de confiança de 95%. Indicando desta forma, que a remoção física dos gases dissolvidos, é o principal mecanismo atuante no sistema, não havendo remoção biológica de matéria orgânica, mesmo com o material de preenchimento.

Tabela 5.26 - Parâmetros físico-químico para CD piloto

Parâmetros	Entrada	Saída
DQO mg/L	128 (35,8 - 26)	143 (56,2 - 26)
SSed ml/L	0,7 (0,4 - 18)	1,1 (0,9 - 15)
SST mg/L	48 (14,0 - 10)	56 (21,5 - 10)
SSV mg/L	29 (9,5 - 11)	36 (16,8 - 11)
OD mg/L	1,8 (1,0 - 11)	2,7 (1,4 - 12)
Temp. °C	26,2 (1,0 - 18)	26,3 (1,0 - 16)
pH	7,1 (0,2 - 20)	7,1 (0,2 - 19)

Média (Desvio padrão – número de dados)

5.2.1 Controle de metano

A Tabela 5.27 apresenta os resultados da estatística descritiva das concentrações de metano dissolvido no afluente e efluente da CD piloto. A concentração de CH₄ dissolvido que entra teve média de 14,9 mg.L⁻¹, após a CD diminui para 6,7 mg.L⁻¹. Ao comparar o coeficiente de variação para os 39 dados de cada amostra, observa-se que para o afluente foi de 18 % e para o efluente foi de 35 %.

Tabela 5.27 - Concentração de metano dissolvido para CD piloto

Amostra	Média	DP*	CV*	N*	Percentil	Percentil	Mediana
---------	-------	-----	-----	----	-----------	-----------	---------

	(mg.L ⁻¹)				25%	75%	(mg.L ⁻¹)
					(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	
Entrada	14,9	2,7	0,18	39	13,4	16,9	15,1
Saída	6,7	2,4	0,35	39	5,1	8,2	6,7

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

As variações dos dados para os dois pontos foram próximas, uma vez que a amplitude interquartil foi parecida, de 3,5 mg.L⁻¹ para a entrada e de 3,1 mg.L⁻¹ para a saída da CD, sendo que 75% das amostras apresentaram concentração abaixo do que 8,2 mg.L⁻¹. Esta proximidade pode ser observada na Figura 5.20 que mostra as concentrações de CH₄ dissolvidos em forma de Box-plot. Tais gráficos expõe a redução nas concentrações do composto metano ao passar pela CD.

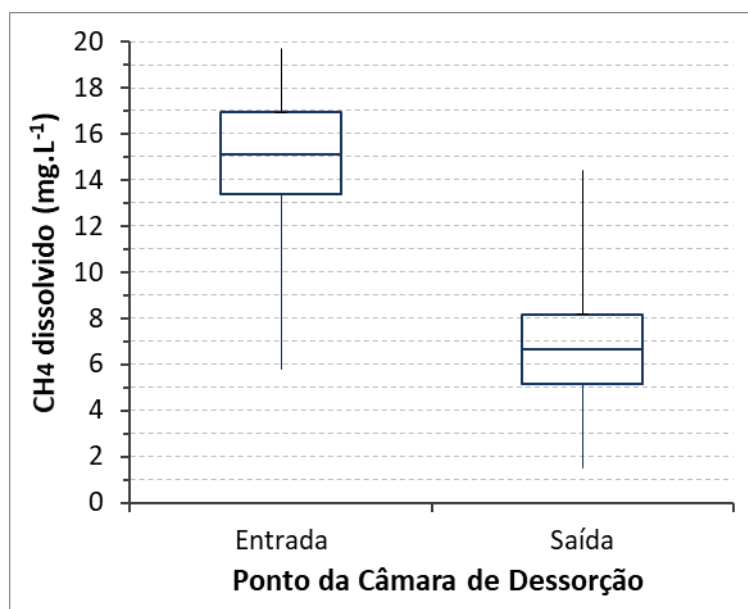


Figura 5.20 - Concentração de metano dissolvido para CD piloto

Em um estudo anterior com Câmara de Dessorção em escala piloto objetivando a recuperação do CH₄ dissolvido, realizado por Santo (2017), a eficiência de remoção desse composto do meio líquido foi em torno de 77 %, superiores às encontradas no presente estudo, que foram próximas a 57 % (Tabela 5.28).

Uma justificativa para esta diferença é a maior CHS aplicada nesse trabalho, enquanto Santo (2017) aplicou CHS foi de 0,3 m³.m⁻².min⁻¹, o presente estudo operou com CHS de 0,58 m³.m⁻².min⁻¹.

Outro ponto importante é a relação entre vazão de gás e vazão de esgoto, que no trabalho desenvolvido por Santo (2017) foi de 0,1, ao passo que no projeto atual foi de 0,06. Heile *et*

al. (2017) ressaltam que a redução do rQ para concentrar o gás metano no gás residual operando com vazões de exaustão muito baixas, podem restringir a eficiência de remoção através do aumento de resistência da fase gasosa.

Essa também pode ser a justificativa da queda de eficiência de remoção da CD preenchida em escala demonstração para a escala piloto, que além da CHS aplicada ser de 0,15 e 0,27 m³.m².min⁻¹, respectivamente para as fases 3 e 4, possuía rQs de 3,97 e 2,26.

