

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM SANEAMENTO, MEIO  
AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS**

**AVALIAÇÃO DE CÂMARA DE DESSORÇÃO DE  
METANO E SULFETO DE HIDROGÊNIO  
DISSOLVIDOS EM EFLUENTES DE REATORES  
UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

**Belinazir Costa do Espírito Santo**

**Belo Horizonte  
2017**

**AVALIAÇÃO DE CÂMARA DE DESSORÇÃO DE  
METANO E SULFETO DE HIDROGÊNIO  
DISSOLVIDOS EM EFLUENTES DE REATORES  
UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

**Belinazir Costa do Espírito Santo**

**Belinazir Costa do Espírito Santo**

**AVALIAÇÃO DE CÂMARA DE DESSORÇÃO DE  
METANO E SULFETO DE HIDROGÊNIO  
DISSOLVIDOS EM EFLUENTES DE REATORES  
UASB TRATANDO 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.

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Tratamento de Águas Residuárias

Orientador: Prof. Dr. Cláudio Leite de Souza

Belo Horizonte

Escola de Engenharia da UFMG

2017

S237a

Santo, Belinazir Costa do Espírito.

Avaliação de câmara de dessorção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluentes de reatores UASB tratando esgoto doméstico [manuscrito] / Belinazir Costa do Espírito Santo – 2017.

viii, 131 f., enc.: il.

Orientador: Cláudio Leite de Souza.

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

Bibliografia: f. 103-113.

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

CDU: 628(043)



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

### AVALIAÇÃO DE CÂMARA DE DESSORÇÃO DE METANO E SULFETO DE HIDROGÊNIO DISSOLVIDOS EM EFLUENTES DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO

### BELINAZIR COSTA DO ESPIRITO SANTO

Dissertação defendida e aprovada pela banca examinadora constituída pelos Senhores:

Prof. CLÁUDIO LEITE DE SOUZA - Orientador

Prof. MARCOS VON SPERLING

Prof. GUSTAVO RAFAEL COLLERE POSSETTI

Prof. JACKSON DE OLIVEIRA PEREIRA

Aprovada pelo Colegiado do PG SMARH

Versão Final aprovada por

Prof. Nilo de Oliveira Nascimento  
Coordenador

Prof. Cláudio Leite de Souza  
Orientador

Belo Horizonte, 28 de junho de 2017.

## **AGRADECIMENTOS**

Este trabalho é dedicado:

A Deus, pela força e a luz que iluminou mais esta caminhada deveras importante na minha vida,

A minha família, meu tesouro, minha fortaleza, por todos os apoios, suporte, palavras e gestos de incentivo ao longo de toda a batalha,

Sem vocês, sem a pegada que vocês deixaram tão bem calcada em mim, nada disso seria possível,

Esta conquista é mais vossa do que minha,

Digo, a minha querida avó Maria Elisa,

Aos meus tios Carlos Afonso, Jerónima, Alexandre, Atanásio e Danilo,

E ao meu irmão Carlos Célio, pela amizade e companheirismo que demonstrou desde o início desta caminhada.

A minha senhorita, minha namorada Sandra Monteiro, por todo amor e carinho recebido, e pelos gestos de apoio e sinceridade que me deu argumentos para continuar na peleja.

Um agradecimento especial precisa constar nesta, aos padrinhos desta conquista: Gilmar Peixoto e Soraya Maria Freire da Silva, bem como à equipe da QualityData Consultoria Ltda.

Ao ilustre e competente grupo de pesquisa “Câmara de Dessorção”, Roberto Glória, Lucas Machado e o nosso mestre Cláudio de Souza, saibam que foi uma honra aprender convosco.

Obrigado pelas contribuições, obrigado pelo profissionalismo, obrigado pela amizade. Eis que presenteio o resultado do trabalho de vocês. Esta conquista é nossa.

## RESUMO

A presença dos gases metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente líquido de reatores UASB tratando esgoto doméstico tem sido uma problemática recorrente a preocupação de aproveitamento dos gases de potencial energético (metano em altas concentrações), o controle dos gases de efeito estufa (metano fugitivo em baixas concentrações) e os odorantes (sulfeto de hidrogênio). Este trabalho teve como objetivo realizar experimentos com aprimoramentos na técnica de câmara de desorção (CD) para controle desses gases dissolvidos no efluente. Tal unidade foi testada em escala piloto, com as características de altura útil de 1,0 e 1,5 m, para avaliar: os efeitos da variação de carga hidráulica superficial (CHS), efeitos da altura de queda, e efeitos de preenchimento na remoção dos gases metano e sulfeto de hidrogênio. Variando-se as relações entre vazões ar/líquido ( $rQ$ ) em fluxo contracorrente na CD simples de 1,0 m, obtiveram-se eficiências de 50% de remoção de metano e 51% de sulfeto de hidrogênio nas condições de CHS de  $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$  e  $rQ$  de 8,0. Em cargas baixas (CHS de  $0,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$ ) a CD simples de 1,0 m indicou que elevações da relação  $rQ$  não melhoraram o desempenho do sistema. Os melhores resultados para esta fase operacional ocorreram no experimento de  $rQ$  de 54,7, alcançando eficiências de 61% de remoção do metano e 68% para sulfeto de hidrogênio, aquém dos 73% de remoção do metano observados anteriormente, quando se trabalhou com uma relação  $rQ$  de apenas 1,6. Não obstante, a câmara de dessorção de 1,5m de altura, operada em uma carga hidráulica intermediária, indicou que o aumento da altura de queda melhorou a eficiência de remoção do metano dissolvido para valores médios de 64% na  $rQ$  de 12,5, mas não houve incrementos para o sulfeto de hidrogênio dissolvido. Os resultados indicaram ainda que as melhores eficiências de controle desses gases conjugaram em determinadas dosagens de ar, cujas melhores relações  $rQ$  foram encontradas nas proporções de  $rQ$  de 8,0 para cargas altas e 1,6 para cargas baixas de efluente, e diluição do gás residual na ordem de 1,0% de metano e 300 ppm de sulfeto de hidrogênio. Utilizando a CD com preenchimento de anéis de plástico como meio de suporte, tais eficiências alcançaram 89% e 86%, respectivamente para os compostos metano e sulfeto de hidrogênio. Nesses casos, avaliou-se que o mecanismo de dessorção foi responsável pela remoção dos gases, e na condição de  $rQ$  muito baixa (0,1), houve recuperação do gás metano a 22%, e a oxidação foi o mecanismo predominante para a remoção de sulfeto de hidrogênio, e cerca de 3% do fluxo precipitou como enxofre elementar.

Palavras-chave: metano dissolvido, sulfeto de hidrogênio dissolvido, câmara de dessorção, reator UASB, esgoto doméstico.

## ABSTRACT

The presence of methane gases and hydrogen sulfide dissolved in the liquid effluent of UASB reactors is a problem that has been recurrent the concern of recovery of the gases of potential energy (methane in high concentrations), control of greenhouse gases (fugitive methane in low concentrations) and odorants (hydrogen sulfide.). This work conducte experiments on the evolution of the desorption chamber (CD) technique to control these gases dissolved in the effluent. This chamber was tested in a pilot scale, with the useful height characteristics of 1.0 and 1.5 m, to evaluate: the effects of surface hydraulic load variation (CHS), fall height effects, and packed effects in the removal of methane and hydrogen sulfide. By varying the rQ ratio in the DC of 1.0 m, result in efficiencies of 50% for methane removal and 51% for hydrogen sulfide, under conditions of CHS of  $1.0 \text{ m}^3 / \text{m}^2.\text{min}$  and rQ at 8.0. At low affluent (CHS of  $0.1 \text{ m}^3 / \text{m}^2.\text{min}$ ) the high rQ ratios did not improve system performance. The best results for this operational phase occurred in the rQ 54.7, with 61% removal efficiencies of methane and 68% of hydrogen sulfide. However, the 1.5 m high desorption chamber operated on an intermediate hydraulic load indicated that increasing the drop height improve the removal efficiency of the dissolved methane at mean values of 64% in the rQ 12.5. However, there were no increments for the dissolved sulfide gas. The results also indicated that the best control efficiencies were found in rQ 8.0 and 1.6 respectively. In these cases, the experiments shown high dilution of the residual (1.0% of methane and 300 ppm of hydrogen sulfide). When the DC was packed, such efficiencies reached 89% and 86% respectively for methane and hydrogen sulfide compounds. In these cases, it was possible to evaluate that the desorption mechanism was responsible for the recovery methane gas with 22%, and the oxidation, in turn, was the predominant mechanism for the removal of hydrogen and 3% was precipitated as elemental sulfur.

Keywords: dissolved methane, dissolved hydrogen sulfide, desorption chamber, UASB reactor, domestic wastewater.

# SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>vi</b>
<b>LISTA DE TABELAS .....</b>	<b>viii</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS .....</b>	<b>x</b>
<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS .....</b>	<b>4</b>
2.1 Objetivo geral.....	4
2.2 Objetivos específicos .....	4
<b>3 REVISÃO DA LITERATURA .....</b>	<b>5</b>
3.1 Reatores UASB para tratamento de esgoto doméstico .....	5
3.1.1 <i>Características técnicas gerais .....</i>	6
3.1.2 <i>Vantagens e limitações dos reatores UASB .....</i>	11
3.1.3 <i>Previsão da formação de metano e sulfeto de hidrogênio em reatores UASB..</i>	13
3.1.4 <i>Desafios relacionados com a formação e controle de emissões de gases.....</i>	16
3.2 Transferência de massa líquido-gás .....	20
3.2.1 <i>Equilíbrio líquido-gás.....</i>	20
3.2.2 <i>Teoria de dois filmes.....</i>	23
3.3 Técnicas gerais de controle de gases dissolvidos .....	25
3.3.1 <i>Aerador por gravidade .....</i>	27
3.3.2 <i>Colunas de pratos.....</i>	29
3.3.3 <i>Colunas de preenchimento .....</i>	30
3.3.4 <i>Torres de “spray” .....</i>	32
3.4 Iniciativas de controle de emissões de gases em efluentes de UASB.....	33
3.4.1 <i>Remoção e recuperação de metano.....</i>	33
3.4.2 <i>Remoção e recuperação de sulfeto de hidrogênio.....</i>	35
3.4.3 <i>Câmara de desorção de gases dissolvidos .....</i>	37
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>44</b>
4.1 Área experimental e esgoto bruto .....	44
4.2 Aparato experimental.....	45
4.2.1 <i>Reator UASB.....</i>	45
4.2.2 <i>Câmara de dessorção (CD).....</i>	46
4.3 Configurações experimentais.....	48
4.4 Plano de amostragens.....	50
4.5 Protocolos das análises laboratoriais .....	51
4.6 Cálculo do balanço de massa .....	52
4.7 Análises estatísticas .....	53
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>55</b>
5.1 Avaliação da variação da carga hidráulica superficial.....	56
5.1.1 <i>Cargas altas.....</i>	56

<i>5.1.2 Cargas baixas</i> .....	66
<b>5.2 Síntese da avaliação da variação da CHS .....</b>	<b>75</b>
<b>5.3 Avaliação do aumento da altura de queda d'água .....</b>	<b>76</b>
<i>5.3.1 Controle de metano .....</i>	77
<i>5.3.2 Controle de sulfeto de hidrogênio .....</i>	81
<b>5.4 Avaliação do preenchimento com meio de suporte .....</b>	<b>84</b>
<i>5.4.1 Controle de metano .....</i>	85
<i>5.4.2 Controle de sulfeto de hidrogênio .....</i>	88
<b>5.5 Síntese da avaliação do aumento de altura e preenchimento .....</b>	<b>91</b>
<b>5.6 Balanço de massa.....</b>	<b>93</b>
<i>5.6.1 Balanço de massa de metano.....</i>	93
<i>5.6.2 Balanço de massa de sulfeto de hidrogênio .....</i>	94
<i>5.6.3 Oxidação de sulfeto a sulfato .....</i>	95
<i>5.6.4 Oxidação de sulfeto a enxofre elementar .....</i>	97
<b>6 CONCLUSÕES .....</b>	<b>100</b>
<b>7 RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>102</b>
<b>8 REFERÊNCIAS .....</b>	<b>103</b>

# LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 3.1:</b> Desenho esquemático de um reator UASB.....	7
<b>Figura 3.2:</b> Diagrama esquemático das rotas metabólicas da digestão anaeróbia. ....	14
<b>Figura 3.3:</b> Diagrama ternário da faixa explosiva de misturas de metano/ar/gás inerte. ....	19
<b>Figura 3.4:</b> Representação esquemática da teoria dos dois filmes. ....	24
<b>Figura 3.5:</b> Diagrama esquemático para seleção do processo de aeração. ....	26
<b>Figura 3.6:</b> Desenho esquemático de coluna de pratos perfurados. ....	30
<b>Figura 3.7:</b> Desenho esquemático de coluna de preenchimento (detalhe: meio de suporte).....	31
<b>Figura 3.8:</b> Desenho esquemático de torre de “spray”. ....	32
<b>Figura 3.9:</b> Desenho esquemático de estrutura de queda.....	38
<b>Figura 3.10:</b> Desenho esquemático de uma CD. ....	40
<b>Figura 4.1:</b> Localização do CePTS na ETE Arrudas.....	44
<b>Figura 4.2:</b> Diagrama esquemático do aparato experimental UASB + CD. ....	46
<b>Figura 4.3:</b> Desenho esquemática de um módulo da CD de acrílico. ....	47
<b>Figura 4.4:</b> Diagrama esquemático do aparato experimental UASB + CD e pontos de coletas (Detalhe: foto de CD modular de H de 1,5 m utilizado nos experimentos).....	50
<b>Figura 4.5:</b> Desenho esquemático de fluxos de massas.....	53
<b>Figura 5.1:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condições de alta carga. ....	58
<b>Figura 5.2:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de alta carga. ....	59
<b>Figura 5.3:</b> Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de alta carga.....	61
<b>Figura 5.4:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio na CD em condições de alta carga.....	63
<b>Figura 5.5:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de alta carga.....	64
<b>Figura 5.6:</b> Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de alta carga.....	66
<b>Figura 5.7:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de baixa carga. ....	68
<b>Figura 5.8:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de baixa carga. ....	69
<b>Figura 5.9:</b> Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de baixa carga. ....	70
<b>Figura 5.10:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de baixa carga. ....	72
<b>Figura 5.11:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de baixa carga.....	73
<b>Figura 5.12:</b> Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de baixa carga. ....	74
<b>Figura 5.13:</b> Curvas de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD, em condições de alta e baixa carga. ....	75
<b>Figura 5.14:</b> Curvas de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD, em condições de alta e baixa carga. ....	76
<b>Figura 5.15:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura. ....	78
<b>Figura 5.16:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura. ....	79

<b>Figura 5.17:</b> Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condição de aumento de altura.	80
<b>Figura 5.18:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de aumento de altura .....	81
<b>Figura 5.19:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de aumento de altura. ....	82
<b>Figura 5.20:</b> Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condição de aumento de altura. ....	83
<b>Figura 5.21:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condições de preenchimento. ....	85
<b>Figura 5.22:</b> Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de preenchimento. ....	86
<b>Figura 5.23:</b> Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de preenchimento. ....	87
<b>Figura 5.24:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de preenchimento. ....	89
<b>Figura 5.25:</b> Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de preenchimento. ....	90
<b>Figura 5.26:</b> Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de preenchimento. ....	91
<b>Figura 5.27:</b> Curvas de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de aumento de altura de queda e preenchimento.....	91
<b>Figura 5.28:</b> Curvas de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de aumento de altura de queda e preenchimento. ....	92
<b>Figura 5.29:</b> Gráficos de distribuição de frequência de sulfetos na CD em condições de preenchimento (Fase F.1). ....	96
<b>Figura 5.30:</b> Gráficos de distribuição de frequência de sulfetos na CD em condições de preenchimento (Fase F.2). ....	97
<b>Figura 5.31:</b> Fotografias da vista frontal da (a) configuração experimental “Fase F.2” e (b) detalhe da parede da unidade CD. ....	98

# LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 3.1:</b> Tempos de detenção hidráulica em reatores UASB.....	10
<b>Tabela 3.2:</b> Vantagens e desvantagens do tratamento de esgotos por reatores UASB.....	12
<b>Tabela 3.3:</b> Principais efeitos de gases H <sub>2</sub> S ao ser humano.....	13
<b>Tabela 3.4:</b> Limites de explosão para o metano no ar e as concentrações de segurança.....	18
<b>Tabela 3.5:</b> Valores das constantes da lei Henry para CH <sub>4</sub> em H <sub>2</sub> S dissolvidos em água.....	21
<b>Tabela 3.6:</b> Características de sistemas de separação líquido-gás.....	27
<b>Tabela 3.7:</b> Experiências de unidades de pós-tratamento de metano. ....	34
<b>Tabela 3.8:</b> Dados de parâmetros e principais resultados de sistemas de CD e correlatos.....	42
<b>Tabela 4.1:</b> Dados de projeto dos reatores UASB.....	45
<b>Tabela 4.2:</b> Características dos módulos da CD.....	47
<b>Tabela 4.3:</b> Etapas experimentais com a CD. ....	48
<b>Tabela 4.4:</b> Especificações dos equipamentos CD utilizados nos experimentos.....	48
<b>Tabela 4.5:</b> Especificações dos equipamentos de exaustão utilizados nos experimentos. ....	49
<b>Tabela 4.6:</b> Especificações do meio de enchimento/suporte utilizados nos experimentos.....	49
<b>Tabela 4.7:</b> Dados de operação e monitoramento das fases experimentais. ....	49
<b>Tabela 4.8:</b> Rotinas de coletas e análises nos experimentos com a CD. ....	51
<b>Tabela 4.9:</b> Métodos analíticos utilizados no plano de ensaios. ....	51
<b>Tabela 4.10:</b> Variáveis independentes utilizadas nos cálculos de balanço de massa de experimentos de recuperação. ....	52
<b>Tabela 5.1:</b> Características de esgoto e efluente do reator UASB.....	55
<b>Tabela 5.2:</b> Parâmetros operacionais de experimentos de alta carga. ....	56
<b>Tabela 5.3:</b> Concentrações de metano na CD em condições de alta carga.....	57
<b>Tabela 5.4:</b> Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de alta carga.....	59
<b>Tabela 5.5:</b> Concentração de metano no gás residual da CD em condições de alta carga. ....	60
<b>Tabela 5.6:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio na CD em condições de alta carga.....	62
<b>Tabela 5.7:</b> Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de alta carga.....	63
<b>Tabela 5.8:</b> Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de alta carga.....	65
<b>Tabela 5.9:</b> Parâmetros operacionais de experimentos de baixa carga.....	66
<b>Tabela 5.10:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de baixa carga. ....	67
<b>Tabela 5.11:</b> Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de baixa carga. ....	68
<b>Tabela 5.12:</b> Concentração de metano no gás residual da CD em condições de baixa carga. ....	69
<b>Tabela 5.13:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de baixa carga.....	71
<b>Tabela 5.14:</b> Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de baixa carga. ....	72
<b>Tabela 5.15:</b> Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de baixa carga. ....	73
<b>Tabela 5.16:</b> Parâmetros operacionais de experimentos para CD com aumento da altura de queda. ....	77
<b>Tabela 5.17:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura. ....	77
<b>Tabela 5.18:</b> Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura.....	78

<b>Tabela 5.19:</b> Concentração de metano no gás residual da CD em condição de aumento de altura. ....	80
<b>Tabela 5.20:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de aumento de altura.....	81
<b>Tabela 5.21:</b> Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido em CD na condição de aumento de altura. ....	82
<b>Tabela 5.22:</b> Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condição de aumento de altura. 83	
<b>Tabela 5.23:</b> Parâmetros operacionais de experimentos para CD com preenchimento.....	84
<b>Tabela 5.24:</b> Concentrações de metano dissolvido na CD em condições de preenchimento. ....	85
<b>Tabela 5.25:</b> Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de preenchimento. ....	86
<b>Tabela 5.26:</b> Concentração de metano no gás residual da CD em condições de preenchimento. ....	87
<b>Tabela 5.27:</b> Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de preenchimento.....	88
<b>Tabela 5.28:</b> Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de preenchimento. ....	89
<b>Tabela 5.29:</b> Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de preenchimento....	90
<b>Tabela 5.30:</b> Dados de balanço de massa de metano na CD em condições de preenchimento. ....	93
<b>Tabela 5.31:</b> Dados de balanço de massa de sulfeto de hidrogênio na CD em condições de preenchimento.....	94
<b>Tabela 5.32:</b> Concentrações de sulfato na CD em condições de preenchimento.....	95
<b>Tabela 5.33:</b> Resultados das análises de sulfeto de hidrogênio dissolvido de experimentos de recuperação. ....	98
<b>Tabela 5.34:</b> Dados de balanço de massa para sulfato e enxofre elementar na CD do experimento de recuperação. ....	99

# LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

A	Área transversal
As	Área superficial
AMBR	Reator anaeróbio com membrana
Atm	Atmosfera (unidade de medida de pressão)
BRS	Bactérias redutoras de sulfato
CD	Câmara de dessorção
CePTS	Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento
$C_{eq}$	Concentração de equilíbrio
$C_A$	Concentração de composto no líquido
$C_G$	Concentração de composto no gás
CHS	Carga hidráulica superficial
CHV	Carga hidráulica volumétrica
$CH_4$	Metano
CO	Monóxido de carbono
COPASA	Companhia de Saneamento de Minas Gerais
COT	Carga orgânica total
COV	Carga orgânica volumétrica
$CO_2$	Dióxido de carbono
$^{\circ}C$	Graus Celsius (unidade de medida de temperatura)
D	Dia (unidade de medida de tempo)
D	Diâmetro
DAFA	Digestor anaeróbio de fluxo ascendente
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DESA	Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental
DQO	Demanda química de oxigênio
Dr.	Doutor
E	Eficiência
EPA	Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (sigla em inglês, <i>United States Environmental Protection Agency</i> )
ETE	Estação de tratamento de esgoto
FA	Filtro anaeróbio
Fe	Ferro
FUNASA	Fundação Nacional da Saúde
G	Gram (unidade de medida de massa)
G	Aceleração da gravidade
$G_y$	Carga (taxa) de massa de gás residual
$G_y$	Carga (taxa) de massa de líquido (inicial)
h	Hora (unidade de medida de tempo)

H	Altura
HS <sup>-</sup>	Íon sulfeto de hidrogênio
h <sup>-1</sup>	Inverso de hora (unidade de medida de renovação)
H'	Altura de coluna de líquido
H*	Altura de empacotamento (preenchimento)
H <sub>2</sub>	Gás hidrogênio
H <sub>2</sub> O	Água
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	Peróxido de hidrogênio
H <sub>2</sub> S	Sulfeto de hidrogênio
K	Kelvin (unidade de medida de temperatura)
Kg	Quilograma (unidade de medida de massa)
K <sub>G</sub>	Coeficiente de transferência parcial de massa para a fase gasosa
K <sub>H</sub>	Constante da lei de Henry em termos de pressão parcial
K <sub>Hap</sub>	Constante da lei de Henry aparente
K <sub>H'</sub>	Constante da lei de Henry em termos de fração molar
k <sub>L</sub>	Coeficiente de transferência parcial de massa para a fase líquida
K <sub>L</sub>	Coeficiente de transferência global de massa
L	Litro (unidade de medida de volume)
LE	Lagoa de estabilização
LIE	Limite inferior de explosão
LSE	Limite superior de explosão
M	Metro (unidade de medida de distância)
M	Peso molecular
máx.	Máximo
Mg	Miligramma (unidade de medida de massa)
MG	Minas Gerais (Estado Brasileiro)
Min	Minuto (unidade de medida de tempo)
Mn	Manganês
MOD.	Modelo
Mol	Mol (unidade de medida de quantidade de matéria)
MW	Megawatt (unidade de medida de potência)
m <sup>2</sup>	Metro quadrado (unidade de medida de área)
m <sup>3</sup>	Metro cúbico (unidade de medida de volume)
N	Número de renovações da atmosfera da câmara
NA	Número de Avogadro
Nº	Número
N <sub>2</sub>	Gás nitrogênio
OD	Oxigênio dissolvido
O <sub>2</sub>	Gás oxigênio
P	Pressão total
P <sub>g</sub>	Pressão parcial de gás

pH	Potencial hidrogeniônico
pKa	Constante de acidez
Ppm	Partes por milhão (unidade de medidas concentração)
Prof.	Professor
PROSAB	Programa de Pesquisas em Saneamento Básico
PVC	Policloreto de vinila (material de plástico)
p.	Página
Q	Vazão de líquido
Qg	Vazão de gás
rQ	Relação de vazões ar/líquido
rQs	Relações de vazões ar/líquido (plural do parâmetro rQ)
R	Constante universal dos gases perfeitos
RAFA	Reator anaeróbio de fluxo ascendente
RAFAALL	Reator anaeróbio de fluxo ascendente através do leito de lodo
RALF	Reator anaeróbio de leito fluidizado
ReNTED	Rede Nacional de Tratamento de Esgotos Descentralizados
Rv	taxa de transferência de massa
S	Concentração na fase líquida
S <sub>g</sub>	Concentração na fase gasosa
SMARH	Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	Íon de sulfato
SS	Sólidos suspensos
SSed	Sólidos sedimentáveis
S <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Tiosulfato
S <sup>0</sup>	Enxofre elementar
S <sup>2-</sup>	Íon de enxofre
t <sub>c</sub>	Tempo de contato ar/líquido
T	Temperatura
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TS	Tanque séptico
TWh	Terrawatt-hora (unidade de medida de energia)
UASB	Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (sigla em inglês, <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanker</i> )
UFMG	Universidade Federal de Minas Gerais
V	Volume
V <sub>a</sub>	Velocidade ascensional
X <sub>a</sub>	Fração molar de um composto
Y <sub>b</sub>	Concentração de gás soluto no ar
Δ	Delta (símbolo de diferença linear entre duas variáveis)
ΔH	Diferença de altura (altura do módulo da câmara)
ΔH <sup>o</sup> <sub>diss</sub>	Entalpia padrão de dissociação de um composto

$\Gamma$	Coeficiente de atividade
A	Constante empírica na eficiência de reator UASB em termos de DQO
$\delta$	Espessura de filme em teoria de transferência de massa

# 1 INTRODUÇÃO

Dentre as tecnologias de tratamento de esgoto doméstico, destacam-se os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo - UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). O reator UASB, desenvolvido pelo Prof. Gatze Lettinga e sua equipe na década de 70, na Universidade Wageningen – Holanda, é uma unidade de tratamento de esgoto em fluxo ascendente, que possibilita o transporte dos efluentes através de uma região que contém uma elevada concentração de microrganismos anaeróbios (leito de lodo). Recebendo uma carga orgânica, a digestão anaeróbia tem como subprodutos: o lodo, contendo agregados de microrganismos, nutrientes e patógenos; a camada de materiais flutuantes na superfície líquida, denominada escuma; o biogás contendo constituintes como metano, sulfeto de hidrogênio, gás carbônico e nitrogênio; e o efluente clarificado (CHERNICHARO, 2007).

Com a vantagem do clima tropical, a partir dos anos 80, iniciou-se na América Latina o estudo e a aplicação desse processo anaeróbio para o tratamento de esgotos, que tiveram por base os trabalhos do Prof. Lettinga e colegas (HEERTJES & VAN DER MEER; 1978; LETTINGA & VINKEN, 1980; LETTINGA *et al.*, 1980; LETTINGA *et al.*, 1983), o reator UASB tornou-se familiar entre os projetistas e pesquisadores brasileiros. Tal popularidade e aplicação no Brasil levou a configurações adaptadas e várias denominações, mas consagrou-se no mundo todo pela nomenclatura inglesa original dada por Lettinga: UASB.

Os reatores UASB permitiram a ampla aceitação mundial da tecnologia anaeróbia como alternativa viável para sistemas de tratamento de esgoto doméstico, por apresentarem boa eficiência na remoção da carga orgânica, reduzida demanda por área e simplicidade operacional. Como consequência, houve redução dos custos e melhoria do processo de estabilização, com tempo de detenção bastante baixo, tornando competitivo o processo anaeróbio com os processos aeróbios, e viabilizando o seu uso em larga escala.

Apesar de tais vantagens fundamentais, o reator UASB traz consigo certos aspectos desfavoráveis ou que ainda precisam de aprimoramentos técnicos, tais como a produção de escuma, a quantificação do metano no biogás e a remoção do sulfeto de hidrogênio do biogás e também dissolvido no efluente líquido.

Tendo em vista que esses gases podem conter características poluentes ao meio ambiente ou danosas às estruturas dos sistemas de esgoto, tem sido recorrente a preocupação com a recuperação desses gases de potencial energético (metano em altas concentrações), o controle dos gases de efeito estufa (metano fugitivo) e os odorantes (sulfetos, mercaptanas, etc).

Verifica-se, portanto, que os gases sulfeto de hidrogênio e metano são as maiores preocupações nos sistemas de esgotos. O sulfeto ( $H_2S$ ), caracterizado por cheiro característico de “ovo podre”, é um dos principais responsáveis pelos maus odores causados em estações de tratamento de esgoto (ETEs), causando incômodos e danos à saúde humana. Além disso, esse mesmo gás traz um dos principais desafios para as empresas de saneamento, devido ao seu alto poder de corrosão de concretos e metais utilizados nas estruturas das ETEs e nas próprias redes de conduto. O metano ( $CH_4$ ), a seu turno, é um gás de efeito estufa e que apresenta risco de explosão, e requer instalações seguras e monitoradas.

Devido ao fenômeno de solubilidade, parcelas desses constituintes gasosos tendem a permanecer dissolvidas no líquido, e assim sair com o efluente tratado e/ou encontrar outra rota de desprendimento (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; NOYOLA *et al.*, 2006). Por essa via, esses poluentes podem desencadear preocupantes questões ambientais como as de desprendimento para a atmosfera. Portanto, o controle dos componentes gasosos dissolvidos no efluente líquido do reator é necessário, e as técnicas aportam-se como metodologias de remoção e recuperação, através de processos de inibição, seletividade de formação de compostos e unidades de pós-tratamento.

Em termos de controle de compostos odorantes, as técnicas mais atraentes têm sido os biofiltros (ARNESEN & SAMPAIO, 2013), a microaeração (KRAYZELOVA *et al.*, 2014) e a aplicação de oxidantes seletivos (MARIN *et al.*, 2013).

Para remoção de metano, verificam-se estudos com reatores anaeróbios com membrana (YEO *et al.* (2015), reatores de migração de lodo entre camadas, microaeração com injeção do biogás recirculado (HARTLEY & LANT, 2006) e alguns relatos apontavam que a solução teria suporte na técnica de *stripping* (KELLER & HARTLEY, 2003).

Recentemente, as técnicas básicas de separação de fases líquido-gás, prevalecidas pelo contato ar/líquido, vêm sendo testadas em unidades de pós-tratamento. Em sua maioria, propõem o controle desses gases aplicando meios de suporte para promover a remoção tanto por desprendimento como pela oxidação bioquímica (HATAMOTO *et al.*, 2010; MATSUURA *et al.*, 2015).

Portanto, as soluções apontadas para a melhoria da qualidade do tratamento com a remoção de gases dissolvidos apresentam-se ainda em fase experimental inicial, pouco desenvolvidas, com evidentes lacunas e parâmetros de dimensionamento e operação pouco definidos e otimizados.

Na linha de pesquisa de sistemas de pós-tratamento de separação das fases líquido/gás, um estudo de Chernicharo *et al.* (2015) aponta um tipo de experimento que utiliza uma câmara de dessorção (CD) de gases dissolvidos, como um sistema com funcionamento e operação simplificados que podem responder com robustez e eficiências no tratamento, sem perder de vista as premissas colocadas por Lettinga (1995) e Von Sperling (1995) de soluções adaptadas ao perfil socioeconômico das comunidades de países em desenvolvimento. Assim, a proposta de grande interesse seria uma unidade compacta, de atmosfera controlada, praticando a remoção de metano e sulfeto de hidrogênio, por meio da queda de líquido e agitação em seu interior, com baixa introdução de energia.

Nesse sentido, a partir de resultados iniciais verificando eficiências de remoção de 73% para metano e 57% para sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente de reator UASB (GLÓRIA *et al.*, 2016), o presente trabalho de pesquisa buscou evoluções experimentais na técnica de Câmara de Dessorção de modo a avaliar as faixas operacionais de eficiência de remoção e, eventualmente, recuperação.

## **2 OBJETIVOS**

### ***2.1 Objetivo geral***

Avaliar o uso da técnica de Câmara de Dessorção para remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente de reatores UASB tratando de esgoto doméstico.

### ***2.2 Objetivos específicos***

- Avaliar o efeito de diferentes relações de vazões ar/líquido no desempenho de uma Câmara de Dessorção Simples piloto;
- Avaliar o efeito de diferentes cargas hidráulicas superficiais no desempenho de uma Câmara de Dessorção Simples piloto;
- Avaliar o efeito da altura de queda no desempenho de uma Câmara de Dessorção Simples piloto;
- Avaliar uma Câmara de Dessorção com Preenchimento na remoção e recuperação dos gases dissolvidos.

### **3 REVISÃO DA LITERATURA**

As tecnologias anaeróbias de tratamento de águas residuárias têm ganhado grande popularidade com o passar dos anos visto suas vantagens, tais como: custo de implantação e operacional reduzidos, baixos requisitos de área e baixa produção de lodo (CHERNICHARO, 2007).

Dentre essas tecnologias, destacam-se os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket - UASB*), os quais são largamente utilizados principalmente em países de clima tropical, visto a sua elevada eficiência na remoção de matéria carbonácea e reduzida produção de lodo se comparado com tecnologias aeróbias como, por exemplo, o sistema de lodos ativados (LETTINGA & HULSHOFF, 1991).

A tecnologia de reatores UASB é o sistema de tratamento anaeróbio com maior aplicabilidade no Brasil para o tratamento de esgotos domésticos. Tal popularização se deve a vantagens adicionais, tais como: pequeno consumo energético, produção do gás metano que pode ser reaproveitado energeticamente, preservação da biomassa sem que haja a alimentação do reator por vários meses, tolerância a elevadas cargas orgânicas, aplicação em pequena e grande escala (CHERNICHARO, 2007).

#### **3.1 Reatores UASB para tratamento de esgoto doméstico**

O tratamento anaeróbio de esgoto doméstico em décadas passadas era pouco utilizado em relação ao tratamento aeróbio. Um sistema convencional de lodos ativados pode promover remoções de 90 a 95% da DBO (demanda bioquímica de oxigênio) do esgoto bruto, quando operado corretamente. Por outro lado, um sistema de tanque séptico para tratamento primário chega à faixa de 30 a 50% de eficiência de remoção de DBO (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007; METCALF & EDDY, 2016).

Conforme registram Van Haandel & Lettinga (1994), o primeiro sistema de tratamento anaeróbio que demonstrou a viabilidade técnica de se aplicar a cargas elevadas foi o filtro anaeróbio. Demonstrado em primeiros trabalhos do final da década de sessenta, atualmente considerada uma tecnologia consolidada para o tratamento de esgotos domésticos e de inúmeros esgotos industriais.

Lima (1998) descreve que a fim de adaptar a baixa taxa de crescimento das bactérias metanogênicas, que exigem longos tempos de retenção celular, foram necessários longos tempos de detenção hidráulica, necessitando unidades de grandes volumes, tendo assim, um alto custo de implantação dos sistemas anaeróbios.

Portanto, os reatores UASB, nos quais o tempo de detenção hidráulica está dissociado do tempo de retenção de sólidos, permitiram a ampla aceitação mundial dessa tecnologia anaeróbia como alternativa viável para sistemas de tratamento de esgoto doméstico, com ótima eficiência na remoção da carga orgânica presente, sendo pequena a demanda por área e simples a operação (VAN LIER *et al.*, 2001). Como consequência, houve redução dos custos e melhoria do processo de estabilização, com tempo de detenção reduzidos, tornando competitivo o processo anaeróbio com os processos aeróbios, e viabilizando o seu uso em larga escala.

A popularidade e aplicação no Brasil, levou a configurações adaptadas e várias denominações (RAFA, DAFA, RAFAALL, RALF, entre outros), mas consagrou-se no mundo todo pela nomenclatura original inglesa dada por Lettinga: UASB. Jordão & Pessoa (2009) relatam que no início da sua concepção o reator UASB era aplicado exclusivamente a esgotos com alta concentração de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) ou demanda química de oxigênio (DQO), como é o caso de despejos industriais específicos. Esgotos domésticos com baixa concentração de matéria orgânica só vieram a ter este processo aplicado com êxito a partir da metade dos anos 90. Relatam ainda que devido à sua operação extremamente simples e econômica este processo tem sido estudado e aprimorado, principalmente, em países em desenvolvimento, como o Brasil, Colômbia, México e Índia.

### 3.1.1 Características técnicas gerais

O reator UASB, desenvolvido pelo Prof. Gatze Lettinga e sua equipe na década de 70, na Universidade Wageningen – Holanda, é uma unidade de tratamento de fluxo ascendente, possibilitando o transporte das águas residuárias através de uma região que apresenta elevada concentração de microrganismos anaeróbios. Este tratamento em manta de lodo consiste basicamente de um tanque Imhoff<sup>1</sup> de fluxo vertical, apresentando câmaras de

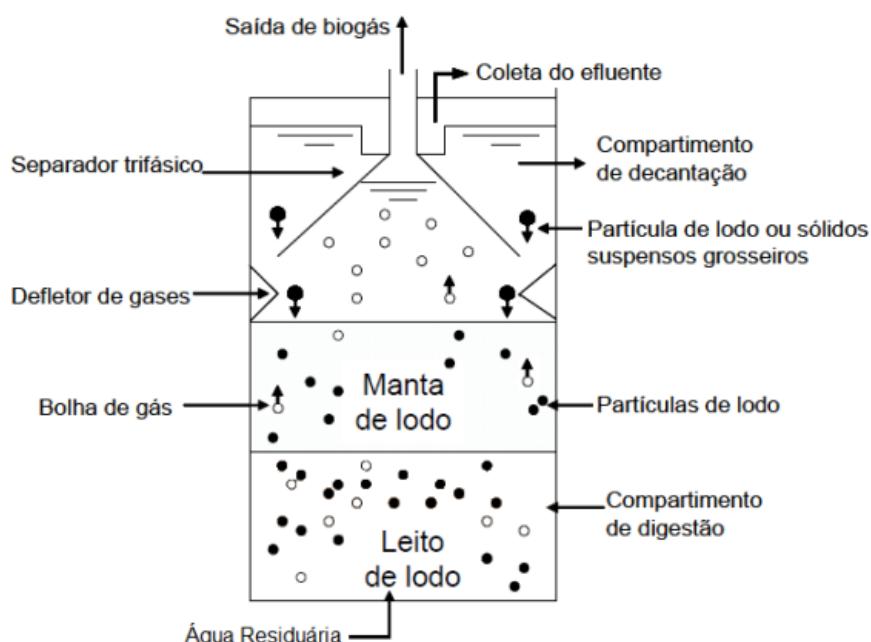
---

<sup>1</sup> Tanque Imhoff: considerado um melhoramento em relação ao funcionamento do tanque séptico, pois é um tanque desenvolvido em dois compartimentos, um decantador na parte superior, na qual os sólidos sedimentam e passam para uma câmara separada onde ocorre a digestão anaeróbia, evitando assim, a volta

sedimentação e digestão anaeróbia sobrepostas, com diferenças fundamentais no esquema de distribuição de esgoto afluente, coleta de gases, gerenciamento do lodo e, sobretudo, nos ganhos de TDH e eficiência. Fisicamente, o sistema é bastante simples e consiste de uma entrada, onde o afluente é, em geral, uniformemente distribuído, localizado no fundo do reator, e passa por um separador de fases enquanto escoa em direção à superfície.

Conforme representado no desenho esquemático da Figura 3.1, o reator de manta de lodo é um digestor biológico, de fluxo ascendente com separação física e retenção/recirculação de lodo dentro da própria unidade.

**Figura 3.1:** Desenho esquemático de um reator UASB.



Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

Em termos do processo de tratamento, ao receber um afluente de suficiente carga orgânica, a digestão anaeróbia em reatores UASB tem como subprodutos: o lodo, contendo agregados de microrganismos, nutrientes e patógenos; a camada de materiais flutuantes na superfície líquida, denominada escuma; o biogás contendo elementos como metano, sulfeto de hidrogênio e gás carbônico; e o efluente contendo compostos dissolvidos (por exemplo, metano e sulfeto) e particulados (CHERNICHARO, 2007).

---

de sólidos para a zona de sedimentação (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). O tempo de residência do líquido é em torno de algumas horas, o lodo é removido em geral no período de 20-30 dias; unidade de tratamento para pequenas comunidades, simples construção e manutenção (LIMA, 2006).

### 3.1.1.1 Princípios de funcionamento

O esgoto afluente após entrar e ser distribuído, pelo fundo do reator UASB, flui pela zona de digestão, onde se encontra o leito de lodo biológico denso e de elevada atividade metabólica anaeróbia, ocorrendo a mistura do material orgânico nela presente com o lodo. O perfil de sólidos no reator varia de muito denso e com partículas maiores de elevada capacidade de sedimentação próximas ao fundo (leito de lodo), até um lodo mais disperso e leve, próximo ao topo do reator (manta de lodo). Um dos princípios fundamentais do processo é a sua capacidade em desenvolver uma biomassa de grande atividade no reator. Essa biomassa pode se apresentar em flocos ou em grânulos (1 a 5mm de tamanho) (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Os sólidos orgânicos suspensos e dissolvidos são hidrolisados, biodegradados e digeridos através de uma transformação anaeróbia, resultando na produção de biogás e no crescimento da biomassa bacteriana. O biogás segue em trajetória ascendente com o líquido, após este ultrapassar a camada de lodo, em direção ao separador de fases.

Na parte superior do separador de fases, por sua vez, ocorre uma tranquila favorável a sedimentação dos sólidos. Os flocos de lodo que eventualmente são arrastados para a parte superior do reator entram nesta zona que proporciona uma diminuição da velocidade do líquido, devido à área disponível para o escoamento ascensional aumentar gradativamente, tornando possível que, a uma determinada altura, a velocidade de arraste se torne menor que a velocidade de sedimentação do flocos de lodo. Isto possibilita que este material sólido que passa pelas aberturas no separador de fases, alcançando a zona superior do reator, possa se sedimentar sobre a superfície inclinada do separador de fases.

Assim, o acúmulo sucessivo de sólidos implicará consequentemente, no aumento contínuo do peso desse material, o qual, em um dado momento, quando o acúmulo dos flocos for relativamente grande, então, deslizarão, voltando para a zona de digestão, na parte inferior do reator, e assegurando tempo de detenção e altas concentrações do lodo ativo no reator. O fluxo em movimento descendente do lodo desgaseificado opera em contracorrente ao fluxo hidráulico dentro do digestor e serve para promover a mistura necessária para um contato eficiente entre bactérias e o esgoto homogeneamente distribuído.

Na zona de digestão, há a formação e liberação das bolhas de biogás para a parte superior do reator até encontrarem uma interface líquido/gás abaixo do separador de fases, onde se desprendem, formando uma fase gasosa. As bolhas de gás, uma vez separadas do lodo, são direcionadas pelas placas defletoras até a canalização de saída.

Mais abaixo do perfil do reator, os defletores de gás abaixo das aberturas têm como principal função servir como obstáculos a fim de desviar a trajetória das bolhas de biogás que se formam verticalmente abaixo das aberturas do separador de fases, evitando que passem pelas aberturas criando turbulência na zona de sedimentação. A fração líquida ou esgoto tratado continua em fluxo ascendente através do decantador, sendo retirada do reator mediante dispositivos de coleta do efluente (calhas coletores).

### 3.1.1.2 Critérios de forma

A adaptação dos reatores UASB para tratamento de águas residuárias de baixa concentração (como os esgotos domésticos) tem levado a diferentes configurações em relação às concepções de estruturas cilíndricas e prismático-retangulares, utilizadas inicialmente para degradação de efluentes industriais.

Em relação à forma dos reatores em planta, estes podem ser circulares ou retangulares. Os reatores de seção circular são mais econômicos do ponto de vista estrutural, sendo mais utilizados para atendimento a pequenas populações, usualmente com uma unidade única. Para atendimento a populações maiores, quando a modulação se torna necessária, os reatores retangulares passam a ser mais indicados, uma vez que uma parede pode servir a dois módulos contíguos (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

### 3.1.1.3 Critérios de projeto

No projeto do reator tipo UASB, é utilizado o critério de carga hidráulica, tornando-se de fundamental importância os parâmetros TDH (tempo de detenção hidráulica) e  $V_a$  (velocidade ascensional) nos compartimentos de digestão e de decantação.

A conjugação da altura do reator e sua seção transversal deve ser tal que seja garantida a manutenção das velocidades ascensionais dentro das faixas adequadas. Assim, o volume do reator é relacionado à quantidade de esgotos aplicada diariamente, através de uma carga hidráulica volumétrica (CHV) que não deve ultrapassar o valor de  $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$

para esgotos domésticos. Portanto, entendendo-se que o TDH é o inverso da CHV, o TDH mínimo de 4,8 horas ( $1/5 \times 24$  horas) deve ser respeitado (CHERNICHARO, 2007).

Por outro lado, o projeto do reator UASB deve considerar o fator ambiental de temperatura. A estabilização da atividade biológica é intimamente dependente da temperatura da massa líquida no interior do sistema. A influência da temperatura no processo de digestão neste tipo de reator pode ser contornada relacionando com o tempo de detenção do esgoto no interior do sistema, conforme apresentado na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1:** Tempos de detenção hidráulica em reatores UASB.

Temperatura do esgoto (°C)	TDH (h)	
	Média diária	Mínimo (picos de vazão – 4 a 6 h)
15 – 17	10	7 – 8
18 – 21	8	8 – 9
22 – 25	7	4 – 6
> 25	6	4

Fonte: Adaptado de Lettinga & Hulshoff (1991) e ABNT (2011).

### 3.1.1.4 Critérios de eficiência

O sucesso do processo anaeróbio depende fundamentalmente da manutenção dentro dos reatores, de uma biomassa adaptada com elevada atividade microbiológica e resistência a choques. Portanto, o cultivo de um lodo anaeróbio de boa qualidade é conseguido por meio de um processo cuidadoso de partida, durante o qual a seleção da biomassa é imposta, permitindo que o lodo mais leve, de má qualidade, seja arrastado para fora do sistema, ao mesmo tempo que o lodo de boa qualidade é retido. O lodo mais denso, normalmente, se desenvolve junto ao fundo do reator e apresenta uma concentração de sólidos totais da ordem de 40 g a 100 g SST/L. Usualmente, não se utiliza qualquer dispositivo mecânico de mistura, uma vez que estes parecem ter um efeito adverso na agregação do lodo, e, consequentemente, na formação de flocos (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

A previsão da eficiência de remoção do material orgânico por reatores UASB ainda vem sendo feita por meio de relações empíricas, obtidas em função do tempo de detenção hidráulica (Equação 3.1).

$$E_{DQO} = 100 \cdot (1 - 0,68 \times TDH^{-\infty})$$

Equação (3.1)

Em que,  $E_{DQO}$  é a eficiência do reator UASB em termos de remoção de DQO (%), TDH é o tempo de detenção hidráulica (h),  $\alpha$  é constante empírica 0,68 (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994) e 0,35 (CHERNICHARO, 2007).