Tabela 5.28 - Eficiência de remoção de metano dissolvido para CD piloto

Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
57,2	10,3	0,18	38	51,3	66,3	55,8

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

Outros estudos que utilizaram unidade de dessorção foram Matsuura *et al.* (2015) e Huete *et al.* (2016). As eficiências de remoção no presente estudo também foram inferiores às encontradas nos dois estudos citados que ficaram próximas de 77 % e 99 %, respectivamente. Contudo, a CHS aplicada por Matsuura *et al.* (2015) foi bastante baixa, próxima de 0,0075 m³.m².min, ao passo que a CHS aplicada por Huete foi superior, de 0,9 e 1,7 m³.m².min.

Um fator que pode ter influenciado para menor eficiência do presente estudo é a operação contínua (24 horas todo dia), que diferente de Santo (2017) que operava a CD apenas nos dias de coleta (2 vezes por semana). A operação diária favorece o acúmulo de material no preenchimento, reduzindo a área superficial disponível para transferência de massa entre ar-líquido ou causando caminhos preferenciais para o líquido, diminuindo o potencial de remoção da unidade.

Para avaliação da recuperação do metano, foi particularmente importante o monitoramento do gás residual. Desta forma, a Tabela 5.29 apresenta a concentração de metano no gás gerado pela CD piloto. Na média, a concentração de CH₄ foi de 17,2 %. Ao observar a amplitude interquartil variou de 13,9 % até 19,3 %, sendo que a mediana foi de 16,1 %.

Santo (2017) encontrou concentração no gás residual próxima de 21,7%. A menor concentração do presente estudo pode ser justificada pela menor eficiência de remoção do metano.

Tabela 5.29 - Concentração de metano no gás residual da CD piloto

Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
17,2	4,16	0,24	28	13,9	19,2	16,1

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

Huete *et al.* (2016) operou com duas relações rQ, sendo a primeira de 1,0 e a segunda de 0,5. Mesmo com eficiências de 99% para ambas, a concentração de metano no gás residual foi de 2,7 % e 4,5 %, respectivamente. Assim, a operação da CD piloto do presente estudo com baixo rQ (0,06) traz, de fato, como vantagem a perspectiva do aproveitamento do gás residual gerado.

Em outro estudo, realizado por Bandara *et al.* (2011), visando a recuperação de metano dissolvido a partir de membrana desgaseificadora, obtiveram média da concentração de metano no gás residual próxima a 22 %, sendo que a operação desta membrana era à vácuo, tendo assim, uma demanda de energia superior à CD.

O balanço de massa de metano dissolvido que entra na CD piloto é demonstrado na Figura 5.21 e na Tabela 5.30, onde mais de 38% do que entra se desprende para o gás residual. Isso possibilita o aproveitamento do gás metano em algumas perspectivas.

O gás residual poderia ser direcionado para a linha de biogás do reator UASB, sendo incorporado neste subproduto e tendo uma destinação mais adequada, simplificando o fluxograma do pós-tratamento de subprodutos gerados pela estação de tratamento de esgoto (BRANDT, 2016). Outra perspectiva é incorporar o gás residual gerado dentro do reator UASB, promovendo a microaeração. Está técnica visa a remoção do H₂S no biogás produzido a partir da oxidação do composto de enxofre com pequenas quantidades de oxigênio, contudo pesquisas iniciais aproveitando o gás residual para este objetivo estão sendo desenvolvidas programa de pós-graduação DESA/UFMG

Tabela 5.30 - Balanço de massa de metano para CD piloto

Região	Parcelas	Vazão (L.min ⁻¹)	Conc. (mg.L ⁻¹)	Fluxo (g.d ⁻¹)	Balanço (%)
Entrada	CH ₄ (líquido)	4,6	14,9	97,9	100,0
Saída	CH ₄ (líquido)	4,6	6,7	43,7	44,6
	CH ₄ (gás)	0,26	17,0*	37,8	38,7
Complemento					16,7

*concentração gás residual em % (v/v)

A Figura 5.21, apresenta em forma de gráfico de barras as proporções de cada parcela do balanço de massa para CH₄.

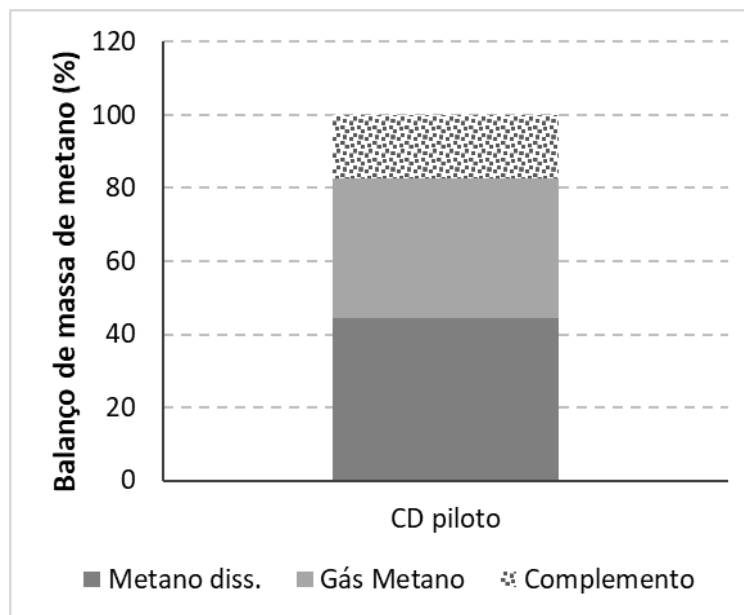


Figura 5.21 - Balanço de massa de metano da CD piloto

A Tabela 5.31, apresenta a composição do gás residual formado dentro da CD piloto, monitorado através do Geotec[®]. Neste gás retirado, a porcentagem de oxigênio é de 10,9 %, dióxido de carbono 7,1 %, monóxido de carbono 4,9 ppm e gases de balanço (basicamente N₂) 65,5 %.

Tabela 5.31 - Composição do gás residual para CD piloto

	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
CH ₄ (%)	16,4	6,0	0,37	28	12,2	19,7	15,4
H ₂ S (ppm)	702	494	0,70	28	355	904	464
O ₂ (%)	10,9	2,6	0,24	28	9,5	12,3	11,3
CO ₂ (%)	7,1	4,4	0,62	28	5,0	6,4	5,7
CO (ppm)	4,9	3,7	0,75	28	2,8	6,0	4,0
Bal. (%)	65,5	5,5	0,08	28	61,2	69,5	67,7

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

5.2.2 Controle de Sulfeto de Hidrogênio

Para o controle de sulfeto de hidrogênio, a Tabela 5.32 apresenta as concentrações afluente e efluente a CD piloto. A concentração afluente média foi de 6,9 mg.L⁻¹, com o coeficiente de variação de 36 % para os 34 dados de amostragem. Já para o efluente, após a dessorção e

oxidação do sulfeto de hidrogênio dissolvido, a concentração média foi de 2,6 mg.L⁻¹, contudo, a estabilidade dos dados variou mais do que no afluente, uma vez que o coeficiente de variação encontrado foi de 81%. Já a amplitude interquartil foi de 2,6 mg.L⁻¹ para a entrada da CD piloto e de 1,1 mg.L⁻¹ para a saída, com mediana de 2,2 mg.L⁻¹.

Tabela 5.32 - Concentração de sulfeto dissolvido para CD piloto

Amostra	Média (%)	DV* (%)	CV*	N*	Percentil	Percentil	Mediana (%)
					25% (%)	75% (%)	
Entrada	6,9	2,5	0,36	34	5,1	7,7	6,6
Saída	2,6	2,1	0,81	33	1,4	2,5	2,2

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

As Figura 5.22 e Figura 5.23 mostram em forma de Box-plot as concentrações dissolvidas afluente e efluente de sulfeto e sulfato, respectivamente. Como um dos objetivos principais, a redução da concentração do H₂S dissolvido pode ser percebida. Para o sulfato dissolvido, houve um aumento na concentração efluente, sendo que na entrada a concentração deste composto era na média de aproximadamente 17 mg.L⁻¹ e a saída apresentou média aproximadamente 29 mg.L⁻¹. Isto posto, tem-se que realmente houve oxidação do sulfeto de hidrogênio ou de outras formas de enxofre para sulfato.