Portanto, a partir de experiências desenvolvidas na utilização de reatores UASB para tratamento de esgotos domésticos, com utilização dos procedimentos de operação já difundidos, Chernicharo (2007) registrou que, de fato, as eficiências de remoção de DQO (e DBO – demanda bioquímica de oxigênio) são afetadas de forma significativa, pelo tempo de detenção hidráulica do sistema, observando valores de 40 a 80% para a remoção de DQO, e de 40 a 90% para a remoção de DBO, em uma faixa de 2,5 a 30 horas, respectivamente. Além disso, outras correlações de eficiências levantadas por Aisse *et al.* (2000) atestam que informações seguras de parâmetros como DBO e COT (carga orgânica total) também podem ser previstas em sistemas operando em escala real.

### 3.1.2 Vantagens e limitações dos reatores UASB

Os sistemas UASB como reatores anaeróbios de alta taxa encontraram grande aplicabilidade no Brasil devido às suas amplas vantagens, principalmente no que diz respeito a requisitos de área, simplicidade de operação, projeto e manutenção e redução média de matéria orgânica. Ademais, conforme cravaram Chernicharo *et al.* (2001), são diversas características favoráveis desses sistemas como o baixo custo, e baixa produção de lodo se comparado principalmente aos processos aeróbios convencionais, baixa demanda de energia e a conversão de parte da matéria orgânica biodegradável a biogás.

O reator UASB apesar de tais vantagens fundamentais, traz consigo certos aspectos como a escuma, o metano do biogás, gás sulfídrico e siloxanos que podem ter efeitos danosos, caso não sejam devidamente gerenciados.

A Tabela 3.2 lista as principais vantagens e desvantagens desse tipo de sistema anaeróbio. Conforme se verifica, os subprodutos gasosos dos processos oxidativos e fermentativos que ocorrem durante a estabilização do material orgânico na digestão anaeróbia, tanto podem se configurar como fontes de aproveitamentos vantajosos, por um lado, como, por outro, constituem-se em fatores limitantes dos sistemas UASB.

**Tabela 3.2:** Vantagens e desvantagens do tratamento de esgotos por reatores UASB.

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Comparado com processos aeróbios convencionais           <ul style="list-style-type: none"> <li>○ baixa produção de lodo</li> <li>○ baixa demanda de área</li> <li>○ baixo custo de implantação e operação</li> <li>○ baixo consumo de energia (estaçao elevatória)</li> <li>○ produção de biogás metano (combustível de elevado poder calorífico)</li> <li>○ boa desidratação de lodo</li> <li>○ reinício de operação relativamente rápido</li> <li>○ elevada concentração de lodo excedente</li> <li>○ tolerância a elevadas cargas orgânicas</li> <li>○ aplicabilidade em pequena e grande escala</li> </ul> </li>   <li>▪ comparado com processos anaeróbios: lagoa de estabilização (LE), tanque séptico (TS) e filtro anaeróbio (FA)           <ul style="list-style-type: none"> <li>○ menor TDH que LE e TS</li> <li>○ maior facilidade no controle de mau odor que LE</li> <li>○ maior eficiência que LE e TS</li> <li>○ não necessita de suporte para microrganismos como os FA</li> </ul> </li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ possibilidade de exalar maus odores</li> <li>○ operação mais complexa</li> <li>○ partida pode ser lenta, necessita de inoculo</li> <li>○ possibilidade de inibição bacteriana por um grande número de compostos</li> <li>○ a bioquímica e microbiologia da digestão é complexa e ainda precisam ser estudadas</li> <li>○ possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável</li> <li>○ remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos insatisfatória</li> <li>○ necessita de pós-tratamento</li> </ul>

Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

Tendo em vista que esses gases podem conter características poluentes ao meio ambiente ou danosas às estruturas dos sistemas de esgotos, assim, tem sido recorrente a preocupação com a recuperação dos gases de potencial energético ( $\text{CH}_4$ ), o controle dos gases de efeito estufa ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ , etc.) e os odorantes ( $\text{H}_2\text{S}$ , mercaptanas, etc.).

O gás sulfídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) caracterizado por forte cheiro de “ovo podre”, é um dos principais responsáveis pelos maus odores causados em ETEs, causando incomodo e danos à saúde humana, podendo levar à morte se inalado em altas concentrações e se o mesmo se acumular em locais fechados (Tabela 3.3). Além disso, esse gás ( $\text{H}_2\text{S}$ ) tem um dos principais desafios das empresas de saneamento, devido ao seu alto poder de corrosão de concretos e aços utilizados nas estações de tratamento de efluentes e nas redes de esgoto.

**Tabela 3.3:** Principais efeitos de gases H<sub>2</sub>S ao ser humano.

Reação humana	Concentração de H <sub>2</sub> S no ar (ppm)
Odor incomodo	0,1 – 3
Odor ofensivo	3 – 10
Náusea	10 – 50
Enjoo	50 – 100
Irritação respiratória	100 – 300
Edema pulmonar	300 – 500
Sistema nervoso atacado	500 – 1000
Letalidade	1000 – 2000

Fonte: Adaptado de Bonin *et al.* (1993).

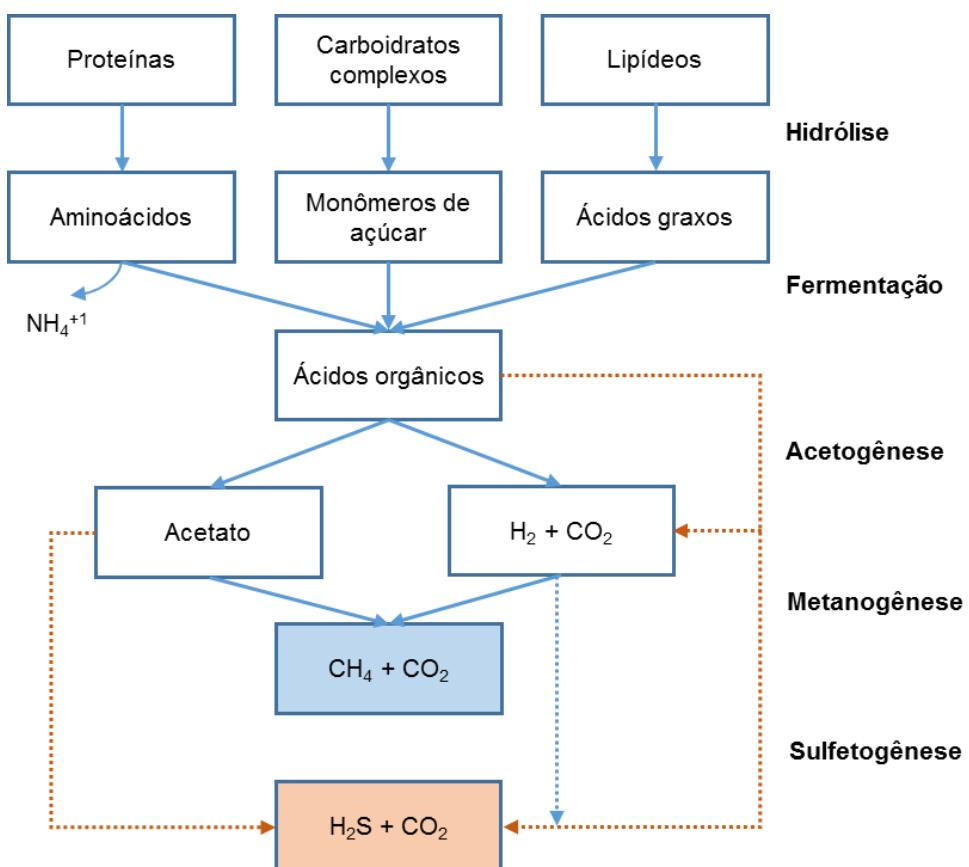
Quanto à geração do gás metano (CH<sub>4</sub>), estão envolvidas questões de controle das emissões desse poluente causador de efeito estufa, porém, a produção deste composto é positiva devido ao seu potencial energético. Por outro lado, devido aos riscos de explosividade do CH<sub>4</sub> em contato com o ar, os sistemas para aproveitamento do seu potencial energético requerem instalações seguras e monitoradas.

### 3.1.3 Previsão da formação de metano e sulfeto de hidrogênio em reatores UASB

A decomposição anaeróbia no meio líquido em si, em função da atividade microbiana de conversão da matéria orgânica dos esgotos, tem como os produtos gasosos típicos CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub>.

Conforme sumariza o diagrama da Figura 3.2, o processo de digestão anaeróbia pode ser dividido em quatro fases fundamentais e sequenciais: hidrólise, acidogênese (fermentação), acetogênese e metanogênese (METCALF & EDDY, 2016). Normalmente, também em função de compostos oxidados de enxofre, especialmente dos sulfatos nas águas residuárias, podem estar presentes com frequência diferentes formas de sulfetos (H<sub>2</sub>S, HS<sup>-</sup>, etc), produtos da reação bioquímica da rota alternativa da sulfetogênese (CHERNICHARO, 2007). Portanto, a transformação da matéria orgânica hidrolisada em diversas substâncias químicas, no decurso da fermentação, processa-se através de uma cadeia de degradações sucessivas, devido a diferentes tipos de bactérias e arqueias. Essencialmente, distinguem-se duas fases nos processos de fermentação.

**Figura 3.2:** Diagrama esquemático das rotas metabólicas da digestão anaeróbia.

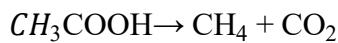


Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

A primeira fase, a etapa acidogênese, é uma transformação das moléculas orgânicas em ácidos graxos, sais e gases, através do metabolismo fermentativo, e degradados em principalmente, ácidos orgânicos.

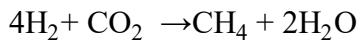
Em sequência, a etapa de acetogênese os produtos da fermentação são transformados em uma mistura gasosa, essencialmente, constituída por  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ . A etapa posterior, a metanogênese, os microrganismos metanogênicos realizam a conversão de compostos orgânicos em metano dióxido de carbono. A metanogênese ocorre através de duas reações catabólicas, uma na qual o metano é produzindo a partir do ácido acético, e a outra a partir de hidrogênio e dióxido de carbono. A seguir são definidos os mecanismos quais os processos de metanogênese ocorrem:

- metanogênese acetoclástica – segundo Chernicharo (2007), é o mecanismo responsável pela produção de 60 a 70% da produção de metano. A formação é dada a partir decomposição do acetato (Equação 3.1):



Equação (3.1)

- metanogênese hidrogenotrófica – segundo Chernicharo (2007), o metano é produzido pela reação do gás dióxido com o hidrogênio (Equação 3.2):

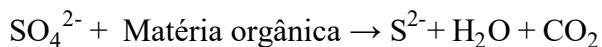


Equação (3.2)

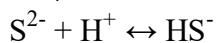
A fase paralela da sulfetogênese ocorre quando bactérias sulfatorredutoras utilizam substratos como o hidrogênio e acetato converter sulfatos e outros compostos a base de enxofre presentes no ambiente anaeróbio a sulfeto de hidrogênio. Dessa forma, passam a competir com as aqueias metanogênicas pelos mesmos substratos, reduzindo a produção de metano. O fator limitante para a ocorrência deste processo é a presença de enxofre no meio, que pode estar como íons sulfato ( $SO_4^{2-}$ ) e sulfito ( $SO_3^{2-}$ ) (CHERNICHARO, 2007).

A competição é influenciada por alguns fatores, como o pH e a relação DQO/ $SO_4^{2-}$  na água residuária. A inibição das metanogênicas é maior quando a relação DQO/ $SO_4^{2-}$  é menor que 7. Já, quando é superior a 10, ocorre uma maior produção de biogás, e, assim, grande parte do  $H_2S$  produzido é removida da fase líquida (CHERNICHARO, 2007).

Dentro do reator o  $H_2S$  pode estar presente em três formas:  $H_2S$  gasoso,  $H_2S$  na forma diluída em água, e na forma dissociada ( $HS^-$ ,  $S^{2-}$ ). A redução do sulfato em sulfeto de hidrogênio se dá pelas Equações 3.3 a 3.5 (SAWYER *et al.*, 2003).



Equação (3.3)



Equação (3.4)



Equação (3.5)

Sendo que a Equação 3.3 ocorre somente sob as condições anaeróbias, o  $H_2S$  na forma não dissociada pode, ainda, estar diluído em água ou no estado gasoso. Segundo Chernicharo (2007), a presença de  $H_2S$  na fase gasosa depende da produção de gases no sistema, sendo que quanto maior a produção de metano no reator, maior será a quantidade

de sulfeto retirada da fase líquida. Assim, quanto maior a DQO afluente (maior produção de metano), maior a concentração de H<sub>2</sub>S presente no biogás.

A formação de metano em reatores UASB é altamente desejada, pois por meio desse processo a matéria orgânica é removida, devido à baixa solubilidade em água apresentada pelo metano (JORDÃO & PESSOA, 2009). Procura-se, então, proporcionar condições favoráveis para acelerar o processo de digestão anaeróbia, envolvendo o controle de fatores de operação, como a alcalinidade, a temperatura, a produção e composição do biogás, o pH, a presença de elementos nutricionais e a ausência de materiais tóxicos no afluente.

### 3.1.4 Desafios relacionados com a formação e controle de emissões de gases

#### 3.1.4.1 Alternativas tecnológicas

A dinâmica do controle da fase gasosa tanto se regista em técnicas de inibição e seletividade de formação de tais compostos, como, principalmente, nas metodologias de remoção e recuperação dos compostos coletados sob a campanula do separador trifásico. Em termos de remoção desses poluentes na emissão do biogás, a utilização da combustão direta tem se mostrado a técnica mais difundida e também mais vantajosa (CHERNICHARO *et al.*, 2010).

Nos casos de controle de compostos odorantes, as técnicas mais atraentes têm sido os métodos bioquímicos, em especial os biofiltros (ARNESEN & SAMPAIO, 2013; MACEDO, 2013), e, mais recentemente a microaeração (DÍAZ *et al.*, 2011; OLIVEIRA, 2013; KRAYZELOVA *et al.*, 2014) e a aplicação de oxidantes seletivos (ALVES *et al.*, 2004; SOUZA *et al.*, 2011; MARIN *et al.*, 2013).

O aproveitamento energético, por meio do poder comburente do metano, é uma prática comum em muitos países. BMU (2011) apresenta dados que na Alemanha, aproximadamente 1.200 ETEs aproveitam o biogás para gerar eletricidade e calor, e, ao todo são mais de 1 TWh por ano de eletricidade gerada, quando por média 50% da demanda de energia elétrica dessas ETEs é auto suprida. Já a EPA (2011) relatou que existem cerca de 100 ETEs nos Estados Unidos com sistemas de cogeração utilizando biogás e uma ordem de grandeza de 200 MW de capacidade instalada.

Do ponto de vista científico, quanto ao tema de recuperação energética via reatores UASB, a maior parte das pesquisas remete à produção de biogás a partir de substratos de origem agroindustrial e análises sobre a performance dessa produção (BAUDEZ *et al.*, 2011; CAO & PAWŁOWSKIA, 2012). Poucos trabalhos na área de tratamento de esgotos foram desenvolvidos (TANAKA, 2002; LOBATO, 2011; NADAIS *et al.*, 2011; ROSA, 2013; BERNI *et al.*, 2014; COURAS *et al.*, 2014). Outros estudos (CHANG & LIN, 2004; DOMÍNGUEZ *et al.*, 2006; GINORIS *et al.*, 2010) tratam especificamente de tecnologias mais avançadas de conversão do lodo e biogás de ETEs em energia, enfatizando processos como gaseificação, pirólise, etc.

Segundo Chernicharo *et al.* (2010), a seleção de técnicas de gerenciamento dos gases de ETEs deve levar em consideração diversos critérios, tais como: vazão e concentração dos gases odorantes, biodegradabilidade dos gases, características locais (inclusive de recursos humanos), origem das emissões e aspectos de projeto relacionados à captação e condução de gases, concentração relativa de H<sub>2</sub>S/CH<sub>4</sub>, planos para recuperação de energia e objetivos do tratamento.

### **3.1.4.2 Critérios de segurança**

Ainda, um desafio associado ao aproveitamento desses gases é que, devido à composição e propriedades, o biogás pode apresentar potencial de risco químico relativo à sua inflamabilidade e explosividade. Acidentes devidos à exposição do gás durante trabalhos em plantas de biogás podem ocasionar danos à saúde e, em casos extremos, até a morte. Conforme listou Brasil (2015), os perigos relacionados à manipulação do biogás são: explosão pela formação de misturas gasosas explosivas, asfixia e riscos à saúde pela presença de determinados componentes gasosos.

Em processos em que o biogás ou o gás residual tem contato com o ar, para a formação de uma mistura explosiva, o metano e o ar devem se combinar em uma determinada faixa de concentração. Portanto, para garantia de segurança, é necessário que a concentração do metano emitido na fase gasosa seja maior ou menor que os limites de explosão superior ou inferior<sup>2</sup>.

---

<sup>2</sup> Os limites de explosão para o metano no ar são baseados no: LIE – sendo a concentração mínima de um vapor combustível no ar abaixo do qual a chama não se propaga na presença de uma fonte de ignição, ou seja, em concentrações abaixo deste nível, a mistura é muito pobre para explodir; e o LSE – como a

Não sendo possível ocorrer explosões fora da faixa explosiva, o controle operacional dos sistemas de tratamento para o biogás deve ter atenção para que o ar tenha entrada bastante controlada.

As faixas de segurança contra explosões do metano no ar são discutidos detalhadamente em bibliografias específicas (KIRK *et al.*, 1984; VAN DER VAART *et al.*, 1991), e a Tabela 3.4 resume esses parâmetros.

**Tabela 3.4:** Limites de explosão para o metano no ar e as concentrações de segurança.

Parâmetro	Valor	Referência
Limite inferior de explosão (LIE) para o metano no ar	4,4%	Engineering Toolbox (2017)
Limite superior de explosão (LSE) para o metano no ar	16,4%	Engineering Toolbox (2017)
Concentração segura de metano abaixo do LIE	1,25%	van der Vaart <i>et al.</i> (1991)
Concentração segura de metano acima do LSE	30%	van der Vaart <i>et al.</i> (1991)

Fonte: Adaptado de Brown (2006).

A faixa explosiva do metano misturado ao ar é entre 4,4% v/v (LIE) e 16,4% v/v (LSE). Além das combinações de concentrações metano/ar, Brasil (2015) relata que a faixa de explosividade pode ser afetada pela presença dos outros componentes do biogás.

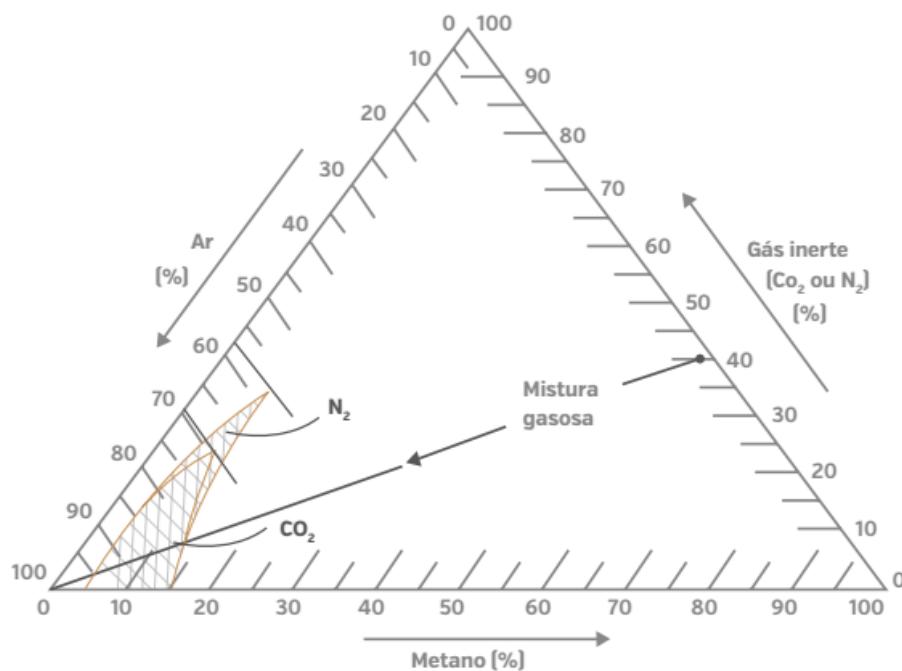
Por um lado, o sulfeto de hidrogênio e o monóxido de carbono são capazes de aumentar a faixa explosiva, e, por outro, o dióxido de carbono, o nitrogênio e o vapor d'água têm o efeito de tornar o ambiente inerte, neutralizando a explosividade. Portanto, consoante tal matriz de fatores atuantes, DWA (2010) indica que a faixa explosiva em sistemas de biogás pode ser representada por um diagrama ternário metano/ar/componentes gasosos.

A Figura 3.3 apresenta o caso de uma mistura gasosa não explosiva, composta de 55% de metano, 5% de ar e 40% de dióxido de carbono, que, ao aumentar a proporção de ar na mistura, o limite explosivo é atingido quando o metano apresenta, aproximadamente, a concentração de 11,5%, o ar 81% e o dióxido de carbono 7,5%. Ou seja, através da taxa de adição de ar, também é possível determinar a variação das proporções volumétricas que devem sofrer os componentes para que a mistura se torne explosiva.

---

concentração máxima de um vapor combustível no ar que permite que uma chama se propague, ou seja, acima deste limite, a mistura é muito rica para explodir.

**Figura 3.3:** Diagrama ternário da faixa explosiva de misturas de metano/ar/gás inerte.



Fonte: Brasil (2015).

### 3.1.4.3 Gases dissolvidos

Por outro lado, devido ao fenômeno de solubilidade, parcelas de todos os constituintes gasosos envolvidos na degradação anaeróbia em reatores UASB tendem a permanecer dissolvidas no líquido, e assim sair com o efluente tratado e/ou encontrar outra rota de desprendimento (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; NOYOLA *et al.*, 2006). Por essa via esses poluentes podem desencadear preocupantes questões ambientais como as de desprendimento para a atmosfera, além de deteriorar a qualidade do efluente (em termos de DQO) que implicará na poluição do corpo receptor ou em pós-tratamentos mais intensivos (PAUSS *et al.*, 1990).

O gás CH<sub>4</sub> que não é capturado pela campânula e que se encontra dissolvido na massa líquida do efluente do UASB, na condição de supersaturação pode apresentar uma concentração na ordem de 21 mg/L (SOUZA *et al.*, 2009). Em uma pesquisa mais ampla em escalas piloto e real, Souza (2010) mediou que a perda de metano pelo efluente líquido corresponde até 45% da produção total de gás gerado (dissolvido + biogás). O sulfeto de hidrogênio, produzido nos reatores anaeróbios, em sua maior parte, permanece dissolvido no efluente, podendo até ser encontrado nas formas dissociadas de H<sub>2</sub>S (aq) e HS<sup>-</sup>(aq) (PAGLIUSO *et al.*, 2002; SOUZA *et al.*, 2012).