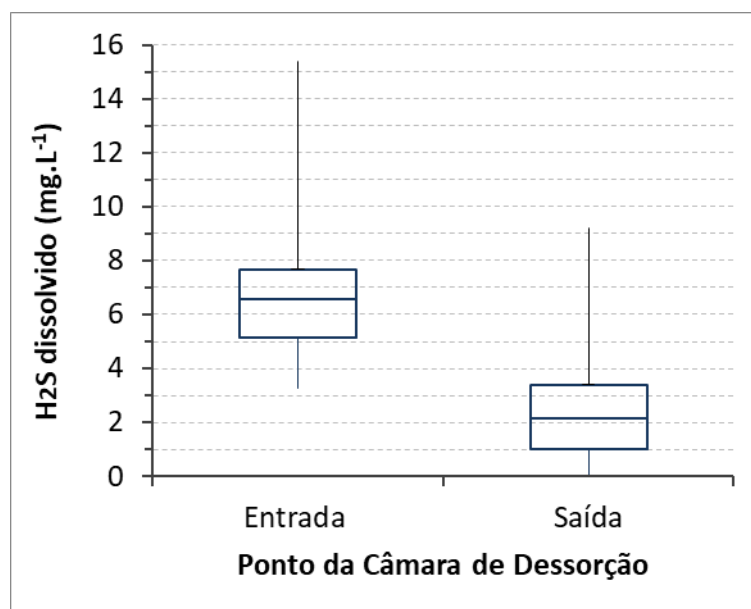


Figura 5.22 - Concentração de sulfeto dissolvido para CD piloto

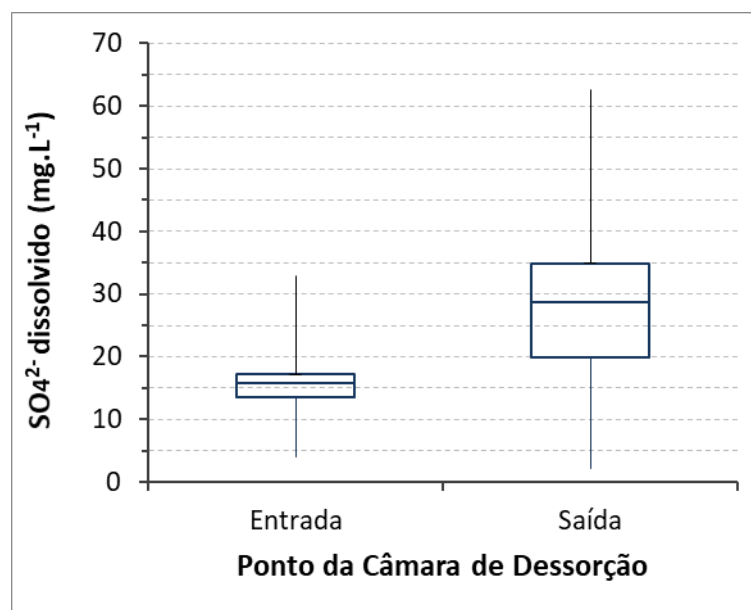


Figura 5.23 - Concentração de sulfato dissolvido para CD piloto

A Tabela 5.33 exhibe as eficiências de remoção do H₂S dissolvido ao passar pela CD, em média foi de 64,9% para os 34 dados de amostragem. Esta eficiência se mostrou novamente abaixo da encontrada por Santo (2017), que em média foi de aproximadamente de 87% de remoção.

Isto explica também a diferença da concentração de sulfeto dissolvido no efluente, como já indicado no presente trabalho foi em média de 2,6 mg.L⁻¹, ao passo que no trabalho de Santo (2017) foi de 1,3 mg.L⁻¹. Mais uma vez, essa diferença na eficiência de remoção pode ser justificada pela baixa rQ de operação do presente trabalho, 0,06, enquanto o trabalho realizado por Santo (2017) foi aplicado uma rQ 40 % superior. Contudo, o percentil 75 % indica que 25 % dos dados foram superiores a 84,1 % de remoção do H₂S, próximo ao indicado por Santo (2017).

Tabela 5.33 - Eficiência de remoção de sulfeto dissolvido para CD piloto

Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil	Percentil	Mediana (%)
				25% (%)	75% (%)	
64,9	22,9	0,35	34	54,1	84,1	65,8

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

Quando comparado ao trabalho realizado por Huete *et al.* (2016), as eficiências encontradas foram superiores. Segundo os autores, a eficiência de remoção de H₂S média encontrada foi de 32 % e a concentração do H₂S no gás residual gerado foi 422 ppm. Huete *et al.* (2016)

justifica as baixas remoções de H₂S devido ao pH, que foi superior à 8,2 em 40 dias de análise, e a média do pH de entrada na unidade de dessorção foi 8,0.

Os autores ressaltam que as eficiências menores do que as esperadas são devido a dissociação do H₂S em HS⁻, entretanto, não ficou claro se os autores mediram a concentração H₂S efluente da CD com preenchimento, não dando para identificar como eles chegaram na eficiência de remoção relatada.

Assim, a Tabela 5.34 mostra que a concentração média do H₂S na fase gasosa da CD piloto foi de 792 ppm. Este valor encontrado é bastante inferior ao relatado por Santo (2017), de 1426 ppm, à vista disto, a diferença da eficiência de remoção do sulfeto entre os dois estudos pode ser uma das explicações para esta distância na concentração do H₂S no gás residual.

Já a mediana, indica que 50% dos dados amostrados foram inferiores a 463 ppm, sendo este, um ponto importante para o gerenciamento do gás residual gerado, uma vez que mesmo a essas concentrações, o H₂S pode causar incômodos a população ao redor das estações de tratamento, sendo necessário o pós-tratamento do gás residual em biofiltros por exemplo.

Tabela 5.34 - Concentração de sulfeto no gás residual para CD piloto

Média (ppm)	DP* (ppm)	CV*	N*	Percentil 25% (ppm)	Percentil 75% (ppm)	Mediana (ppm)
702	493	0,70	28	354	904	463

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

A fim de investigar melhor o balanço de massa para o sulfeto de hidrogênio, realizaram-se também análises de enxofre elementar de entrada e saída da CD piloto, Tabela 5.35. A concentração média afluente foi 7,3 mg.L⁻¹ e a de saída foi 4,3 mg.L⁻¹. Contudo, apesar das médias indicarem a oxidação do enxofre elementar para sulfato, ao aplicar o teste *U de Mann-Whitney*, as médias não apresentaram diferença significativa com o intervalo de confiança de 95%

Tabela 5.35 - Concentração enxofre elementar para CD piloto

Amostra	Média (mg.L ⁻¹)	DP* (mg.L ⁻¹)	CV*	N*	Percentil 25% (mg.L ⁻¹)	Percentil 75% (mg.L ⁻¹)	Mediana (mg.L ⁻¹)
Entrada	7,3	5,0	0,68	14	4,0	10,0	5,3
Saída	4,3	3,1	0,73	13	1,6	5,6	3,3

* DP – Desvio padrão; CV – Coeficiente de variação; N – Número de dados.

O balanço de massa para sulfeto de hidrogênio (Figura 5.24) apresenta uma complexidade maior do que o balanço de metano, visto que houve conversão de compostos de enxofre pelo processo de oxidação, além do desprendimento do H₂S para o gás residual. Desta maneira, a Tabela 5.36 mostra que a parcela responsável pelo desprendimento do sulfeto para o gás residual foi de apenas 0,3 %. A parcela de S⁰ antes da CD foi de 42,4 % e para a saída de 24,7 %. Dessa forma, o mecanismo principal de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido dentro da CD foi a oxidação para sulfato, sendo este, responsável por 56,6 % do balanço na saída.

Tabela 5.36 - Balanço de massa de enxofre para CD piloto

Região	Parcelas	Vazão (L.min ⁻¹)	Conc. (mg.L ⁻¹)	Fluxo (g.d ⁻¹)	Balanço (%)
Entrada	H ₂ S _(líquido)		6,9	29,5	26,2
	SO ₄ ²⁻ _(líquido)	4,6	16,2	35,4	31,5
	S ⁰ _(líquido)		7,3	47,7	42,4
	Total			112,6	100
Saída	H ₂ S _(líquido)		2,6	16,3	14,5
	SO ₄ ²⁻ _(líquido)	4,6	29,2	63,7	56,6
	S ⁰ _(líquido)		4,3	27,8	24,7
	H ₂ S _(gás)	0,26	694*	0,31	0,3
	Total			108,2	96,1
				Complemento	3,9

*Concentração gás residual ppm

A Figura 5.24 mostra o balanço de massa para os compostos de enxofre.

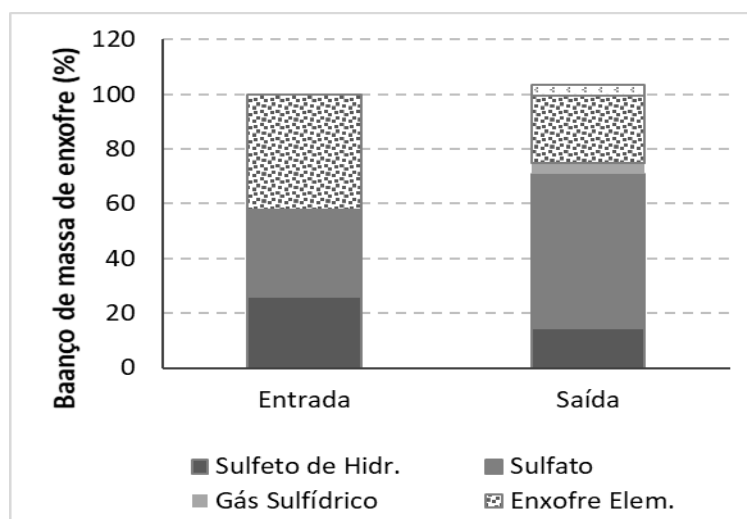


Figura 5.24 - Balanço de massa de enxofre para CD piloto

5.2.3 Resumo dos Resultados

Na Tabela 5.37 é apresentado o resumo dos resultados obtidos nos estudos da câmara de dessorção simplificada em escala demonstração.

Tabela 5.37 - Resumo dos resultados da Câmara de Dessorção com preenchimento em escala de piloto

Parâmetros	CH ₄	H ₂ S	Unidade
CHS	0,58	0,58	m ³ .m ⁻² .min ⁻¹
rQ	0,06	0,06	-
H	1,50	1,50	m
Entrada – Fase líquida	14,9	6,9	mg.L ⁻¹
Saída – Fase líquida	6,7	2,6	mg.L ⁻¹
Eficiência de remoção	57,2	64,9	%
Fase gasosa	17,2	702	(% / ppm)
Principais Resultados (metano)	<ul style="list-style-type: none"> • O estudo indicou eficiência de remoção de metano inferior a outros estudos semelhantes, em torno de 57 %; • Apesar da menor eficiência, as condições de operação aplicadas podem ser ajustadas para melhorar eficiência de remoção, sem alterar o objetivo principal, que é a recuperação de CH₄ dissolvido; • A concentração do gás metano no gás residual foi de 17,2 %, próxima a encontrada por Santo (2017), 21,7 %, e com a melhora na eficiência de remoção, poderá atingir concentrações maiores do que as encontradas no presente estudo; 		
Principais Resultados (sulfeto de hidrogênio)	<ul style="list-style-type: none"> • Diferente do ocorrido para a CD simplificada, parte da remoção do H₂S dissolvido pode ser explicada pela oxidação dos compostos de enxofre; • Mesmo com aumento de CHS aplicada e menor gasto energético por conta da rQ, a eficiência de remoção do H₂S foi superior ao da CD simplificada, indicando que mesmo com o objetivo principal ser a recuperação de CH₄, essa alternativa traz um ganho de remoção de sulfeto interessante; 		

6 CONCLUSÕES

A partir dos experimentos realizados, conclui-se que a Câmara de Dessorção apresentou grandes avanços no sentido de desenvolvimento e melhorias da tecnologia, se mostrando satisfatória para o atendimento proposta inicial de simples operação e baixo custo, sendo capaz de ser instalada em uma estação de escala real.

Além disto, as CDs simplificada e com preenchimento se mostraram como boas alternativas para o controle mau odor em estações de tratamento de esgotos que operam com reatores anaeróbios. A remoção de sulfeto de hidrogênio se situou entre 43 % e 89 %, diminuindo consideravelmente a parcela que permanece dissolvida no efluente, minimizando os impactos nas comunidades ao redor das ETEs, além de gerar um gás residual com baixas concentrações de gás sulfídrico, variando de 158 ppm até 360 ppm.