### **3.2 Transferência de massa líquido-gás**

Na questão dos gases dissolvidos, de fato, é um entendimento de que em misturas líquido-gás, os gases seriam liberados quando as concentrações dos constituintes na fase líquida excedem as concentrações de saturação (CUSSLER, 2009).

Portanto, eis a importância de se estudar as bases das transferências de massa entre as fases, uma vez que se tornam necessárias as previsões e controles dos desprendimentos dos gases importantes nos sistemas de esgotos sanitários.

#### **3.2.1 Equilíbrio líquido-gás**

Em termos de transferência de massa através de uma fase ou entre duas fases ou a passagem da fronteira entre elas requer um afastamento das condições de equilíbrio, nos casos de equilíbrios líquido-gás descritos pela lei de Henry (Equação 3.6).

$$C_A = K_H \cdot p_A \quad \text{Equação (3.6)}$$

Em que,  $C_A$  é a concentração do componente A no líquido (mg/L),  $p_A$  é a pressão parcial do componente A na mistura gasosa em equilíbrio com o líquido (atm), e  $K_H$  é constante da lei de Henry do componente gasoso em uma dada temperatura (mg/L.atm).

A lei de Henry é a forma mais utilizada para calcular a solubilidade de gases ou vapores dissolvidos em misturas com um líquido, enunciando que a quantidade de um componente soluto que se dissolve em dado volume de líquido, à temperatura constante, é diretamente proporcional à pressão que o soluto exerce acima do líquido (SMITH *et al.*, 2007).

A Equação 3.6 pode ser reescrita na forma de pressões parciais independentes da lei de Dalton (Equação 3.7), a qual considera que a pressão exercida por uma mistura de gases é a soma das pressões que cada componente gasoso da mistura exerce individualmente.

$$p_A = K_H' \cdot x_A \quad \text{Equação (3.7)}$$

Em que,  $x_A$  é a fração molar do componente A na fase líquido (fração molar<sup>-1</sup>), e  $K_H'$  é constante da lei de Henry do componente gasoso em uma dada temperatura (atm/fração molar).

Em verdade, a condição de equilíbrio definida pela lei de Henry é válida para baixas concentrações do componente soluto e as constantes das Equações 3.6 e 3.7 possuem unidades distintas, inerentes às condições padrão de pressão (SMITH *et al.*, 2007), as quais são importantes conversões das unidades das constantes tabeladas.

Segundo MWH (2005), em sistemas de tratamento de água, quando há contato ar/água, a condição de equilíbrio pode ser influenciada principalmente pelas variáveis: temperatura, pressão, presença de determinadas espécies iônicas e pH do meio. Contudo, o autor refere que o impacto da pressão total do sistema sobre a constante de Henry é considerado de baixa magnitude, uma vez que, geralmente, os outros componentes do ar têm solubilidade limitada em água.

### 3.2.1.1 Influência da temperatura

A Tabela 3.5 mostra a variação da constante de Henry determinada para os casos de metano e sulfeto de hidrogênio, com a temperatura.

**Tabela 3.5:** Valores das constantes da lei Henry para CH<sub>4</sub> em H<sub>2</sub>S dissolvidos em água.

Temperatura (°C)	CH <sub>4</sub>		H <sub>2</sub> S	
	K <sub>H</sub> (mg/L.atm)	K <sub>H'</sub> (atm/fração molar)	K <sub>H</sub> (mg/L.atm)	K <sub>H'</sub> (atm/fração molar)
0	39,7	22.400	7.048	268
5	34,3	25.900	5.996	315
10	29,9	29.700	5.147	367
15	26,4	33.700	4.465	423
20	23,6	37.600	3.911	483
25	21,5	41.300	3.466	545
30	19,8	44.900	3.102	609
35	18,3	48.600	2.794	676
40	17,1	52.000	2.535	745
40	16,1	55.100	2.321	814
50	15,4	57.000	2.137	884

Fonte: Adaptado de Perry & Chilton (1973).

A temperatura, a seu turno, tem efeito considerável na solubilidade de diversos compostos orgânicos e gases, sendo que as mudanças na constante de Henry podem ser estimadas usando a equação de van't Hoff (Equação 3.8) MWH (2005).

$$K_{H_{T_2}} = K_{H_{T_1}} \cdot e^{\left[ \frac{-\Delta H^0_{diss}}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \right]} \quad \text{Equação (3.8)}$$

Em que,  $K_{H_{T_2}}$  é constante da lei de Henry na temperatura  $T_2$ ,  $K_{H_{T_1}}$  é constante da lei de Henry na temperatura  $T_1$ ,  $\Delta H^0_{diss}$  é a entalpia da dissolução em água (J/mol), R é a constante universal dos gases (8,314 J/K.mol), e  $T_1, T_2$  são as temperaturas absolutas (K = 273,15 + °C).

Através da Equação 3.8, verifica-se que a solubilidade dos compostos diminui com o aumento da temperatura da solução.

### 3.2.1.2 Influência da força iônica

Em casos de presença de grandes concentrações de sólidos dissolvidos no meio líquido, os gases e compostos orgânicos sintéticos passam a ter uma elevada constante de Henry aparente ( $K_{Hap}$ ) (Equação 3.9). Portanto, o coeficiente de atividade do componente gasoso no cálculo da constante de Henry passa a ser função da força iônica, a qual é determinada a partir de métodos experimentais (MWH, 2005).

$$K_{Hap} = \frac{p_A / C_A}{RT} = \gamma_A \cdot K_H' \quad \text{Equação (3.9)}$$

Em que,  $K_{Hap}$  é constante da lei de Henry aparente,  $p_A$  é pressão parcial do componente A (atm),  $C_A$  é a concentração do componente A no líquido (mol/L), R é a constante universal dos gases (8,314 J/K.mol), T é a temperatura absoluta (K = 273,15 + °C),  $\gamma$  é o coeficiente de atividade do componente A, e  $K_H'$  é a constante da lei de Henry.

Da mesma forma, quando há presença de concentrações relativamente altas de surfactantes no meio líquido, há um efeito direto sobre os compostos voláteis dissolvidos. Geralmente, essa substância reduz a fração dos gases e compostos voláteis na interface de transporte de massa, e, por isso, pode reduzir significativamente a denominada

constante de Henry aparente. Segundo MWH (2005), em casos de misturas de ar/água, por exemplo, a solubilidade do oxigênio pode ser reduzida de 30 a 50% quando há presença de surfactantes.

### 3.2.1.3 Influência do pH

A situação de pH na solução líquida pode ter efeitos importantes na distribuição de formas ionizadas de um determinado componente. Por essa via, a conversão desses íons limita a disponibilidade das espécies voláteis não ionizadas. Esse é o caso dos ácidos fracos como o H<sub>2</sub>S, que, dependendo do pH do meio, podem entrar em equilíbrio na forma ionizada da Equação 3.5.

De acordo com as análises de MWH (2005), nesses casos, o pH (ou pKa) da reação desta primeira ionização do sulfeto de hidrogênio é calculado em 7,1. O autor avalia que na faixa de 5,1, ou seja, duas unidades abaixo desse pKa, o sulfeto de hidrogênio teria ionizado em apenas 1% de extensão, e a constante de Henry aparente seria essencialmente o mesmo valor de K<sub>H</sub><sup>+</sup>. Todavia, elevando o valor para duas unidades acima do pKa, o H<sub>2</sub>S estará 99% ionizado a HS<sup>-</sup>, e a constante de Henry aparente terá 1% do valor de K<sub>H</sub><sup>+</sup>.

### 3.2.2 Teoria de dois filmes

Em termos de tratamento das misturas de líquidos e gases dissolvidos, seja para purificação ou remoção de substâncias de interesse, há necessidade do afastamento das condições de equilíbrio das fases de forma a ocorrer a transferência de massa. Por conseguinte, o fenômeno de transferência de massa dá-se quando uma substância se move do seio de uma fase para a interface entre fases, ou vice-versa. Esse fenômeno não é só uma parte integral, mas essencial da química e dos processos industriais (CUSSLER, 2009).

Na transferência de massa, entendida no seu sentido estrito, tem se que, existindo regiões com diferentes concentrações, ocorrerá transferência de massa no sentido de zonas onde a concentração de determinado componente é mais baixa, através de diferentes mecanismos, como por exemplo por difusão molecular, que implica a existência de gradiente de concentração, ou por convecção, que implica circulação do fluido onde o composto se encontra dissolvido.

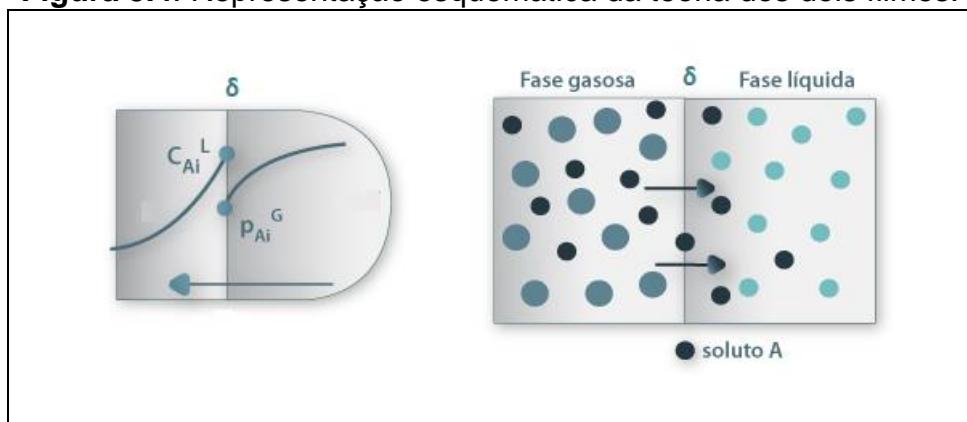
Portanto, têm sido desenvolvidos modelos teóricos para descrever os fenômenos nas interfaces dos fluidos, entre elas, a teoria dos dois filmes, que é a mais utilizada, a teoria de renovação de superfície e a teoria da penetração (CUSSLER, 2009).

Entre as fases líquida e gasosa, a transferência de massa é frequentemente descrita pela teoria dois filmes, a mais antiga e mais simples de todas, descrita por Lewis Whitman em 1924 (CUSSLER, 2009). Essa teoria postula que a resistência à transferência de massa reside num filme de espessura  $\delta$  (de cada lado da interface) na qual o fluido se encontra em repouso e onde a concentração varia linearmente. As principais hipóteses do desenvolvimento dessa teoria são:

- fluxo de massa do volume ocorre ao longo de ambos lados da interface líquido-gás;
- condições de regime permanente;
- estabelecimento instantâneo das condições de equilíbrio entre as fases líquida e gasosa na interface.

A Figura 3.4 mostra a transferência de massa entre as fases proposta pela teoria dos dois filmes, a qual é dividida em três etapas: (1) transferência de massa do meio gasoso para superfície interfacial, (2) transferência através da interface por difusão molecular, e (3) transferência da superfície interfacial para o meio líquido.

**Figura 3.4:** Representação esquemática da teoria dos dois filmes.



Fonte: Adaptado de FEUP (2017).

No modelo, em cada lado da interface  $\delta$  supõe-se que as correntes se extinguem e através do filme fino de fluido a transferência é efetuada somente pela difusão molecular, considerando apenas a dependência da diferença da concentração e das relações de equilíbrio a partir da lei de Henry. Portanto, essa combinação resulta que o fator

determinante na capacidade global de transferência de massa envolve as constantes de Henry (Equação 3.10), a partir das quais é possível determinar qual parte dos limites dos dois filmes tem maior resistência ao transporte de massa (PÖPEL, 1979; TREYBAL, 1981; CREMASCO, 1998; CUSSLER, 2009).

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{H \cdot k_G} \quad \text{Equação (3.10)}$$

Em que,  $K_L$  é o coeficiente de transferência global de massa (m/s),  $k_L$  é o coeficiente de transferência parcial de massa para a fase líquida (m/s),  $k_G$  é o coeficiente de transferência parcial de massa para a fase gasosa (m/s), e  $H$  é a constante da lei de Henry.

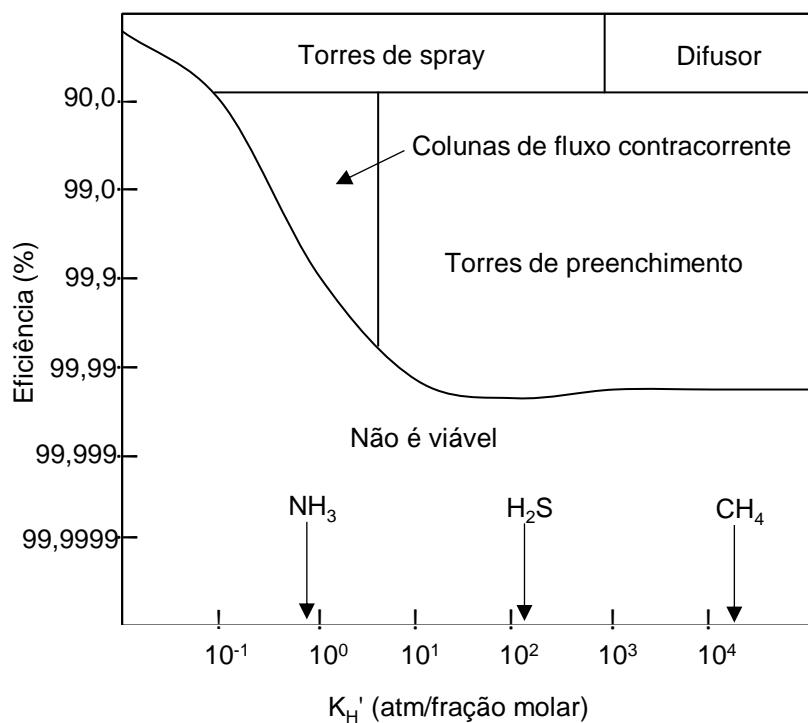
Nesse sentido, estudos envolvendo misturas dissolvidas em efluentes, Hudson & Ayoko (2008) atestam que, em função de suas constantes de Henry, o metano e o sulfeto de hidrogênio (37.600 e 483, respectivamente, a 20 °C) (PERRY & CHILTON, 1973) situam-se em um grupo de compostos em que o fluxo de massa entre fases é controlado pela resistência no filme líquido.

### **3.3 Técnicas gerais de controle de gases dissolvidos**

Segundo MWH (2005), as unidades de separação de fases líquido-gás, comumente utilizadas na engenharia sanitária, são baseadas no contato ar/líquido, e são classificadas em subgrupos de aeradores e torres ou colunas. Os principais sistemas de contato ar/líquido utilizados para o controle de misturas líquido-gás são as torres (colunas de contato ar/líquido) e aeradores. MWH (2005) indica que as torres são utilizadas quando se deseja altos níveis de remoção de compostos de alta afinidade com a água (baixa volatilidade, ou seja, baixa constante de Henry), e os aeradores são utilizados quando não se requer altas remoções e os compostos têm elevada constante de Henry.

A seleção dos diferentes tipos de unidades de separação das fases líquido/gás depende (1) do fator grau de remoção de determinado composto e (2) do fator constante de Henry do composto, como mostrado no diagrama da Figura 3.5.

**Figura 3.5:** Diagrama esquemático para seleção do processo de aeração.



Fonte: Adaptado de MWH (2005).

Neste capítulo, cabe registrar que, conceitualmente, os processos de transferência de massa líquido-gás envolvendo a remoção de compostos voláteis presentes no líquido para a fase gasosa, por meio da aeração, são conhecidos como *dessorção*. Por outra via, a adição de gases da aeração na fase líquida trata-se de processos de transferência de massa definidos como *absorção* (MWH, 2005).

Portanto, sendo o princípio básico da dessorção o contato entre as interfaces gasosa e líquida, faz sentido sistemas que proponham diferentes oportunidades de contato das fases, sejam através de dispositivos de contato ou equipamentos que imponham maiores quantidades de aeração. Assim, é necessário entender os princípios de funcionamento, as bases das correlações de transferência de massa e os coeficientes de difusão de cada sistema. Para tal, bibliografias como MWH (2005) trazem discussões detalhadas de sistemas de tratamento, bem como parâmetros de projetos para dispositivos, principalmente na área de tratamento de água.

A Tabela 3.6 mostra alguns exemplos de dispositivos de separação líquido/gás utilizados no campo de tratamento das águas. Essas unidades convencionais, por meio da aeração,

promovem um contato íntimo entre ar e o líquido, assim determinando a transferência de substâncias voláteis do líquido ( $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $O_2$ , por exemplo) para a fase gasosa, ou permitindo a incorporação de compostos do ar ( $CO_2$ ,  $O_2$ , por exemplo) no líquido.

**Tabela 3.6:** Características de sistemas de separação líquido-gás.

Tipo de dispositivo	Descrição do processo	Introdução gás	Aplicação
Aeradores por gravidade	Efluente escorre por gravidade para uma coluna d'água.	Aeração forçada.	Remoção de $CO_2$ Controle de odor. Oxigenação.
Coluna de pratos	Efluente escorre por gravidade através de pratos para produzir o fluxo sobre filme fino.	Natural ou aeração forçada.	Remoção de $H_2S$ , $CO_2$ e COV remanescentes. Controle de odor.
Torres de preenchimento	Efluente é aspergido em um meio com preenchimento com material de alta área superficial para produzir interfaces. Tipicamente em fluxo contracorrente	Aeração forçada.	COV remanescentes. Controle de odor.
Aeradores de spray	Efluente é aspergido para formar gotas dispersas. Tipicamente em forma de chafariz.	Aeração natural por meio da convecção.	Remoção de $H_2S$ , $CO_2$ e COV remanescentes. Controle de odor. Oxigenação.
Torres de spray	Efluente é aspergido para formar gotas dispersas. Relação ar-água é tipicamente em fluxo contracorrente.	Aeração forçada.	COV remanescentes. Controle de odor.
Torres de cascata	Efluente flui em bandejas sequenciais, de forma a ser criados efeito cascata para promover interfaces.	Aeração natural por meio da convecção.	Remoção de $H_2S$ , $CO_2$ e COV remanescentes. Controle de odor. Oxigenação.
Difusor	Bolhas finas são supridas por meio de difusores porosos submersos no efluente.	Ar comprimido ou ozônio.	Remoção de Fe, Mn. Remoção de $H_2S$ , $CO_2$ e COV remanescentes. Controle de odor. Oxigenação.

Fonte: Adaptado de MWH (2005).

Baseado na pesquisa bibliográfica, quatro tipos de sistemas de dessorção chamam particular atenção nas práticas da engenharia sanitária: aeradores por gravidade, colunas de pratos, colunas empacotadas (preenchimento) e colunas de “spray”.

Essas unidades são descritas e os aspectos teóricos são comparados para abordar o problema dos gases dissolvidos em efluentes de reatores anaeróbios.

### 3.3.1 Aerador por gravidade

O princípio dos aeradores por gravidade é a utilização da energia potencial da queda d'água para criar interfaces para a transferência do gás. MWH (2005) se refere ainda que a turbulência do filme de líquido na base da coluna é também uma situação de exposição

do líquido à atmosfera aerada, aumentando as possibilidades de contato das interfaces. Portanto, durante a passagem do líquido pela coluna configuram-se esses dois tipos de mecanismos no processo de transferência de massa. Em termos de fundamentação, Pöpel (1979) descreve que:

- 1) durante a queda é criada uma área de interface livre que permite o contato ar/líquido.

A partir da altura de queda  $\Delta H$ , o tempo médio de exposição da interface, através da área superficial  $A$ , pode ser estimado pela Equação 3.11, e, a partir daí o coeficiente de transferência de massa  $K_L$  é determinado.

$$t_c = \sqrt{2\Delta H/g} \quad \text{Equação (3.11)}$$

Em que,  $t_c$  é o tempo de contato de contato ar/líquido (s),  $\Delta H$  é a altura útil de queda de líquido (m), e  $g$  é a aceleração da gravidade ( $9,81 \text{ m/s}^2$ ).

Quanto a interface de transferência de massa, a área de contato, por este mecanismo, depende da configuração da coluna. No caso de distribuição do afluente em vários pontos de entrada, naturalmente, haverá uma elevação da área superficial específica  $A/V$ . Mas, um aumento do fluxo de líquido diminui a área de contato.

- 2) a turbulência criada no choque do jato de efluente sobre a base da coluna constitui uma condição extremamente favorável à transferência de massa, na medida em que o componente gasoso de aeração se dispersa nas bolhas na superfície do líquido.

Nesse caso, o mecanismo de transferência é principalmente determinado pela altura de queda. Além disso, o fator coluna d'água na base da unidade também influencia, uma vez que é através das bolhas formadas na sua superfície onde ocorre o contato. Por esse motivo, Pöpel (1979), por meio de um experimento de absorção para oxigenação da água, determinou que a otimização deste efeito passa por manter uma coluna mínima, dada pela expressão empírica da Equação 3.12.

$$H^* = 2/3 \cdot \Delta H$$

Equação (3.12)

Em que,  $H^*$  é altura da coluna d'água (m), e  $\Delta H$  é a altura útil de queda de líquido (m).

Devido ao segundo mecanismo, no campo de tratamento de água, os sistemas por gravidade são mais utilizados para processos de transferência do oxigênio do ar para a água. E, os autores (PÖPEL, 1979; MWH, 2005) citam que, devido à prevalência do primeiro tipo de transferência de massa, este sistema é pouco eficiente para remoção de substâncias como  $CO_2$  ou  $H_2S$ .

### 3.3.2 Colunas de pratos

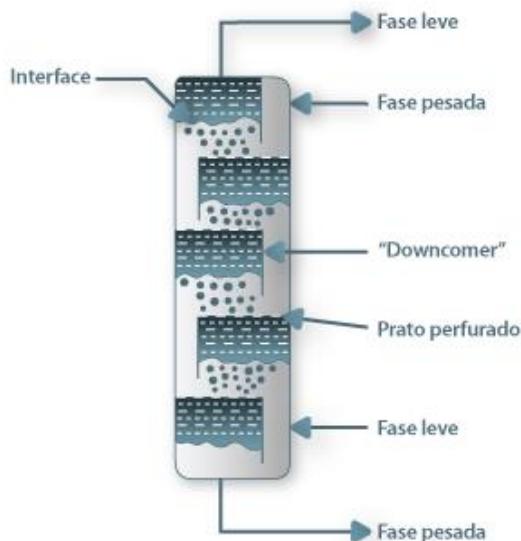
As colunas de pratos podem ser vistas como uma ampliação dos aeradores por gravidade. Baseado no mesmo conceito, são inseridos estágios múltiplos ao longo da coluna com a expectativa de aumentar a quantidade de transferência de massa entre as fases em contato. Nestes sistemas, o líquido também é distribuído através do topo e, com a aeração, ocorre o contato ar/líquido através dos pratos horizontais em série.

Conceitualmente, a cada estágio da passagem do líquido, é formada uma nova área interfacial que promove a eficiência do processo de dessorção. Segundo MWH (2005), as melhores eficiências desse tipo de unidade ocorrem quando a operação é processada em fluxo contracorrente ar/líquido, análogo aos sistemas de aeradores por gravidade em cascata.