Já para o controle de emissões do gás de efeito estufa, metano, a Câmara de Dessorção promoveu o desprendimento controlado, de 62 % a 82%, do metano dissolvido em efluentes tratados de reatores UASB. Constatou-se ainda, a possibilidade de recuperação CH_4 dissolvido, o que permite uma destinação mais nobre do que o simples tratamento do composto ou a queima do mesmo.

6.1 Objetivo específico 1

As eficiências observadas se assemelham ao estudo realizado por Santo (2017), que operou uma CD simplificada em escala piloto. Dessa forma, a ampliação de escala não trouxe prejuízos para eficiência de remoção de CH_4 , que se mantiveram próximas a 60 %.

Além disto, a redução de 62 % da CHS entre a fase 1 e 2 não foi fator determinante para a remoção de CH_4 dissolvido, e apesar do estudo realizado por Santo (2017) indicar que a variação da CHS ter influenciado na remoção de metano dissolvido, o mesmo não foi percebido no presente estudo. Assim, pode-se entender que há um limite para incremento da CHS sem que haja prejuízos no processo.

Com isso, em um hidrograma real de uma ETE, em que a carga de CH_4 dissolvido varia ao longo do dia, uma análise simplificada indica que se esse aumento variar em até 62 %, a eficiência de remoção se mantém acima dos 60 %, sugerindo robustez do sistema simplificado.

Já para o H₂S dissolvido, a principal rota de fuga do composto foi para a fase gasosa, não sendo observado a oxidação do sulfeto dissolvido para outros compostos de enxofre.

6.2 Objetivo específico 2

O estudo indicou que mesmo com o aumento da CHS entre as duas fases de operação, não houve diferença significativa entre as eficiências de remoção do H₂S dissolvidos. Contudo, ao avaliar a remoção de metano dissolvido, o incremento da CHS prejudicou o processo de dessorção.

Apesar do observado no presente estudo, caso haja a necessidade de redução da área de projeto, mesmo com a perda da eficiência de remoção do CH₄, o aumento da carga hidráulica superficial aplicada à CD com preenchimento pode ser adotado como parâmetro de projeto, já que as concentrações de metano dissolvido no efluente foram consideradas baixas, inferiores a 3,5 mg.L⁻¹.

Ademais, o incremento da área superficial a partir do preenchimento possibilitou o aumento da eficiência de remoção dos dois compostos quando comparada com a CD simplificada. E um dos motivos que pode explicar a elevada remoção de sulfeto dissolvido é a rota de oxidação do H₂S para outros compostos de enxofre.

6.3 Objetivo específico 3

O estudo indicou eficiência de remoção de metano inferior a outros estudos semelhantes, em torno de 57 %, e apesar da menor eficiência, as condições de operação aplicadas podem ser ajustadas para melhorar a remoção do composto, sem alterar o objeto principal, que é a recuperação de CH₄ dissolvido.

Para a CD com preenchimento em escala piloto, mesmo com a baixa rQ de operação, houve conversão do sulfeto dissolvido para outros compostos de enxofre. Com isso, mesmo com o aumento da CHS e menor gasto energético por conta da rQ, a eficiência de remoção do H₂S foi superior ao da CD simplificada, indicando que mesmo com o objetivo principal da recuperação do CH₄, essa alternativa traz um ganho de remoção de sulfeto interessante.

7 RECOMENDAÇÕES

- Desenvolver adicionais experimentos para recuperação de metano, avaliando remoção de gases dissolvidos a fim de melhor ajuste da vazão de exaustão;

- Desenvolver adicionais experimentos para recuperação de enxofre, no intuito de melhorar a remoção do H₂S dissolvido via oxidação bioquímica do composto;
- Realizar experimentos comparativos com outras técnicas de remoção de gases dissolvidos, observando as características sócio-econômicas das localidades, a fim de servir como uma diretriz para implantação destas unidades;
- Realizar um trabalho de foco em determinar as confrontantes do retorno de investimento (playback) em câmara de dessorção;
- Avaliar as eficiências de remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos ao longo do dia, buscando produzir as condições reais em uma estação de tratamento de esgoto.