Os processos de transferência da fase gasosa em uma coluna de pratos ocorrem em condições hidrodinâmicas específicas, que conjugam fluxos apropriados de ar/líquido. Se o fluxo de gás for muito baixo para a coluna, pode ocorrer que, em vez do líquido fluir de um prato através do dique (“downcomer”) e do canal de líquido, haverá um escoamento através dos orifícios destinados ao fluxo de gás. Em casos graves, pode ocorrer o fenômeno de “dumping”, onde o escoamento é tão pronunciado que todo o líquido de um prato flui somente através dos orifícios. Em outra situação, se o fluxo da fase gasosa através da coluna for muito alto, pode carregar uma porção de líquido ao orifício do prato superior, o que também compromete a capacidade de transferência de massa.

A Figura 3.6 mostra o desenho esquemático da coluna, em que se utilizam pratos com orifícios por onde passam as bolhas de ar que estabelecem o contato com a corrente líquida na superfície do prato.

**Figura 3.6:** Desenho esquemático de coluna de pratos perfurados.



Fonte: Adaptado de FEUP (2017).

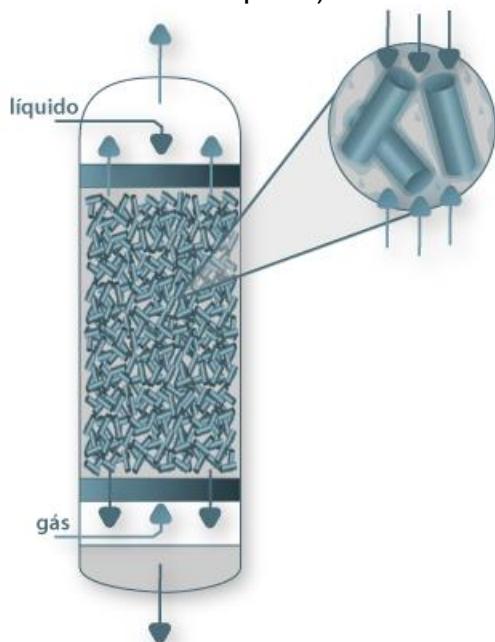
Entre outros parâmetros operacionais que devem ser atentados, MWH (2005) descreve que, em geral as colunas de pratos tendem a ser adequadas aos processos em que a relação volumétrica entre o fluxo de gás e a taxa de líquido for alta. E, em termos de aplicação, o autor adianta que estes sistemas são comumente utilizados para a remoção de compostos voláteis (VOC) de águas contaminadas.

### 3.3.3 Colunas de preenchimento

As colunas de preenchimento são as unidades mais citadas na literatura para a dessorção de VOC no tratamento de água (MWH, 2005). Em termos de equipamento, é uma coluna que possui dispositivos para aportar mídias irregulares de material inerte.

Na operação da coluna de preenchimento, o líquido alimentado pelo topo, através de um determinado dispositivo de distribuição, é dispersado uniformemente (quanto possível) sobre o meio de suporte, e o escoamento segue caminhos aleatórios através da mídia até ser coletado na base da coluna. O fluxo de ar pode ser inserido na mesma direção do escoamento do líquido (fluxo concorrente), na direção contrária do líquido (fluxo contracorrente) ou em direção cruzada (fluxo cruzado). Em operações de fluxo contracorrente (Figura 3.7), um soprador é utilizado para alimentar o ar a partir da base.

**Figura 3.7:** Desenho esquemático de coluna de preenchimento (detalhe: meio de suporte).



Fonte: Adaptado de FEUP (2017).

O meio de suporte é a chave deste tipo de tratamento, pois fornece suporte geométrico para o escoamento do líquido e caminhos para gerar área interfacial para a transferência de massa entre as fases. Essas mídias são disponibilizadas por fabricantes (geralmente) em variedades de tamanhos e formatos.

A presença de meio de suporte e o filme de líquido que o cobre causa uma resistência ao fluxo de gás no interior da coluna, tanto que uma queda de pressão das linhas de gás na ordem de 400 Pa/m de preenchimento (KOCH, 2005). Contudo, para uma dada carga de líquido, em uma coluna de preenchimento, o fluxo de ar não pode ser tão alto, para não provocar inundações – fenômeno em que a troca de impulso do gás para a fase líquida é tão alta que o líquido é impedido de fluir para baixo, fazendo com que os interstícios do meio de suporte enchem-se de líquido.

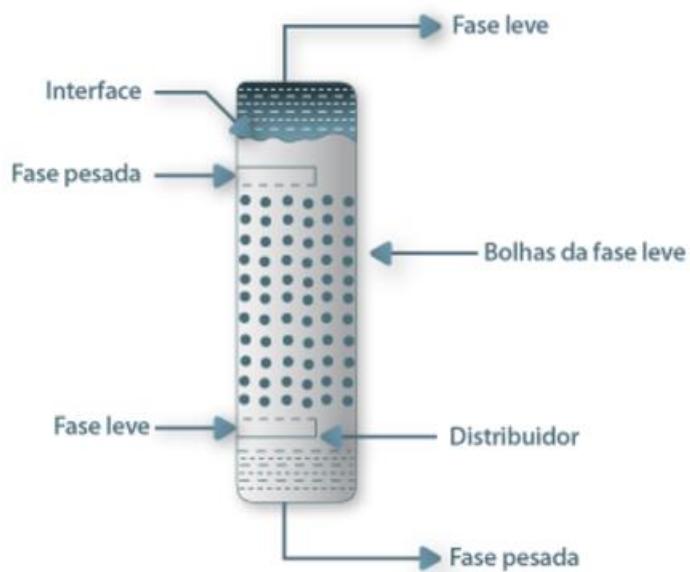
Todavia, a recomendação (CUSSLER, 2009) é que o fluxo de gás seja suficientemente elevado para que a troca de impulsos cause algum grau de retardamento ao líquido que flui pela coluna. Dessa forma, aumenta a retenção de líquido e melhora a transferência de massa. Por outro lado, para um dado fluxo de gás, o escoamento do líquido pode ser suficientemente alto para garantir que a superfície do meio de suporte seja molhada, e forneça a interface para a transferência de massa.

As colunas de preenchimento têm grande aplicação para controle de VOC, e, normalmente, são consideradas mais adequadas para valores baixos da relação dos fluxos gás/líquido, em comparação com as colunas de pratos, que são mais adequadas aos valores altos deste parâmetro.

### 3.3.4 Torres de “spray”

A Figura 3.8 mostra um sistema de torre de “spray”, que consiste em um grande vaso recebendo o líquido no topo, a partir de um dispositivo de “spray”, de poros finos. O gás é introduzido na base da câmara, e encontra o ponto de saída na parte de cima.

**Figura 3.8:** Desenho esquemático de torre de “spray”.



Fonte: Adaptado de FEUP (2017).

Em uma torre de “spray”, a fase gasosa é muitas vezes misturada com o líquido pulverizado, e, assim, reduz a taxa de transferência de massa. Combinando esse fator com a tendência de coalescência das gotículas de água na torre, Pöpel (1979) explica que a área de interface para a transferência de massa entre as fases é reduzida, e, assim, o desempenho global da transferência de massa das torres de spray é considerado limitado.

A diferença de pressão da fase gasosa em uma torre de “spray” é menor do que em uma coluna de pratos ou de preenchimento, devido à ausência de obstáculos ao movimento do gás na torre. Mas, em geral, o sistema não é adequado para fluxos elevados de líquidos devido à energia necessária para superar a diferença de pressão nos orifícios finos do distribuidor, e o diâmetro largo da torre (necessário para controlar o “spray” do líquido).

### **3.4 Iniciativas de controle de emissões de gases em efluentes de UASB**

#### **3.4.1 Remoção e recuperação de metano**

A remoção de metano foi testada em biorreatores anaeróbios com membrana porosa de baixa pressão (AMBR) como unidades combinadas de controle do gás dissolvido. Em um experimento nessa linha, Yeo *et al.* (2015) atingiram níveis de 40% de redução de metano no efluente permeado, observando ainda que à medida que aumentavam as taxas de produção do gás dentro do reator AMBR, maior eram as parcelas do metano que mantinham dissolvidos no efluente.

Em outra linha de pesquisa, Hartley & Lant (2006), trabalhando com reator de migração de lodo entre várias câmaras, manipularam parâmetros operacionais como o tempo de detenção hidráulica (TDH) e microaeração com injeção do biogás recirculado, e obtiveram apenas 11% de perda de metano para efluente.

Por outro lado, alguns relatos apontavam que a solução aportar-se-ia na técnica de *stripping* (KELLER & HARTLEY, 2003) em uma unidade específica após o reator anaeróbio, na qual ocorre o arraste de gases dissolvidos impregnando as bolhas em ascensão com o metano. No entanto, essa técnica foi questionada por Cakir & Stenstrom (2005) devido ao argumento de fator econômico em mais uma etapa de pós-tratamento do processo anaeróbio. Embora esses últimos chegassem a cogitar a etapa de pós-tratamento aeróbio para avaliar a oxidação biológica do metano. Contudo, a ocorrência de volatilização desse gás é uma possibilidade de difícil controle nessas unidades.

Recentemente, com aporte nas técnicas básicas de separação de fases líquido-gás, vêm sendo desenvolvidas unidades específicas, em escala piloto, prevalecidas pelo contato ar/líquido para promover a transferência de massa do gás metano dissolvido no efluente. Em sua maioria, os experimentos que se propõem ao controle desses gases têm se estendido além dos mecanismos de transferência de fase líquido/gasoso, aplicando meios de suporte nessas unidades de forma promover a remoção também pela oxidação bioquímica (Tabela 3.7).

Hatamoto *et al.* (2010), por exemplo, utilizaram um aparato, ainda em escala de bancada, no qual estudou o tratamento de um efluente rico em gases dissolvidos em um reator com empacotamento de esponja de poliuretano. 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) 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 um segundo reator de espuma de poliuretano, desta vez com  $rQ$  elevada (11,0) em contracorrente, para remover biologicamente quase todo o metano remanescente da fase líquida.

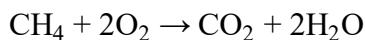
**Tabela 3.7:** Experiências de unidades de pós-tratamento de metano.

Experimento	Hatamoto <i>et al.</i> (2010)	Bandara <i>et al.</i> (2011)	Matsuura <i>et al.</i> (2015)
Objetivo:	Oxidação de $\text{CH}_4$	Recuperação de $\text{CH}_4$	Recuperação e Oxidação de $\text{CH}_4$
Tipo de fluxo:	Concorrente	Contracorrente	Recuperação: contracorrente Oxidação: concorrente
Meio de suporte:	Esponja de poliuretano	Membrana de fibra oca	DHS
Escala:	Laboratório	Laboratório	Piloto
Condições operacionais:	TDH (0,5 – 2,0 h) T (20,0 °C) pH (8,1) P (-) Vazão (-)	TDH (2,8 - 9,2 h) T (15,25 - 35,0 °C) pH (7,6) P (variada) Vazão (inóculo 20 L)	TDH (2,0 h) T (10,0 – 28,0 °C) pH (-) P (-) Vazão (420 L/d)
Carga hidráulica superficial (CHS):	7,9 – 34,2 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{min}$	0,6 – 1,7 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{min}$	0,0075 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{min}$
Fluxo de ar:	0,95 - 2,5 L/s	-	Recuperação: (20 - 30 L/d) Oxidação: (200 L/d)
Relação ar/efluente ( $rQ$ ):	0,02 – 0,07	-	Recuperação: (0,3 – 0,5) Oxidação: (3,3)
Eficiência de remoção:	-	64 – 90 %	99 %
Eficiência de recuperação:	60 – 97 %	-	57 – 88 %

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.

A oxidação biológica do gás metano acontece por meio da ação de bactérias metanotróficas que são capazes de utilizar o metano como fonte de carbono e energia (HANSON & HANSON, 1996, McDONALD *et al.*, 2008). Esse fenômeno biológico se

instala espontaneamente e o gás metano é consumido pelas bactérias metanotróficas que o convertem em água, dióxido de carbono e biomassa celular, como mostra a reação da Equação 3.13.



Equação (3.13)

O consumo de metano é viabilizado por bactérias oxidadoras específicas (MOB) devido à ação da enzima metano monoxigenase que oxida o metano produzindo metanol com geração de duas moléculas de água. O metanol produzido é transformado em formaldeído, o qual é depois assimilado em diferentes rotas (HANSON & HANSON, 1996).

Os tais microrganismos metanotróficos, por sua vez, competem pela seletividade dos dois grupos fisiológicos tipo I/tipo II. O tipo I (*Methylomonas*, *Methylocaldum*, *Methylosphaera*, *Methylomicrobium* e *Methylobacter*) assimila o formaldeído produzido na oxidação do metano (via metanol) utilizando a rota da monofosfato ribulose. O tipo II (*Methylocystis* e *Methylosinus*) utiliza a rota da serina para a assimilação do formaldeído (HANSON & HANSON, 1996, McDONALD *et al.*, 2008).

Segundo Hatamoto *et al.* (2010), em sistemas aeróbios de tratamento de gás metano dissolvido em efluente de reator anaeróbio ocorre uma intensa competição por utilização do oxigênio entre as MOB e bactérias oxidadoras de sulfeto, de amônia e de matéria orgânica remanescente.

### 3.4.2 Remoção e recuperação de sulfeto de hidrogênio

Sendo os sulfetos acumulados de mais fácil solubilidade no efluente dos reatores UASB, de acordo com Subtil *et al.* (2007), existem linhas de pesquisas focadas na minimização da sulfato-redução pelas BRS (bactérias redutoras de sulfato) e concentração de sulfeto no reator.

Portanto, envolvem estudos experimentais visando o entendimento da cinética de conversão do sulfato a sulfeto, pois, segundo CHERNICHARO (2007), existe uma grande dificuldade em se descrever matematicamente a cinética dessa conversão, visto a complexidade dos substratos e ao envolvimento de diversos tipos de populações bacterianas.

No que tange ao controle desses poluentes dissolvidos, as técnicas podem ser caracterizadas como de natureza de inibição da formação de sulfetos do meio líquido por vias químicas e/ou bioquímicas e remoção do sulfeto de hidrogênio por vias física, química e bioquímica.

A aplicação de produtos químicos tem sido bastante difundida em sistemas de esgotamento em escala real, já que permitem obter resultados em curto prazo. No estudo de ALVES *et al.* (2004), aplicou-se o produto hipoclorito de sódio em escala real na ETE Padilha em Curitiba. A quantidade dosada variou em função da quantidade de sulfetos presentes no esgoto à montante, de 7 a 20 ppm de cloro ativo por litro de efluente. O monitoramento indicou que a aplicação de hipoclorito de sódio para a redução de níveis de sulfeto de hidrogênio disperso no ar foi bem-sucedida (medição através de detectores de H<sub>2</sub>S), com redução de 70-80% de sulfeto a jusante da aplicação.

No trabalho de Cardoso *et al.* (2011), mostrou-se que em ETEs anaeróbias pode ser conseguido até 90% de eficiência na oxidação dos sulfetos com aplicação de peróxido de hidrogênio (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>), desde que com dosagens de 1,5 a 2,0 kg H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/kg S<sup>-2</sup>, e se houver contato de, no mínimo, 5 minutos.

Testes realizados em escala real na ETE Menino Deus, operada pela Sanepar (SOUZA *et al.*, 2011) demonstrou que um efluente com concentrações de sulfeto de hidrogênio entre 4 a 11 mg/L e aplicação de peróxido de hidrogênio na proporção de 1,50 mg H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> por cada mg S<sup>-2</sup> presente no esgoto houve uma redução média de 90% na concentração de ácido sulfídrico.

Contudo, essas experiências de aplicação de produtos químicos discorrem sobre os riscos de altas reatividades, tornando-se mais complexo propiciar aos operadores níveis de segurança adequados.

Na inibição da formação de sulfetos aplicam-se ainda a elevação do potencial redox por aeração ou adição de nitrato (OLIVEIRA *et al.*, 2013; KRAYZELOVA *et al.*, 2014). Segundo Botheju & Bakke (2013), os benefícios da introdução de certa quantidade de oxigênio em um reator anaeróbio promovem condições microaeróbias e tem o intuito de prevalecer a eliminação do sulfeto de hidrogênio formado a partir da redução do sulfato.

Porém, o maior obstáculo é a utilização de ar, considerada uma alternativa de baixo custo, tornando o processo mais atrativo economicamente, mas, devido à diluição provocada

pela entrada de N<sub>2</sub> podendo reduzir a eficiência energética do biogás causada pela ligeira redução da concentração de CH<sub>4</sub> e, consequentemente, o poder calorífico do biogás (OLIVEIRA *et al.*, 2013). Apontado por DÍAZ (2011), outra desvantagem da utilização do sistema microaeróbio é o acúmulo de enxofre elementar (S<sup>0</sup>) no *headspace* do reator, o que resulta na perda de volume, com consequente perda de eficiência de remoção de sulfeto como resultado da diminuição da capacidade de armazenamento do biogás, além de problemas de entupimentos no distribuidor.

Por outro lado, avaliando a questão de controle de sulfetos, Takahashi *et al.* (2011) utilizaram um aparato experimental de biofiltro, com esponja de poliuretano como meio de suporte e fluxo de ar em contracorrente, para promover o processo de oxidação bioquímica, atingindo remoção total deste poluente, à baixa carga de efluente de reator UASB.

### 3.4.3 Câmara de desorção de gases dissolvidos

#### 3.4.3.1 Conceitos

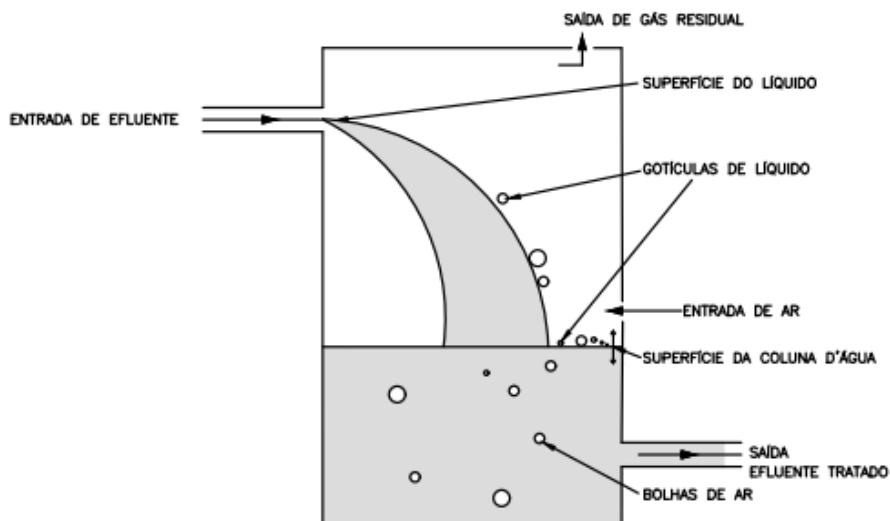
Na linha de pesquisa de sistemas de pós-tratamento de separação das fases líquido/gás, um estudo de Chernicharo *et al.* (2015) enaltece um tipo de experimento que utiliza uma Câmara de Dessorção (CD) de gases dissolvidos, em que uma unidade compacta de atmosfera controlada promove a remoção de metano e sulfeto de hidrogênio, por meio da queda d'água e agitação em seu interior.

Em termos conceituais, a CD se aproxima dos aeradores por gravidade e agrupa os fundamentos de estruturas de queda livre estudadas por Corsi *et al.* (1996) e Rahmé *et al.* (1997) para controle de emissões de compostos orgânicos voláteis (VOC) dissolvidos em efluentes líquidos de sistemas de tratamento de esgoto.

Conforme discutido sobre os aeradores por gravidade, dois fatores são importantes para a avaliação dos processos de transferência de massa nessas unidades de queda livre: a área de contato durante a queda do líquido e o movimento turbulento de líquido na coluna d'água.

A Figura 3.9 mostra um desenho esquemático desse tipo de estrutura de queda e identifica os pontos de interesse de transferência de massa.

**Figura 3.9:** Desenho esquemático de estrutura de queda.



Fonte: Adaptado de Rahmé *et al.* (1997).

Portanto, Corsi *et al.* (1996) detalharam esse tipo de estrutura de queda em cinco pontos que envolvem mecanismos de transferência de massa importantes na volatilização de VOC:

- Ponto 1: superfície de líquido durante queda;
- Ponto 2: gotas de líquido que se desintegram durante a queda;
- Ponto 3: gotículas de líquidos geradas na superfície durante o impacto do líquido na coluna d'água;
- Ponto 4: agitação da superfície da coluna d'água; e
- Ponto 5: bolhas de ar que submergem na coluna d'água.

Segundo Corsi *et al.* (1996), em termos dos processos de absorção e dessorção que se propõe tratamento em estruturas desse tipo, a transferência de massa segue a teoria de dois filmes e o transporte de massa nas interfaces líquido/gás é controlada pela difusão molecular através das interfaces. Por essa via, a taxa de transferência de massa para estruturas de queda, geralmente, é dada pela expressão da Equação 3.14.

$$R_v = K_L \left( C_l - \frac{C_g}{K_H} \right) A \quad \text{Equação (3.14)}$$

Em que,  $R_v$  é taxa de transferência de massa através da interface (mg/s),  $K_L$  é o coeficiente global de transferência de massa (m/s),  $C_l$  é a concentração do composto dissolvido na

fase líquida,  $C_g$  é a concentração do composto na fase gasosa (mg/L),  $K_H'$  é a constante de Henry, e  $A$  é a área superficial de contato ar/líquido ( $m^2$ ).

Conforme se referiu Corsi *et al.* (1996), dependendo de fatores de propriedades físico-químicas do composto VOC, carga hidráulica de líquido, fluxo de aeração, altura da coluna d'água e temperatura, o coeficiente de transferência de massa  $K_L$  pode ser difícil de ser estimado por correlações empíricas. Por isso, trabalhos experimentais são necessários para inferir sobre esse parâmetro e determinar os mecanismos que realmente governam o processo de transferência de massa.

Portanto, experimentos de Corsi *et al.* (1996) que avaliaram um equipamento de queda para dessorção de compostos VOC conduziram a algumas conclusões relevantes sobre o funcionamento do sistema:

- a carga hidráulica da massa líquida tem influência na eficiência de dessorção, na medida em que menores fluxos de líquidos obtiveram eficiências mais altas na remoção dos contaminantes voláteis;
- a altura da queda de líquido influencia o tratamento por dessorção, na medida que se aumentou a altura de queda obteve eficiências linearmente proporcionais na remoção dos contaminantes voláteis;
- a constante da lei de Henry dos compostos dissolvidos tem influência determinante nas eficiências de dessorção. A solubilidade dos compostos influencia diretamente a resistência da fase gasosa para a transferência de massa e a consistência das bolhas na coluna d'água.

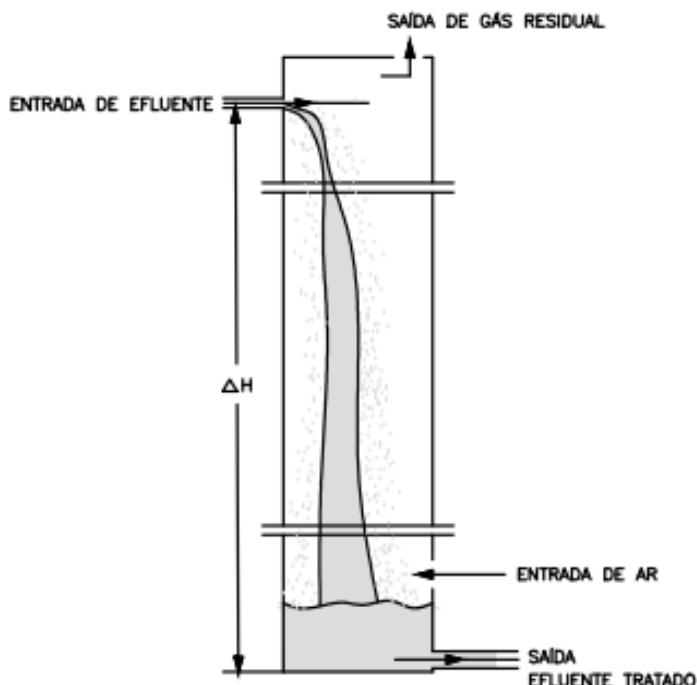
Além de Corsi *et al.* (1996), Rahmé et al. (1997) avaliaram uma unidade piloto também para dessorção de VOC e absorção de oxigênio. Esses últimos autores observaram que:

- a altura de queda é o parâmetro que mais influencia a absor  o de oxigênio;
- a coluna d'água tem baixa influência na transferência de oxigênio para o líquido;
- e
- a dessor  o de VOC é fortemente dependente da constante da lei de Henry do composto, e a fase gasosa deve ser fator de resistência para transferência de massa de VOC.