8 REFERÊNCIAS

- ALMEIDA, P. G. S. Efeito de diferentes tipos de meio suporte no desempenho de filtros biológicos percoladores aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, com ênfase na nitrificação. 2007. 156 p f. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente, Saneamento e Recursos Hídricos - Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2007.
- APHA, AWWA, WPCF. Standard methods for the examination of water and wastewater, 18th edition. Washington DC.: American Public Health Association, 2012.
- BANDARA, W. M. K. R. T. W. SATOH, H., SASAKAWA, M., NAKAHARA, Y. TAKAHASHI, M. OKABE, S. Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low - strength wastewater at low temperature with degassing membrane. *Water Research*, v. 45, n. 11, p. 3533 – 3540, 2011.
- BANDARA, W. M. K. R. T. W., KINDAICHI, T. SATOH, H., SASAKAWA, M., NAKAHARA, Y., TAKAHASHI, M. OKABE, S. Anaerobic treatment of municipal wastewater at ambient temperature: Analysis of archaeal community structure and recovery of dissolved methane. *Water Research*, v. 46, n. 17, p. 5756 – 5764, 2012.
- BILELLO, L.J., SINGLEY, J.E. Removing trihalomethanes by packed column and diffused aeration, *J. AWWA* 78 (1986) 62–71.
- BRANDT, E. M. F. Biofiltração e biopercolação de metano presente em gases residuais gerados em processos anaeróbios. 2016. 212 p. Tese de Doutorado. Programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente, Saneamento e Recursos Hídricos - Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2016.
- BRASIL, Resolução CONAMA nº03, de 28 de junho de 1990. Dispõe sobre padrões de qualidade do ar, previstos no PRONAR. Publicado no D.O.U. de 22 de agosto 1990.
- BRASIL. Ministério do Desenvolvimento Regional. Secretaria Nacional de Saneamento – SNS. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: 24º Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2018. Brasília: SNS/MDR, 2019. 180 p.: il.
- BROWN, N. Methane dissolved in wastewater exiting UASB reactors: concentration measurement and methods for neutralization. Masters’ Thesis- Sustainable Energy Engineering- Royal Institute of Technology, 2006, 174 f.
- CAMPOS, J. R.; PAGLIUSO, J. D. Tratamento de Gases Gerados em Reatores Anaeróbios. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. J. R. C. (coordenador). Rio de Janeiro, ABES: 464 p. 1999.
- 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, 380 p., 2007.
- 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 Biotechnology* (2015) 14:649–679.
- COOKNEY, J., CARTMELL, E., JEFFERSON, B., MCADAM, E.J., Recovery of methane from anaerobic process effluent using polydimethylsiloxane membrane contactors, *Water Science. Technology*. 65 (2012) 604–610.

- COOKNEY, J., MCLEOD, A., MATHIOUDAKIS, V., NCUBE, P., SOARES, A., JEFFERSON, B., MCADAM, E.J. Dissolved methane recovery from anaerobic effluents using hollow fibre membrane contactors, *J. Membr. Sci.* 502 (2016) 141–150.
- CORSI, R.L., Quigley, C.J. VOC Emissions from Sewer Junction Boxes and Drop Structures: Estimation Methods and Experimental Results. *Journal of the Air & Waste Management Association*, v. 46, p. 224-233. 1996.
- CREMASCO, M. A. Fundamentos de transferência de massa. Campinas: Editora Unicamp, 1998.
- CRITTENDDEN, J.C., TRUSSEL, R. R., HAND, D. W., HOWE, K. J.TCHOBANOGLIOUS, G. MWH. *Water Treatment: Principles and Design*. 2th edition. New Jersey: John Wiley & Sons, 2005, 1948 p.
- DAELMAN, M. R. J., VAN VOORTHUIZEN, E. M., VAN DONGEN, L. G. J. M., VOLCKE, E. I. P., VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Methane and nitrous oxide emissions from municipal wastewater treatment – results from a long-term study. *Water Science and Technology*. Vol. 67.10. P. 2350-2355. 2013.
- FERNANDES NETO, C. *et al.* Correlações entre a formação de biogás, volume de esgoto afluente e remoção de DQO numa ete em escala real. *ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental*, n. 1, p. 1–9, 2013.
- FORESTI, E. Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives *Water Science and Technology*. Vol 45, n 10, p. 181–186. 2002.
- 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, 2016.
- GLORIA, R. M., SOUZA, C. L., CHERNICHARO, C. A. L., CARMO, M. E. A., SILVA, P. V. O. Effectiveness of a Desorption Chamber for the Removal of Dissolved Gases from Anaerobic Effluents. In: 13th IWA Specialized Conference on Small Water and Wastewater Systems, 2016.
- HATAMOTO, M., YAMAMOTO, H., KINDAICHI, T., OZAKI, A., OHASHI, A. Biological oxidation of dissolved methane in effluents from anaerobic reactors using a down-flow hanging sponge reactor. *Water Research* 44 (2010), 1409-1418.
- 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*, n. 189, p. 405-418, 2017.
- 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*, n. 189, p. 405-418, 2017.
- HENSHAW, P. F.; BEWTRA, J. K.; BISWAS, N. Hydrogen sulphide conversion to elemental sulphur in a suspended-growth continuous stirred tank reactor using *Chlorobium limicola*. *Water Res.*, v. 32, n. 6, p. 1769- 1778, 1998.
- HUETE, A., COBOS-VASCONCELOS, D., MORGAN-SAGASTUME, J., GÓMES-BORRAZ, T., NOYOLA, A. Eliminación biológica de CH₄ y H₂S disueltos en el efluente de un reactor anaerobio que trata aguas residuales municipales. IV Conferencia Latinoamericana de Saneamiento (Lima/Perú), 2016.

IPCC. Changes in atmospheric constituents and in radiative forcing. In: *Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change* (S. Solomon, D. Qin, M. Manning, Z. Chen, M. Marquis, K. B. Averyt, M. Tignor & H. L. Miller, eds). Cambridge University Press, Cambridge, UK and New York, NY, USA.

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

JORDÃO, J.E., PESSOA, C.A. *Tratamento de esgotos domésticos*. 4ª Ed. Rio de Janeiro: SEGRAC, 2009, 935 p.

KAVANAUGH, M.C., TRUSSEL, R.R. Air stripping as a treatment process, in: *Proceedings of AWWA Symposium on Organic Contaminants in Groundwater*, Denver, US, 1981.

LAUREN, N. R.; WATKINSON, J. H. Elemental sulphur analysis using highperformanceliquid chromatography on 10- μ m rigid polymer particles. *Journal of Chromatography*, Amsterdam, v. 348, p. 317-320, 1985.

MATSSURA, N.; HATAMOTO, M.; SUMINO, H; SYUTSUBO, K; YAMAGUCHI, T; OHASHI, A. Recovery and biological oxidation of dissolved methane in effluent from UASB treatment of municipal sewage using a two - stage closed downflow hanging sponge system. *Journal of Environmental Management*, v. 151, p. 200–209, 2015.

MATSUURA, N., HATAMOTO, M., SUMINO, H., SYUTSUBO, K., YAMAGUCHI, T., OHASHI, A., 2010. Closed DHS system to prevent dissolved methane emissions as greenhouse gas in anaerobic wastewater treatment by its recovery and biological oxidation. *Water Science and Technology* 61 (9), 2407 - 2415.

MELLER, H. S. Avaliação de um filtro biológico percolado com meio de suporte plástico corrugado. 2009. 86 p. Trabalho de Conclusão de Curso. Curso Engenharia Civil. Universidade do Extremo Sul Catarinense. Criciúma, 2009.

METCALF; EDDY. *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. 4. ed. [S.l: s.n.], 2016.

NELTING, K., CAICEDO, C., WEICHHREB, D., ROSENWINKEL, K-H. Influence of UASB reactor configuration and operation conditions on dissolved methane quantities in the effluent.

NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, J. E. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: Odor control and energy/resource recovery. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, v. 5, n. 1, p. 93–114, 2006.

ORLANDO JR., A. E.. MEDINA, L. C., MENDES, M. F., NICOLAIEWSKY, M. A. Hetp evaluation of structured packing distillation column. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. Vol. 26, No. 03, pp. 619 - 633, July - September, 2009.

PERRY, R. H., CHILTON, C.H. editors. *Chemical engineers' handbook*, 5th edition. New York: McGraw-Hill. 1973.

PLAS, C.; HARANT, H.; DANNER H.; JELINEK E.; WIMMER K.; HOLUBAR P.; and 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.

- PNSB - Pesquisa nacional de saneamento básico. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE, Coordenação de População e Indicadores Sociais. 2008.
- PÖPEL, H. J. *Aeration and gas transfer*. 2 ed Delft, Delft University of Technomic Publishing Co, Lancarter, EUA, 1979. 589 p.
- RAHMÉ, Z.G., ZYTNER, R.G., CORSI, R.L., MADANI-ISFAHANI, M. Predicting oxygen uptake and VOC emissions at enclosed drop structures. *Journal of Environmental Engineering*, p. 47-52, jan 1997.
- SANTO, B. C. E. Avaliação de câmara de dessorção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluentes de reatores UASB tratando esgoto doméstico. 2017. 134 p f. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente, Saneamento e Recursos Hídricos - Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2017.
- SANTOS, F. L. Dimensionamento e projeto de um ventilador centrífugo. 2013. 86 p. Trabalho de Conclusão de Curso. Departamento de Ciências Exatas e Engenharias. Curso Engenharia Mecânica. Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul. Panambi, 2013.
- SOUZA CL, CHERNICHARO C. A. L., AQUINO S.F., (2011) Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. *Water Science Technololy*. 64(11):2259–2264.
- SOUZA, C. L. Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio. 2010. 147 p f. Tese de Doutorado. Programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente, Saneamento e Recursos Hídricos - Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2010.
- SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A L. Methane losses in UASB reactors treating domestic wastewater : mass balance and possible improvements. p. 1 – 8, 2011.
- SOUZA, C.L., CHERNICHARO, C.A.L., MELO, G.C. Methane and hydrogen sulfide emissions in UASB reactors treating domestic wastewater. *Water Science Technology*, v.7, n.65, p. 1229–1237, 2012.
- STAUDINGER, J. e ROBERTS, P. V. A critical review of Henry's law constants for environmental applications. *Crit. Rev. Environ. Sci. and Technol.*, v.26 (3), p.205-297, 1996.
- TALAIKHOZANI, A.; BAGHERI M.; GOLI, A.; KHOZANI, M.R.T. An overview of principles of odor production, emission, and control methods in wastewater collection and treatment systems. *Journal of Environmental Management*. 170 (2016) 186 - 206.
- UEMURA, S. HARADA, H. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology*. Vol 72., p 275 – 282. 2000.
- VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbio de esgotos - Um manual para regiões de climas quentes*. Campina Grande, Brasil.: Universidade Federal da Paraíba, 1994.
- VIANNA, M. R. *Mecânica dos fluidos para engenheiros*. Imprimatur Ates Ltda: Nova Lima, 5ª edição, 509 p., 2009.
- VON SPERLING, M. et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistema de Lodos Ativados. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Belo Horizonte: PROSAB - Programa de Pesquisa em Saneamento Básico, 2001. p. 543.

VON SPERLING, M. Princípio do tratamento biológico de águas residuárias – Princípios básicos do tratamento de esgotos. Departamento de engenharia sanitária e ambiental – DESA/UFMG, Belo Horizonte, v. 2, 2ª edição, 211 p., 2016.