### 3.4.3.2 Evolução experimental

A partir dessas bases conceituais de aeradores por gravidade e estruturas de queda, o sistema mostrado na Figura 3.10 foi concebido para avaliar o controle de gases metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente de reatores anaeróbios. Neste trabalho de pesquisa, foi adotada a denominação de “Câmara de Dessorção” devido ao mecanismo fundamental de dessorção dos gases dissolvidos que ocorre no interior do dispositivo.

**Figura 3.10:** Desenho esquemático de uma CD.



Fonte: Adaptado de Souza (2010) e Heile *et al.* (2017).

Portanto, a partir desse contexto experimental, em uma configuração inicial avaliada por Souza (2010), o dispositivo de  $\Delta H = 0,45$  m, então denominado “Caixa de Dissipação” foi experimentado ao nível do solo (4,5 m abaixo do vertedor de efluente do UASB) com uma carga hidráulica superficial de  $0,06 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}^{-1}$  e  $11 \text{ h}^{-1}$  de renovações (N) da atmosfera gasosa (“Fase A”)<sup>3</sup>.

Caminhando-se no sentido de ganho de altura na unidade de pós-tratamento, e eliminando-se os efeitos secundários de turbulências descontroladas na avaliação dos mecanismos de desprendimento e remoção das misturas dissolvidas de metano e sulfeto

<sup>3</sup> Atendendo ao propósito de mapeamento da evolução experimental deste tipo de sistema de controle dos gases CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S dissolvidos, a configuração (1) ao nível do solo, (2) derivação de reator UASB piloto e (3)  $\Delta H = 0,45$  m foi denominada, neste trabalho, de “Fase A”.

de hidrogênio nesse tipo de equipamento, Souza *et al.* (2012) relataram que a câmara de atmosfera controlada passou a ser operada a partir do topo de tal reator piloto (360 L), conectada em uma derivação imediata do efluente tratado (“Fase B”)<sup>4</sup>.

Esse estudo preliminar (SOUZA *et al.*, 2012) foi o passo para o trabalho de Glória *et al.* (2016), no qual utilizou-se o mesmo reator UASB de escala piloto para instalar uma nova câmara imediatamente após a saída do reator UASB (“Fase C”)<sup>5</sup>. Nessa posição, já com a denominação sugerida de “Câmara de Dissipação”, os experimentos avaliaram as operações em duas alturas de quedas diferentes (0,5 m e 1,0 m), utilizando vazões de ar (exaustão) controladas e carga hidráulica superficial (CHS) de  $0,1 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{min}^{-1}$ .

#### 3.4.3.3 Resultados de remoção e recuperação de gases dissolvidos

Em termos de controle global dos gases dissolvidos, nas condições operacionais da “Fase A”, Souza *et al.* (2010) obtiveram eficiências na ordem de 43% na remoção do sulfeto de hidrogênio e 39% de metano para o gás residual.

Por conseguinte, os experimentos comparativos a partir do topo (“Fase B” e “Fase C”), Glória *et al.* (2016) constatou que o aumento de altura na configuração na “Fase C” atingiu eficiências na ordem de 73% para metano e 57% para sulfeto de hidrogênio (CHS =  $0,13 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{min}$  e  $rQ = 1,6$ ), indicando, portanto, que é possível que os gases dissolvidos sejam dessorvidos nos casos de parâmetros otimizados de transferência de massa na descarga.

Neste mesmo conceito de investigação, Huete *et al.* (2016) estudaram uma coluna de controle de gases utilizando preenchimento com *Pall Ring*, e carga de 0,9 a 1,7  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{min}$ , e baixas relações entre vazões entre ar/líquido ( $rQ = 0,5$  a 1,0) em contracorrente. Os seus resultados repetiram os níveis de 99% de remoção de metano encontrados por Matsuura *et al.* (2015) utilizando membrana degaseificadora. Obtendo um gás residual concentrado de 2,7% a 4,5% para metano, o desprendimento de Huete *et al.* (2016) ainda recuperou cerca de 28% a 31% de sulfeto ( $\text{H}_2\text{S}$ ) por dessorção, sendo

---

<sup>4</sup> “Fase B”: configuração (1) ao nível do topo do reator, (2) derivação de reator UASB piloto e (3)  $\Delta H = 0,50 \text{ m}$ .

<sup>5</sup> “Fase C”: configuração (1) ao nível do topo do reator, (2) derivação de reator UASB piloto e (3)  $\Delta H = 1,00 \text{ m}$ .

afetado diretamente pela dissociação das formas iônicas  $\text{HS}^-$  e  $\text{S}^{2-}$  à medida que se elevou o pH do meio.

Em caráter de síntese, a Tabela 3.8 apresenta um quadro de parâmetros e resultados mais atuais avaliados em unidades de CD e dados de literatura correlata.

**Tabela 3.8:** Dados de parâmetros e principais resultados de sistemas de CD e correlatos.

Dados de evolução experimental de CD				
Parâmetros	Escala	Piloto	Piloto	Piloto
Altura útil (m)	0,5	1,0	1,0	1,5
CHS ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ )	0,13	0,13	0,9 - 1,7	
rQ (-)	0,8 - 1,2 - 1,6	1,6	1,0 - 0,5	
Modificações	Não	Não	Meio de suporte ( $H' = 1,0 \text{ m}$ )	
Eficiências	Remoção $\text{CH}_4$ (%)	63 - 62 - 62	73	99 - 99
	Remoção $\text{H}_2\text{S}$ (%)	97 - 77 - 80	57	28 - 31
	Recuperação $\text{CH}_4$ (%)	Não avaliado	Não avaliado	Não avaliado
	Recuperação $\text{H}_2\text{S}$ (%)	Não avaliado	Não avaliado	Não avaliado
Gás residual	Concentração $\text{CH}_4$ (%)	3,2 - 1,3 - 1,7	1,8	2,7 - 4,5
	Concentração $\text{H}_2\text{S}$ (ppm)	120 - 410 - 350	370	419 - 359
Referências		Glória <i>et al.</i> (2016)	Glória <i>et al.</i> (2016)	Huete <i>et al.</i> (2016)

Fonte: Adaptado de Machado (2016).

Nesse panorama, este trabalho de pesquisa buscou evoluções na técnica de CD, também em escala piloto, de modo a avaliar resultados de eficiências de tratamentos para metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em um contexto de evolução dos trabalhos experimentais de Souza *et al.* (2012) e Glória *e al.* (2016), a partir da configuração de 1,0 m de altura de queda.

Nesse sentido, buscando a consolidação dos resultados obtidos por Glória *et al.* (2016), a unidade de 1,0 m de altura de queda foi avaliada também para cargas hidráulicas (CHS) maiores que  $0,13 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ , até  $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ . E, tanto para baixas e altas cargas, o sistema foi avaliado em diferentes relações rQ, de modo a verificar as faixas operacionais

de eficiência versus CHS e eficiência versus rQ para remoção de metano e de sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente de reator UASB.

Ainda mais, a evolução experimental também buscou a avaliação do efeito do aumento da altura de queda e da presença de preenchimento na CD sobre as eficiências de remoção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos.

Por outro lado, sob o pressuposto de trabalhos como Matsuura *et al* (2015), também foi proposto utilizar o sistema CD com preenchimento para avaliar a recuperação de metano na fase gasosa e buscar proporções pelas quais se dão a remoção de sulfeto de hidrogênio.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 Área experimental e esgoto bruto

Os estudos foram realizados no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS) UFMG/COPASA, localizado junto à Estação de Tratamento de Esgotos da sub-bacia do Ribeirão Arrudas (ETE Arrudas), em Belo Horizonte/MG (Figura 4.1). O CePTS abriga diversas unidades de pesquisa que recebem o esgoto tipicamente doméstico, após passar pelo tratamento preliminar na entrada da ETE Arrudas, e processam o tratamento em diversos fluxogramas simplificados.

**Figura 4.1:** Localização do CePTS na ETE Arrudas.



Fonte: Adaptado de Google Earth (2017) e DESA (2006).

Dentre os tipos de sistemas e arranjos de tratamento de esgoto instalados no CePTS, foi utilizado neste trabalho de pesquisa o sistema formado por reator UASB de escala de demonstração, seguido de Câmara de Dessorção (CD) piloto para remoção e controle dos gases dissolvidos na fase líquida, realizada no âmbito da ReNTED (Rede Nacional de

Tratamento de Esgotos Descentralizados) e apoiada pela FINEP (Financiadora de Estudos e projetos) do governo federal brasileiro.

A ETE Arrudas, de acordo com COPASA (2017), ocupa 63,84 hectares e opera, atualmente, para 1 milhão de pessoas, podendo ser ampliada para até 1,6 milhões de pessoas. Tratando cerca de 60% do esgoto coletado de Belo Horizonte e 40% de Contagem, a sua capacidade atual de tratamento a nível secundário é de  $3,4 \text{ m}^3/\text{s}$ , sendo a previsão final de  $4,5 \text{ m}^3/\text{s}$ .

O CePTS capta, para alimentar suas instalações, uma fração desse esgoto da ETE Arrudas, após este passar pelo tratamento preliminar com: grade grossa de limpeza manual, grade fina mecanizada, desarenador e peneira. O ponto de tomada de esgoto bruto para o CePTS é antes da calha Parshall de medição de vazões.

## **4.2 Aparato experimental**

Utilizou-se um reator anaeróbio UASB em escala demonstração seguido de unidade piloto de CD.

### **4.2.1 Reator UASB**

O reator anaeróbio, denominado “R1”, recebe uma pequena parcela de até  $2,0 \text{ m}^3/\text{h}$  de esgoto da ETE Arrudas após passagem por tratamento por tratamento preliminar.

O reator R1 é construído em material de ferrocimento, tem capacidade para 250 habitantes, e possui dimensões de  $14,1 \text{ m}^3$  de volume útil e pode operar com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 7 a 10 h.

A Tabela 4.1 resume as principais características desses reatores utilizados.

**Tabela 4.1:** Dados de projeto dos reatores UASB.

Parâmetros	Reator R1
Escala	Demonstração
Tipo	Circular
Diâmetro	2,0 m
Altura	4,5 m
Área superficial	$3,1 \text{ m}^2$
Volume útil	$14,1 \text{ m}^3$
$Q_{\min}$	$1,0 \text{ m}^3/\text{h}$
$Q_{\max}$	$2,0 \text{ m}^3/\text{h}$

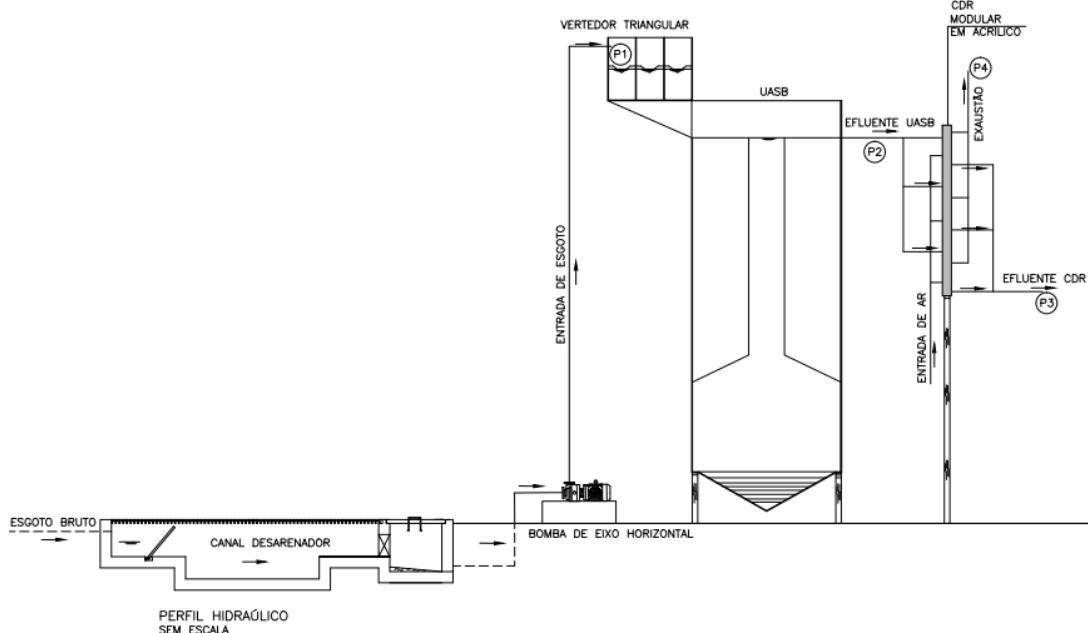
Fonte: Adaptado de DESA (2006).

#### 4.2.2 Câmara de dessorção (CD)

A unidade de CD recebeu uma derivação imediata da vertente do efluente tratado. Portanto, instalada a partir do topo do reator, a CD utilizada foi um dispositivo tubular fechado e modular de 0,5 m de altura entre a alimentação na parte superior e a saída de efluentes à sua base, fiel ao desenho esquemático da Figura 3.10 e com possibilidade de adaptação em série para aumento de altura da unidade. A renovação da atmosfera da câmara foi realizada por meio de sistema de bomba e compressor para exaustão no ponto de saída do gás residual, ou através de injeção de ar no ponto de entrada de gás.

A Figura 4.2 apresenta um desenho esquemático do sistema experimental.

**Figura 4.2:** Diagrama esquemático do aparato experimental UASB + CD.



Na primeira parte dos trabalhos experimentais, qual foi avaliado o sistema CD com altura de queda de 1,0 m, foi utilizada uma unidade modular construída em PVC e diâmetro de 0,10 m. Para a segunda parte dos trabalhos experimentais, em que foram avaliadas configurações da CD com altura de queda de 1,5 m e adaptação com meio de suporte, foi utilizada uma unidade totalmente projetada e construída nesta pesquisa.

A concepção do equipamento desenvolvido neste trabalho manteve o modelo modular da CD, e trouxe evoluções de aparato como: material de acrílico transparente, distribuidor de afluente, adaptações para controle de coluna de líquido ( $H^*$ ), adaptações de base para

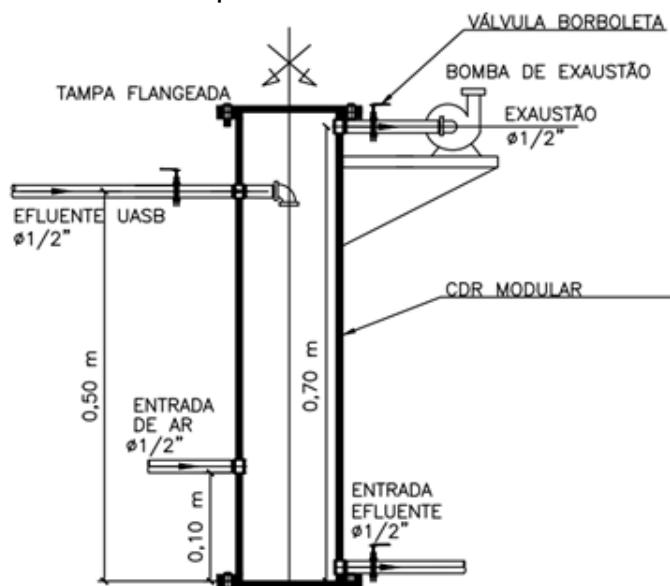
meio de suporte, e adaptações para difusor de ar e equipamentos de medição de vazão de ar (rotâmetro e gasômetro).

As dimensões e características das unidades de CD são resumidas na Tabela 4.2, e a Figura 4.3 apresenta um desenho técnico da CD de acrílico.

**Tabela 4.2:** Características dos módulos da CD.

Parâmetros	CD (PVC)	CD (Acrílico)
Material	PVC	Acrílico
Tipo	Circular	Circular
Diâmetro	0,10 m	0,13 m
Altura	0,55 m	0,70 m
Área superficial	0,008 m <sup>2</sup>	0,013 m <sup>2</sup>

**Figura 4.3:** Desenho esquemático de um módulo da CD de acrílico.



Os experimentos foram realizados durante 15 meses, sob condições climáticas de temperatura do ar entre 15 a 35 °C, e o equipamento modular foi avaliado em diversas configurações em experimentos por batelada com vazões contínuas de 3 a 4 horas ininterruptas, em corridas realizadas a cada 2 dias por semana.

Durante as bateladas, antes mesmo de iniciar os procedimentos de coleta, ao início dos experimentos foi executado um roteiro prático, a partir dos quais operacionalizavam os cuidados necessários que garantissem as operações unitárias da CD. Portanto, o procedimento de partida verificou:

- 1) medições e regulagem da vazão afluente da CD ( $Q_l$ ) de acordo com a fase experimental;
- 2) medições e regulagem da vazão de ar ( $Q_g$ ) referida para a injeção ou exaustão da CD;
- 3) conferência de pontos de vazamento ao longo da coluna e conexões; e
- 4) aguardar um tempo mínimo de 10 minutos antes de iniciar as coletas, de forma garantir o número mínimo de renovações da atmosfera da câmara ( $N = Q_g/V > 5 \text{ h}^{-1}$ ).

### **4.3 Configurações experimentais**

Com o objetivo de identificar os padrões de funcionamento da CD, os processos de controle dos gases dissolvidos foram estudados em três (3) configurações (“Fase D”, “Fase E” e “Fase F”) etapilizadas em diversas condições experimentais de altura ( $\Delta H$ ), carga hidráulica superficial (CHS), relação entre vazões ar/líquido ( $rQ = Q_g/Q_l$ ) e altura de material de enchimento ( $H'$ ). As características e parâmetros a serem testados foram resumidos na Tabela 4.3. As configurações experimentais utilizaram diferentes equipamentos, conforme as especificações da Tabela 4.4, Tabela 4.5 e Tabela 4.6.

**Tabela 4.3:** Etapas experimentais com a CD.

Parâmetros	Fases /Etapas				
	Fase D		Fase E	Fase F	
	Experimentos D.1 a D.6	Experimentos D.7 a D.10	Experimentos E.1 a E.2	Experimentos F.1	Experimentos F.2
$\Delta H$ (m)	1,0	1,0	1,50	1,5	1,5
$H'$ (m)	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0
CHS ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ )	Alta	Baixa	Média	Média	Média
$Q_g$ (L/min)	Variável	Variável	Variável	Alta	Baixa
Método	Exaustão	Exaustão	Exaustão	Exaustão	Injeção de ar
Função principal	Remoção	Remoção	Remoção	Remoção	Recuperação

**Tabela 4.4:** Especificações dos equipamentos CD utilizados nos experimentos.

Parâmetros	Etapas/Fases				
	Fase D		Fase E	Fase F	
	Experimentos D.1 a D.6	Experimentos D.7 a D.10	Experimentos E.1 a E.2	Experimentos F.1	Experimentos F.2
Equipamento	CD	CD	CD	CD	CD
Tipo	Circular	Circular	Circular	Circular	Circular
D (m)	0,10	0,10	0,13	0,13	0,13
V (L)	7,9	7,9	19,9	19,9	19,9
Material	PVC	PVC	Acrílico	Acrílico	Acrílico

**Tabela 4.5:** Especificações dos equipamentos de exaustão utilizados nos experimentos.

Parâmetros	Etapas/Fases				
	Fase D		Fase E	Fase F	
	Experimentos D.1 a D.3 D.7	Experimentos D.4 a D.6 D.8 a D.10	Experimentos E.1 a E.2	Experimentos F.1	Experimentos F.2
Equipamento	Bomba	Bomba Compressor	Compressor	Compressor	Bomba
Tipo	Peristáltica	Vácuo Pistão	Pistão	Pistão	Peristáltica
Marca	--	Prismatec Shulz	Shulz	Shulz	--
Modelo	--	MOD. 131 Twister Bravo	Twister Bravo	Twister Bravo	--
Fluxo máx. (L/min)	3,2	38 153	153	153	0,4
Potência (cv)	--	1,5	1,5	1,5	--

**Tabela 4.6:** Especificações do meio de enchimento/suporte utilizados nos experimentos.

Especificações técnicas (meio de suporte)						
Equipamento	Tipo	D (m)	H (m)	As (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Vazios (%)	Peças/m <sup>3</sup>
Pall Ring	Anel de plástico	0,040	0,035	800	90	14.800

E o sistema experimental, consistido em reator UASB + CD (Figura 4.2), avaliado nas diversas configurações operacionais (Tabela 4.3), foi monitorado nos termos dos parâmetros da Tabela 4.7.

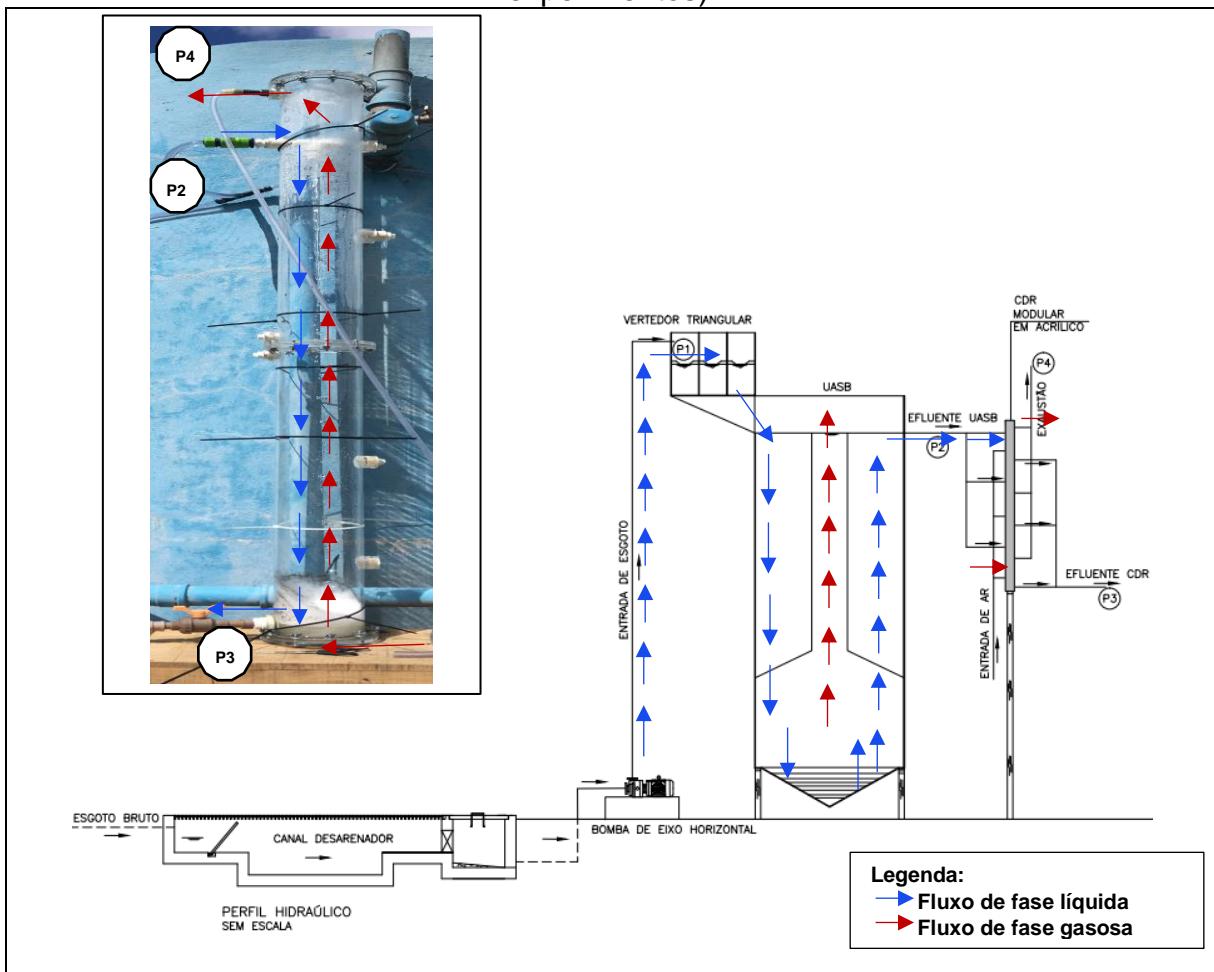
**Tabela 4.7:** Dados de operação e monitoramento das fases experimentais.

Fases experimentais	Vazões			Parâmetro ar/líquido	
	Q <sub>l</sub> (L/min)	Q <sub>g</sub> (L/min)	rQ (-)	H*(m)	Método
<b>Fase D (<math>\Delta H = 1,0 \text{ m} / H' = 0,00 \text{ m}</math>)</b>					
Fase D.1	10,1	0,4	0,04	0,02	Exaustão
Fase D.2	8,8	1,6	0,2	0,02	Exaustão
Fase D.3	8,4	3,2	0,4	0,02	Exaustão
Fase D.4	4,8	26,5	5,6	0,02	Exaustão
Fase D.5	6,2	53,0	8,0	0,02	Exaustão
Fase D.6	6,8	163,0	23,9	0,02	Exaustão
Fase D.7	1,0	3,2	3,1	0,02	Exaustão
Fase D.8	1,0	26,5	54,7	0,02	Exaustão
Fase D.9	1,3	53,0	47,8	0,02	Exaustão
Fase D.10	1,0	163,0	159,7	0,02	Exaustão
<b>Fase E (<math>\Delta H = 1,5 \text{ m} / H' = 0,0 \text{ m}</math>)</b>					
Fase E.1	4,3	53,0	12,5	0,05	Exaustão
Fase E.2	4,6	26,5	5,7	0,05	Exaustão
<b>Fase F (<math>\Delta H = 1,5 \text{ m} / H' = 1,0 \text{ m}</math>)</b>					
Fase F.1	3,2	53,0	17,7	0,01	Injeção de ar
Fase F.2	3,7	0,4	0,1	0,20	Injeção de ar

#### 4.4 Plano de amostragens

No planejamento das investigações, elaborou-se um plano de monitoramento de parâmetros físico-químicos na fase líquida, a entrada de esgoto bruto no sistema, até análises do gás residual, na saída da CD. Portanto, conforme demonstrado no desenho esquemático da Figura 4.4, realizaram-se amostragens no (P1) esgoto bruto, (P2) efluente do UASB, (P3) efluente da CD, e (P4) gás residual da CD.

**Figura 4.4:** Diagrama esquemático do aparato experimental UASB + CD e pontos de coletas (Detalhe: foto de CD modular de H de 1,5 m utilizado nos experimentos).



O monitoramento seguiu uma rotina de, pelo menos, cinco (5) amostragens por fase experimental. No entanto, durante o desenvolvimento do trabalho experimental, os números de amostras variaram consideravelmente, ora devido à aferição e estabilização de determinadas fases operacionais, ou devido às fases apenas de verificações e exploração.

Em termos de trabalho laboratorial, o plano de análises da Tabela 4.8 permitiu avaliar o desempenho do reator UASB e o grau de remoção dos gases dissolvidos na CD.

**Tabela 4.8:** Rotinas de coletas e análises nos experimentos com a CD.

Ponto de coleta	Tipo de coleta	Matriz	Análises/medidas
P1 - esgoto bruto	Simples	Líquido	DQO, H <sub>2</sub> S, SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup> ; SSed Vazão, pH, Temperatura, OD
P2 - efluente UASB	Simples	Líquido	DQO, H <sub>2</sub> S, SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , S <sup>0</sup> , S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup> , CH <sub>4</sub> , SSed, SS Vazão, pH, Temperatura, OD
P3 - efluente CD	Simples	Líquido	Q <sub>l</sub> , DQO, H <sub>2</sub> S, SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , S <sup>0</sup> , S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup> , CH <sub>4</sub> , SSed, SS Q, pH, Temperatura, OD
P4 - exaustão CD	Simples	Gasoso	Vazão, H <sub>2</sub> S, CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub>

#### **4.5 Protocolos das análises laboratoriais**

A Tabela 4.9 resume plano de ensaios e respectivos métodos analíticos utilizados. O oxigênio dissolvido, pH e temperatura do efluente foram regularmente medidos com uma sonda portátil multiparâmetro (Hatch HQ40d). Os ensaios de sulfato (SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>) e tiosulfato (S<sub>2</sub>O<sub>3</sub><sup>2-</sup>) utilizaram os métodos padrão (APHA, 2012), e, para sulfeto dissolvido utilizaram-se os procedimentos de Plas *et al.* (1992). A concentração de metano dissolvido foi determinada pela técnica *headspace* abordada por Alberto *et al.* (2000) e Hartley & Lant (2006) e adaptado por Souza (2011).

**Tabela 4.9:** Métodos analíticos utilizados no plano de ensaios.

Parâmetro	Ensaio	Método
Q <sub>l</sub>	Vazão de líquido	Volumétrico - APHA (2012)
T	Temperatura	Sonda de multianálise - HACH HQ40d
pH	Potencial hidrogeniônico	Sonda de multianálise - HACH HQ40d
OD	Oxigênio dissolvido	Sonda de multianálise - HACH HQ40d
DQO	Demanda química de oxigênio	Colorimétrico - APHA (2012)
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	Sulfato aquoso	Turbidímetro - APHA (2012)
S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	Tiosulfato aquoso	Colorimétrico - APHA (2012)
S <sup>0</sup>	Enxofre elementar	Cromatografia líquida - Lauren & Watikson (1985); Henshaw <i>et al.</i> (1998)
H <sub>2</sub> S	Sulfetos dissolvidos	Colorimétrico - Plas <i>et al.</i> (1992)
CH <sub>4</sub>	Metano dissolvido	Alberto <i>et al.</i> (2000)
H <sub>2</sub> S	Sulfetos gasoso	Analizador portátil de gases - Geotech Biogas 5000
CH <sub>4</sub>	Metano gasoso	Analizador portátil de gases - Geotech Biogas 5000 Souza (2011)
N <sub>2</sub>	Nitrogênio gasoso	Analizador portátil de gases - Geotech Biogas 5000
O <sub>2</sub>	Oxigênio gasoso	Analizador portátil de gases - Geotech Biogas 5000
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono gasoso	Analizador portátil de gases - Geotech Biogas 5000
Q <sub>g</sub>	Vazão de gás	Volumétrico (gasômetro) - APHA (2012)

A composição do gás residual foi avaliada utilizando-se analisador portátil Geotech (precisão para 0-100% para CH<sub>4</sub>, 0-100% para CO<sub>2</sub>, 0-25% para O<sub>2</sub> e 0-5000 ppm de H<sub>2</sub>S), sendo o gás sulfeto de hidrogênio eventualmente medido pelo analisador portátil específico Odalog (precisão para 0-2000 ppm) e o metano nas menores concentrações foi analisado via cromatografia gasosa equipada com detector de ionização de chama (Schimadzu).

#### **4.6 Cálculo do balanço de massa**

A Tabela 4.10 mostra as variáveis que foram utilizadas nos cálculos de balanço de massa. Assumiu-se que o sistema seria operado sob a pressão atmosférica, e que o ar é puro na temperatura do líquido no interior da CD.

**Tabela 4.10:** Variáveis independentes utilizadas nos cálculos de balanço de massa de experimentos de recuperação.

Parâmetro	Símbolo	Valor	Descrição
Pressão do sistema	P	0,907 atm	Pressão atmosférica (INPE, 2017)
Constante dos gases	R	0,082 atm.L/mol.K	Constante dos gases ideais (PERRY & CHILTON, 2000)
Número de Avogadro	NA	6,022 x 10 <sup>23</sup> mol <sup>-1</sup>	Constante de Avogadro (PERRY & CHILTON, 2000)
Massa molar (CH <sub>4</sub> )	M (CH <sub>4</sub> )	16,04 g/mol	Massa molar de metano (PERRY & CHILTON, 2000)
Massa molar (H <sub>2</sub> S)	M (H <sub>2</sub> S)	34,08 g/mol	Massa molar de sulfeto de hidrogênio (PERRY & CHILTON, 2000)
Concentração no ar	Y <sub>b</sub>	0 mg/L	Considerado ar puro

Nas análises de balanço de massa para os casos de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluentes, deveriam de ser consideradas as reações de oxidação bioquímica que podem ocorrer no seio da matriz líquida, termos descritos no capítulo 3. Para tanto, as correspondentes taxas das conversões bioquímicas desses compostos teriam que ser computadas nesta avaliação. Por isso, aos propósitos deste trabalho de pesquisa, tratou-se apenas do balanço físico desses compostos.

Portanto, o balanço de massa para o sistema pode ser expresso pela formulação da Equação (4.1).

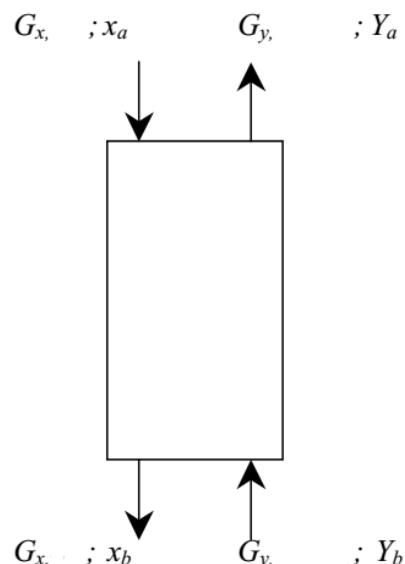
$$\frac{G_y}{G_x} = \frac{Y_a - Y_b}{x_a - x_b} \quad \text{Equação (4.1)}$$

Em que,  $G_x$  é a taxa de massa de líquido (g/d),  $G_y$  é a taxa de massa de gás (g/d),  $x_a$  é a concentração na fase líquida no topo (entrada) da unidade (mg/L),  $x_b$  é a concentração na fase líquida na base (saída) da unidade (mg/L),  $Y_a$  é concentração na fase gasosa no topo (saída) da unidade (mg/L), e  $Y_b$  é a concentração na fase gasosa na base (entrada) da unidade (mg/L).

Quanto às concentrações dos compostos de interesse, os métodos de medição registram valores expressos em unidades de percentagem (caso do metano) e de ppm (caso do sulfeto de hidrogênio).

Os cálculos remetem ao balanço geral da unidade de dessorção em configuração de fluxo contracorrente (Figura 4.5).

**Figura 4.5:** Desenho esquemático de fluxos de massas.



## 4.7 Análises estatísticas

Elaborou-se séries temporais dos parâmetros analisados para acompanhar e monitorar a consistência dos resultados de ensaios analíticos. Além disso, produziram-se estatísticas descritivas das médias, desvios padrão e de frequência acumulada de concentrações e eficiências.

Da mesma forma, elaborou-se gráficos para apresentar a estatística descritiva dos parâmetros monitorados, evidenciando as suas medianas, percentis de 25% e 75%, extremos (mínimo e máximo) e desconsiderando *outliers*.

Uma vez que os dados provenientes de resultados das análises de amostras tiveram variáveis de fases experimentais distintas, foi considerado que há independência entre as fases.

Nos resultados de tais análises, foi comum aparecerem valores discrepantes (*outliers*) que têm impacto expressivo na interpretação de análises estatísticas, causando distorções. Outro fato a ser considerado é que os dados apresentaram imprecisões relacionadas à amostragem, preparo e análise.

Portanto, foi observado que os conjuntos dos resultados ambientais apresentaram algumas características relevantes como:

- autocorrelação, dependência com outras variáveis não controladas;
- pequeno número de resultados, ou seja, amostras pequenas do ponto de vista estatístico;
- dados discrepantes, que podem ser gerados no processo de medição ou ser fruto de sazonalidades, acidentes, variações temporais não esperadas ou outro processo aparentemente não correlacionado ao estudo em questão;
- dados censurados, isto é, resultados com valor abaixo de um limite mínimo preestabelecido.

Por tais características, conforme atestou Helsel & Hirsch (1992) a análise destes resultados envolve problemas de distribuição normal e assimetria positiva, o que dificulta a aplicação de métodos paramétricos. Assim, faz-se necessária o uso de técnicas robustas nos dados ambientais que não dependem da distribuição dos dados ou da presença de *outliers*, sendo então indicados os métodos estatísticos não paramétricos (OLIVEIRA, 2014).

Por isso, o teste de Kruskal-Wallis foi aplicado em resultados entre múltiplas fases distintas, para confirmação de significância ou não das diferenças entre medianas amostrais (5%). O teste de Mann Whitney foi utilizado para avaliar duas amostras de variáveis independentes (OLIVEIRA, 2014).

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados das bases experimentais, assim como todo o desenvolvimento do trabalho nos âmbitos da remoção global dos gases metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente de reatores UASB, e, especificamente, da avaliação do processo de desprendimento como mecanismo de recuperação desses gases na câmara de dessorção (CD). Nesse sentido, a Tabela 5.1 resume os resultados de parâmetros de controle operacional monitorados no reator UASB durante os meses de outubro de 2015 a abril de 2017.

**Tabela 5.1:** Características de esgoto e efluente do reator UASB.

Parâmetros	Unidade	Reator UASB	
		Esgoto bruto (EB)	Efluente (R1)
Vazão	m <sup>3</sup> /h	N.A.	1,5 (0,4)
DQO	mg/L	491 (238)	177 (80)
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	mg/L	34,0 (16,6)	9,1 (8,2)
H <sub>2</sub> S dissolvido	mg/L	1,7 (3,0)	10,3 (4,3)
CH <sub>4</sub> dissolvido	mg/L	N.A.	20,2 (3,91)
SSed	mg/L	N.A.	0,2 (0,2)
SST	mg/L	N.A.	34,0 (0,0)
SSV	mg/L	N.A.	34,0 (0,0)
OD	mg/L	1,9 (1,8)	0,7 (0,7)
Temperatura	°C	25,7 (1,7)	25,6 (1,8)
pH	-	7,6 (0,2)	7,1 (0,2)

Nota: Desvio padrão da média entre parêntesis; N.A. (Não analisado).

As características dos esgotos e do reator utilizado foram compatíveis com monitoramentos realizados em outros períodos (GLÓRIA, 2009; SOUZA, 2010; CARVALHO, 2016; CASTRO, 2017). Em termos de avaliação da unidade CD, os indicadores de pH nos efluentes permaneceram em uma faixa ótima de trabalho após a digestão anaeróbia (6,9 a 7,4), a qual não deverá interferir de forma determinante nos mecanismos esperados de oxidação e desassociação das formas de sulfetos e dessorção do metano a partir do líquido.

A concentração de sulfato (SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>) no esgoto bruto e no efluente do reator R1 diminuiu de 34,0 mg/L para 9,1 mg/L, correspondendo a uma redução de cerca de 73%. Quanto ao sulfeto, houve um aumento mais coerente com a reação estequiométrica de sulfato-redução (Equações 3.3 a 3.5), produzindo um incremento médio de 70% na concentração de sulfeto de hidrogênio. Por outro lado, as concentrações de metano (CH<sub>4</sub>) no efluente

apresentaram níveis que concordam com a ordem de solubilidade para a temperatura de trabalho (21 °C a 29 °C) (PERRY & CHILTON, 1973), e os valores confirmaram as medições registradas por Souza (2010).

Conforme os objetivos deste trabalho, avaliaram-se respostas de configurações e condições de operação do sistema CD, como unidade de pós-tratamento para gases dissolvidos (metano e sulfeto de hidrogênio), analisando-se a sensibilidade do processo de tratamento aos parâmetros de carga hidráulica superficial (CHS), relação entre vazões ar/líquido ( $rQ$ ), altura ( $\Delta H$ ) e meio de suporte ( $H'$ ). Neste panorama, os resultados são apresentados segundo os objetivos específicos: (i) avaliação da variação da carga hidráulica superficial; (ii) avaliação do efeito do aumento da altura de queda; (iii) avaliação da presença de preenchimento e avaliação exploratória da recuperação de metano.

## **5.1 Avaliação da variação da carga hidráulica superficial**

### **5.1.1 Cargas altas**

A primeira etapa desse trabalho de pesquisa buscou verificar os potenciais desse sistema de pós-tratamento para cargas mais elevadas, de forma a conduzir o desenvolvimento tecnológico em direção de avaliar faixas de operação e parâmetros de dimensionamento.

Portanto, neste primeiro conjunto de experimentos, foi mantida a condição de altura de  $\Delta H = 1,0$  m da CD, recebendo a derivação imediata do efluente do reator R1, e, então, buscou-se determinar a resposta desse sistema de tratamento a partir de variações diretas de vazão de ar (Tabela 5.2) no contato em contracorrente com o fluxo líquido com vazão em carga variando de 0,6 a 1,3  $m^3/m^2 \cdot min$ .

**Tabela 5.2:** Parâmetros operacionais de experimentos de alta carga.

<b>Fases experimentais</b>	<b>Parâmetros operacionais</b>			<b>Configuração</b>	
	<b>CHS (<math>m^3/m^2 \cdot min</math>)</b>	<b><math>rQ</math> (-)</b>	<b>N (<math>h^{-1}</math>)</b>	<b><math>\Delta H</math> (m)</b>	<b><math>H'</math> (m)</b>
Fase D.1	1,28	0,04	3,1		
Fase D.2	1,12	0,2	12,2		
Fase D.3	1,07	0,4	24,6		
Fase D.4	0,61	5,6	202,5	1,0	0,0
Fase D.5	0,79	8,0	404,9		
Fase D.6	0,87	23,9	1245,2		

Nessas rodadas experimentais, registrou-se variações consideráveis na vazão do efluente do reator UASB, associado à questões hidráulica e ao sistema de bombeamento esgoto. Tais variações tiveram impactos de perdas de cargas na linha da parcela do efluente que alimenta a CD, de forma que se estabeleceu praticamente dois patamares de CHS (Fase D.1 à Fase D.3 e da Fase D.4 a Fase D.6).

Contudo, nos dados do trabalho experimental avalia-se que não há prejuízo em análises do contexto de alta carga.

#### 5.1.1.1 Controle de metano

Nesta primeira etapa de experimentos na altura de queda de 1,0 m, observa-se que a elevação da relação rQ de 0,04 (Fase D.1) para 8,0 (Fase D.5) gerou redução do metano dissolvido no efluente (Tabela 5.3).

**Tabela 5.3:** Concentrações de metano na CD em condições de alta carga.

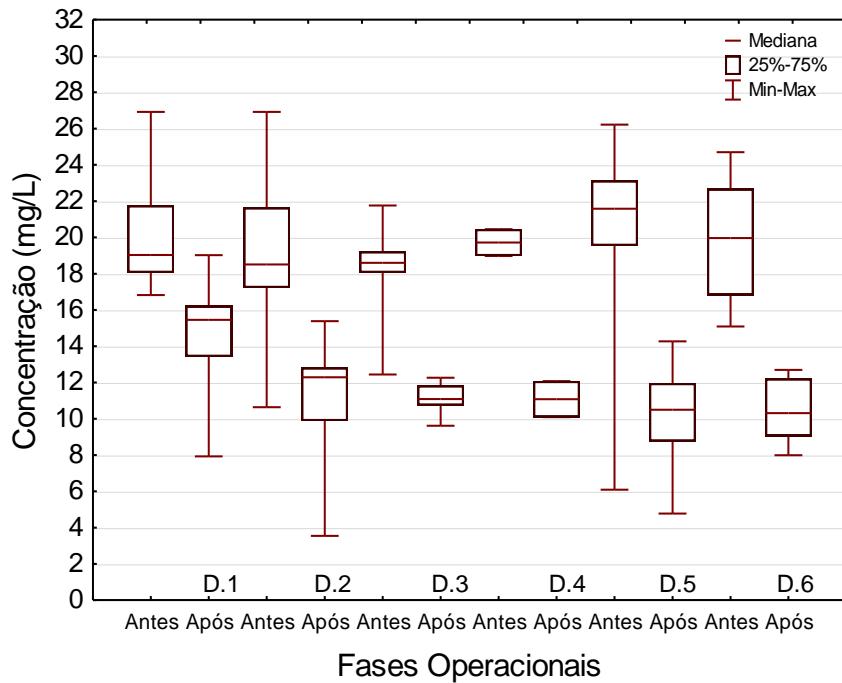
Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)							
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana	
Fase D.1	Afluente	<b>20,32</b>	3,25	16,0	16,82	26,92	14	<b>19,03</b>
	Efluente	<b>14,75</b>	2,93	19,9	7,93	19,02	13	<b>15,45</b>
Fase D.2	Afluente	<b>18,78</b>	3,87	20,6	10,64	26,92	26	<b>18,51</b>
	Efluente	<b>11,20</b>	2,79	24,9	3,55	1538	17	<b>12,29</b>
Fase D.3	Afluente	<b>18,47</b>	2,68	14,5	12,44	21,76	13	<b>18,60</b>
	Efluente	<b>11,18</b>	0,80	7,1	9,61	12,26	12	<b>11,09</b>
Fase D.4	Afluente	<b>19,72</b>	1,04	5,3	18,98	20,46	2	<b>19,72</b>
	Efluente	<b>11,08</b>	1,41	12,7	10,09	12,08	2	<b>11,08</b>
Fase D.5	Afluente	<b>21,23</b>	4,43	20,9	6,09	34,76	35	<b>21,88</b>
	Efluente	<b>10,00</b>	3,26	32,6	0,15	15,32	30	<b>10,50</b>
Fase D.6	Afluente	<b>19,90</b>	3,26	16,4	15,09	24,70	7	<b>19,97</b>
	Efluente	<b>10,28</b>	1,71	16,7	7,99	12,70	7	<b>10,31</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Os valores de concentrações de metano dissolvido no esgoto bruto, em termos de média, foram sempre maiores que 18 mg/L atingindo cerca de 21,23 mg/L na Fase D.5, e os coeficientes de variação apresentaram semelhanças, com valores de 16,0% na Fase D.1 a 20,9% na Fase D.5. De fato, o experimento exploratório na Fase D.4 apresentou um coeficiente de apenas 5,3%, qual deve-se ao reduzido número de amostras (2) processadas

nesta fase operacional. Todavia, os resultados do efluente do reator anaeróbio acompanham um valor de média geral na ordem de 20,0 mg/L (Figura 5.1).

**Figura 5.1:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condições de alta carga.



Quanto ao efluente da CD, os valores de concentração de metano dissolvido boa parte apresentaram uma consistência estatística em termos de desvio padrão, cujos valores variaram de 0,8 a 3,3 mg/L, e as fases operacionais com maior número de amostras analisadas apresentaram maiores desvios padrão, como são os casos da Fase D.1 (desvio de 3,0 para 14 dados), Fase D.2 (desvio de 2,8 para 13 dados) e Fase D.5 (desvio 3,3 para 30 dados).

Em termos de mediana, as concentrações do efluente da CD, observou-se uma redução de patamares de 15,5 mg/L na Fase D.1, de baixa rQ (0,04), para valores de 10,5 mg/L na Fase D.5 e 10,3 mg/L na Fase D.6, onde as relações rQ foram 8,0 e 23,9 respectivamente.

De semelhança ao comportamento das medianas, os valores de média comparados na Figura 5.1 mostram que houveram reduções das concentrações de metano dissolvido nos efluentes da CD em relação ao reator anaeróbio, sendo que o efluente da Fase D.1 apresentou o valor mais alto (14,8 mg/L) e as demais fases no mesmo patamar de concentrações, com o valor mais baixo de 10,2 mg/L na Fase D.5 ( $rQ = 8,0$ ).

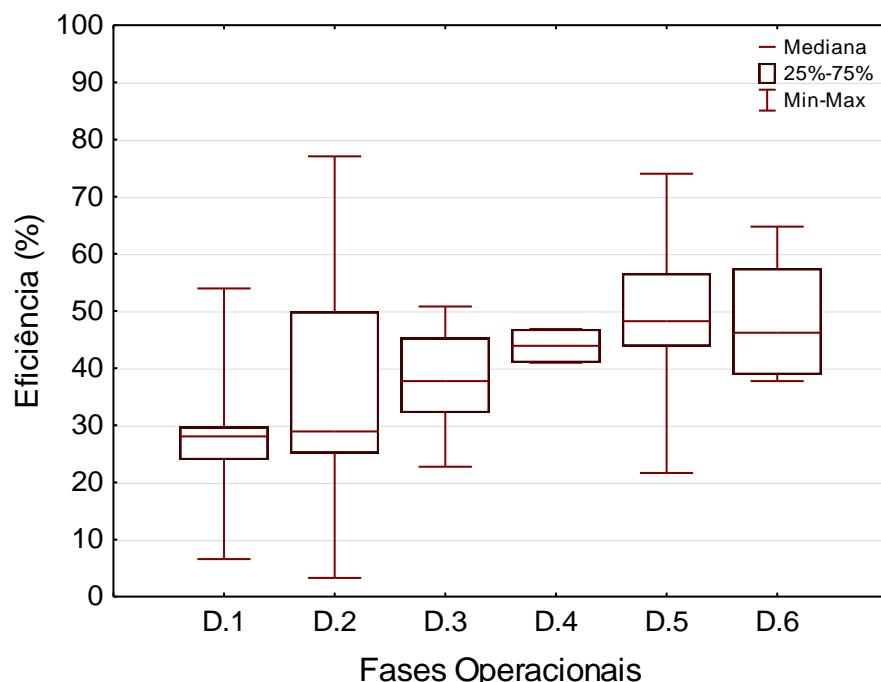
Avaliando o quadro comparativo de eficiências (Tabela 5.4 e Figura 5.2), observa-se que em todas as fases houve a redução da concentração de metano dissolvido, evidenciando a aplicabilidade do método para tal fim. Verifica-se que houve um aumento de 27,7% na Fase D.1 para 49,9% na Fase D.5, na remoção de metano dissolvido no efluente (Figura 5.2). Comparando-se as médias das eficiências das fases operacionais de baixas relações rQ, há um aumento de eficiência da Fase D.1 ( $rQ = 0,04$ ) para 36,9% de eficiência de remoção de metano na Fase D.2 de  $rQ$  de 0,2, indicando, portanto, que a maior aeração nesta condição de carga hidráulica superficial alta é o caminho para obter melhores desempenhos no controle desse gás.

**Tabela 5.4:** Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de alta carga.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.1	<b>27,73</b>	12,67	45,7	6,59	53,95	13	<b>28,04</b>
Fase D.2	<b>36,91</b>	19,80	53,7	3,29	77,05	17	<b>28,93</b>
Fase D.3	<b>38,20</b>	8,60	22,5	22,75	50,79	12	<b>37,74</b>
Fase D.4	<b>43,89</b>	4,15	9,5	40,96	46,83	2	<b>43,89</b>
Fase D.5	<b>49,91</b>	10,56	21,2	21,66	74,01	28	<b>48,21</b>
Fase D.6	<b>47,41</b>	10,30	21,7	37,71	64,77	7	<b>46,20</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

**Figura 5.2:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de alta carga.



Contudo, verifica-se na Figura 5.2 que um aumento de rQ a partir da Fase D.5 para rQ de 23,9 na Fase D.6 não resultou em ganhos de eficiência, apresentando para esta fase operacional um valor de média em 47,4%, com valores de desvio padrão e coeficientes de variação bastante semelhantes, embora com diferentes tamanhos de amostras (28 dados na Fase D.5 e apenas 7 dados na Fase D.6). E, de fato, por aí, o teste estatístico de Kruskal-Wallis não apontou diferenças significativas entre essas duas fases. Além disso, o teste de Kruskal-Wallis aplicado indicou que os dados dos experimentos para metano apresentam diferenças estatísticas apenas entre as Fases D.1 e D.5, e as demais combinações não mostraram significâncias entre as medianas.

Uma verificação determinada nos experimentos de  $\Delta H = 1,0$  m é que os níveis de remoção de metano dissolvido aumentaram conforme aumentou-se a relação rQ até o valor de 8,0. Contudo, houve cada vez maior diluição do gás residual para metano à medida que a aeração foi aumentada (Tabela 5.5), como era de se esperar.

**Tabela 5.5:** Concentração de metano no gás residual da CD em condições de alta carga.

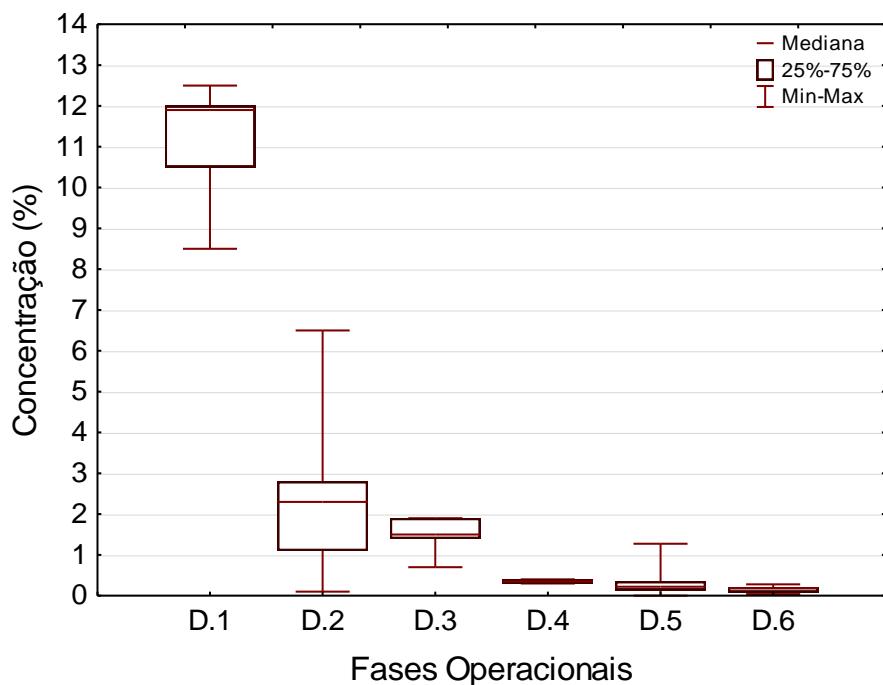
Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.1	<b>11,09</b>	1,28	11,6	8,50	12,50	11	<b>11,90</b>
Fase D.2	<b>2,21</b>	1,52	69,1	0,10	6,50	20	<b>2,30</b>
Fase D.3	<b>1,53</b>	0,43	28,4	0,70	1,90	7	<b>1,50</b>
Fase D.4	<b>0,35</b>	0,07	0,2	0,30	0,40	2	<b>0,35</b>
Fase D.5	<b>0,30</b>	0,29	95,2	0,00	1,27	33	<b>0,22</b>
Fase D.6	<b>0,16</b>	0,08	50,7	0,04	0,28	7	<b>0,19</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Com resultados em uma faixa de valores baixos da concentração de metano no gás residual, obteve-se uma consistência estatística com desvios padrão na ordem de 1,3% na Fase D.1 e 0,08% na Fase D.6, e os valores de média e mediana são bastante semelhantes.

Avaliando-se os resultados da Tabela 5.5, verifica-se que a mediana na Fase D.1 foi de 11,9%, e essa concentração para 0,2% na Fase D.6, e a tendência ao longo das fases operacionais intermediárias sequenciaram a diluição do gás residual para metano (Figura 5.3).

**Figura 5.3:** Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de alta carga.



As concentrações de metano no gás residual nos experimentos de rQ de 0,04 (Fase D.1) tiveram valores mínimos de 6,5% e máximo de 12,5%, ou seja, valores dentro da faixa de explosividade (4,4% a 16,4%) deste composto quando manipulado em sistemas de contato com ar.

Portanto, outra indicação desses experimentos para metano é que a diluição do gás tem vantagens, na medida em que processa o tratamento abaixo do limite inferior de explosividade, estando as Fases D.4, D.5 e D.6, inclusive na faixa de segurança operacional (1,25%) sugerida por Van der Vaart *et al.* (1991).

#### 5.1.1.2 Controle de sulfeto de hidrogênio

Durante o período de monitoramento dos experimentos de alta carga, observaram-se variações de até 46,9% nos valores de concentração de sulfeto de hidrogênio no efluente do reator UASB. A mediana registrou valores de 14,7 mg/L de sulfeto de hidrogênio dissolvido no afluente da CD na Fase D.1 a valores de 9,6 mg/L no afluente da Fase D.5 e 10,0 mg/L para a Fase D.6.

As concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido foram sucessivamente reduzidas na CD com o aumento da relação rQ (Tabela 5.6), produzindo um efluente de concentração

na ordem de 5,3 mg/L na Fase D.5, enquanto o reator anaeróbio teve concentração efluente de cerca de 10,7 mg/L.

**Tabela 5.6:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio na CD em condições de alta carga.

Fases operacionais		Estatísticas das concentrações (mg/L)					
		Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>
Fase D.1	Afluente	<b>14,13</b>	3,44	24,3	5,83	17,36	15
	Efluente	<b>11,09</b>	2,60	23,5	5,18	14,05	12
Fase D.2	Afluente	<b>12,89</b>	4,11	31,9	5,83	17,36	19
	Efluente	<b>9,33</b>	4,00	42,9	4,13	14,78	9
Fase D.3	Afluente	<b>13,18</b>	3,23	24,2	6,19	16,83	12
	Efluente	<b>11,25</b>	3,35	29,8	5,75	14,96	10
Fase D.4	Afluente	-	-	-	-	-	-
	Efluente	-	-	-	-	-	-
Fase D.5	Afluente	<b>10,70</b>	3,93	36,7	5,74	22,35	32
	Efluente	<b>5,31</b>	2,93	55,1	2,23	12,10	27
Fase D.6	Afluente	<b>11,69</b>	5,42	46,4	6,00	22,35	7
	Efluente	<b>6,63</b>	3,77	56,9	2,88	14,32	7

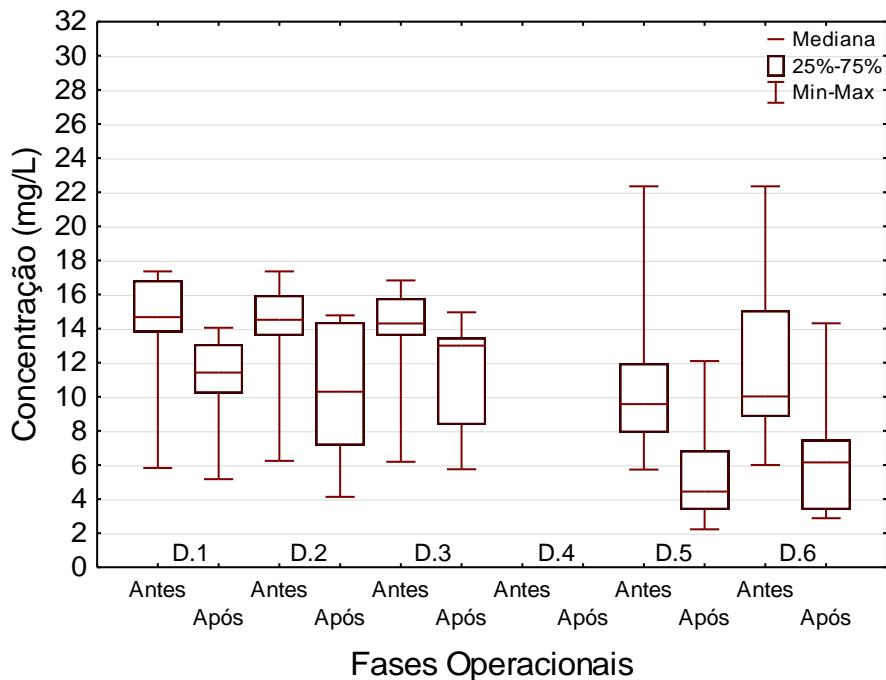
<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidades).

Observou-se, de fato, que as relações rQ maiores obtiveram diferenças em relação a concentração de sulfeto de hidrogênio recebido do reator anaeróbio. A Fase D.5, qual rQ é de 8,0, teve média de 5,31 mg/L no efluente da CD, e a Fase D.6 com rQ de 23,9 teve um efluente de concentração de 6,6 mg/L de sulfeto de hidrogênio.

Contudo, observando-se um desvio padrão na ordem de 3,2 mg/L (Fase D.3) a 5,4 (Fase D.6) percebe-se uma média geral de 12,5 mg/L de sulfeto de hidrogênio dissolvido no efluente do reator R1.

Nos gráficos de médias e desvios padrão da Figura 5.4, verifica-se ainda que as relações rQ baixas nas Fases D.1 (0,04), D.2 (0,2) e D.3 (0,4) não foram suficientes para obter valores apreciavelmente menores nas concentrações de sulfeto de hidrogênio no efluente da CD.

**Figura 5.4:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio na CD em condições de alta carga.



Nota: Fase D.4 não foi analisado sulfeto de hidrogênio.

Para questões de desempenhos, a Tabela 5.7 sintetiza os resultados acima computando as eficiências de remoção do período de monitoramento.

**Tabela 5.7:** Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de alta carga.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.1	<b>27,83</b>	17,85	64,2	5,95	67,56	12	<b>25,47</b>
Fase D.2	<b>22,01</b>	17,31	78,6	7,83	53,47	7	<b>14,55</b>
Fase D.3	<b>15,82</b>	11,04	69,8	5,09	38,47	10	<b>13,26</b>
Fase D.4	-	-	-	-	-	-	-
Fase D.5	<b>51,32</b>	17,37	33,9	17,88	79,02	27	<b>50,16</b>
Fase D.6	<b>41,54</b>	18,62	44,8	25,51	80,86	7	<b>35,94</b>

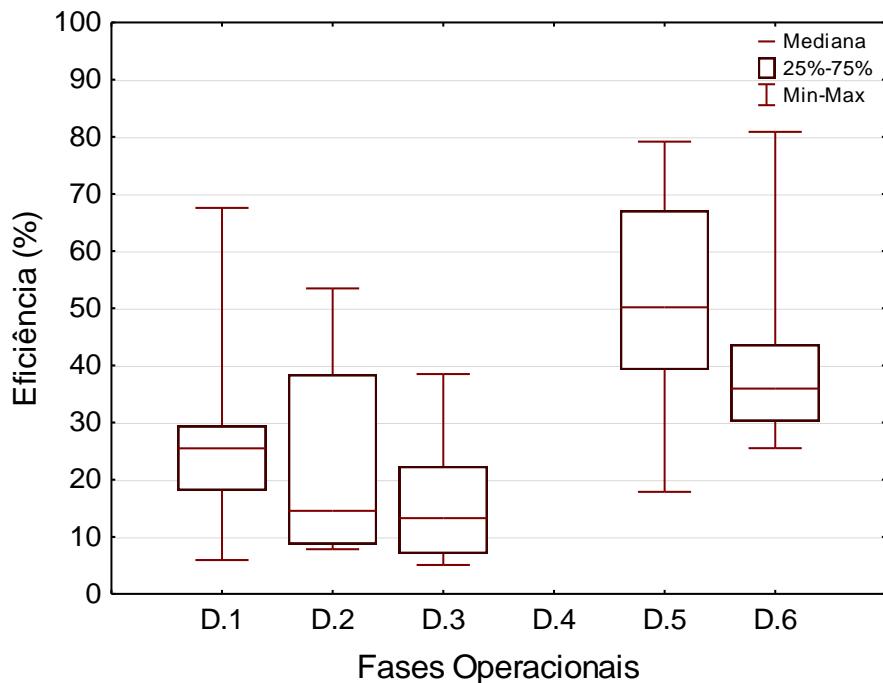
<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Os valores de eficiências, especialmente nas Fases D.1 a D.3, apresentaram grandes oscilações em torno de uma mediana de 25,5% de remoção de sulfeto de hidrogênio na Fase D.1 e 13,3% na Fase D.3.

O teste de significância estatística de Kruskal-Wallis aplicado para comparar essas fases indicou a não diferença estatísticas dessas fases, corroborando as variações observadas de 64,2%, 78,6% e 69,8% respectivamente.

Os aumentos das relações rQ atingiram os picos de eficiência de remoção média em 51,3% na condição da Fase D.5 e 41,5% na condição da Fase D.6, conforme compara o gráfico da Figura 5.5.

**Figura 5.5:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de alta carga.



Nota: Fase D.4 não foi analisado sulfeto de hidrogênio.

Apresentando a estatística (desvio padrão e coeficiente de variação) relativamente mais consistente que as fases anteriores, de fato, o resultado geral do teste de Kruskal-Wallis apontou que apenas a Fase D.5 tem significância estatística de diferença com a Fase D.2 e a Fase D.3. Os valores da eficiência da Fase D.6 têm certa semelhança e não apresentam diferença estatística com relação à Fase D.5.

No caso de sulfeto de hidrogênio desprendido, tal como verificado para as concentrações de metano no gás residual dessas fases, o aumento progressivo da relação rQ desencadeou um incremento de diluição do gás residual.

A Tabela 5.8 mostra que a parcela de sulfeto de hidrogênio no gás residual manteve níveis mais concentrados nas fases de baixas relações rQ (1641 ppm na Fase D.1), e as

concentrações caíram para níveis de 251 ppm na Fase D.5 e 150 ppm na Fase D.6, onde os incrementos da relação rQ surtiram efeitos significativos de eficiência.

**Tabela 5.8:** Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de alta carga.

Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (ppm)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.1	<b>1641</b>	431	26,3	832	2101	11	<b>1731</b>
Fase D.2	<b>917</b>	396	43,2	297	1554	15	<b>852</b>
Fase D.3	<b>958</b>	160	16,7	711	1209	8	<b>975</b>
Fase D.4	<b>244</b>	19	7,7	231	257	2	<b>244</b>
Fase D.5	<b>251</b>	168	66,9	20	812	32	<b>233</b>
Fase D.6	<b>150</b>	114	75,9	34	304	7	<b>80</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

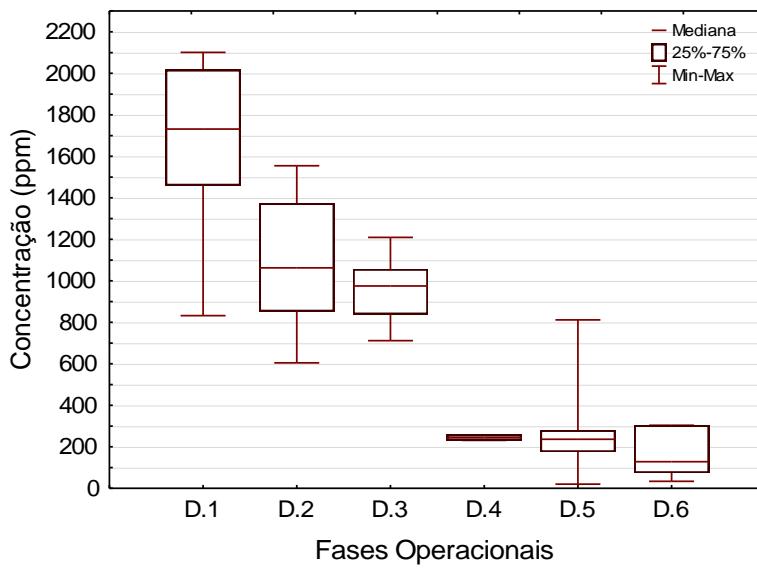
Avaliando-se os resultados desses experimentos de controle de sulfeto, com as devidas verificações das concentrações de sulfeto de hidrogênio nas fases líquida e gasosa, e considerando os testes estatísticos, atesta-se que a Fase D.5, qual a operação utilizou uma relação entre vazões ar/líquido de 8,0, obteve a melhor eficiência de remoção dessa substância.

Portanto, da mesma forma atestada no controle de metano, a configuração experimental de  $\Delta H = 1,0$  m e alta carga hidráulica superficial teve o ponto de melhor resultado na rQ = 8,0, embora não sejam expressivos os ganhos de eficiência.

Em termos de valores de mediana, houve uma redução de concentrações de sulfeto de hidrogênio no gás residual em um fator de 75% na diluição comparando as fases de baixas relações rQ para as fases de rQ mais elevadas.

Os gráficos da Figura 5.6 representam exatamente uma queda mais acentuada da concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual nas Fases D.1 a D.3, de baixas relações rQ, para as fases de valores mais elevados das relações rQ (Fases D.4 a D.6).

**Figura 5.6:** Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de alta carga.



### 5.1.2 Cargas baixas

Com o propósito de verificar o comportamento do sistema de configurações de CD recebendo baixas cargas hidráulicas, neste trabalho foi ampliada a faixa de rQ em relação aos experimentos de Glória *et al.* (2016) que utilizou o efluente de reator UASB em CD com rQ até a proporção de 1,6.

Neste trabalho (Fases D.7 a D.10), foram aplicadas variações à relação rQ (Tabela 5.9) para o efluente do reator demonstração em baixas CHS (cerca de  $0,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$ ).

**Tabela 5.9:** Parâmetros operacionais de experimentos de baixa carga.

Fases experimentais	Parâmetros operacionais			Configuração	
	CHS ( $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{min}$ )	rQ	N ( $\text{h}^{-1}$ )	$\Delta H$ (m)	H' (m)
Fase D.7	0,13	3,1	24,1		
Fase D.8	0,12	54,7	404,9		
Fase D.9	0,17	47,8	404,9	1,0	0,0
Fase D.10	0,13	159,7	1245,2		

#### 5.1.2.1 Controle de metano

No âmbito de baixa CHS, os efluentes do reator anaeróbio apresentaram valores médios semelhantes entre si, com média dispersão dos valores. Da mesma forma, os efluentes da CD também tiveram a base de dados com moderadas variações, sendo que apenas o afluente na Fase D.10 teve um coeficiente de 30,5%.

A Tabela 5.10 mostra o monitoramento das concentrações metano dissolvido afluente e efluente da CD, e correspondentes tratamentos estatísticos, sob as variações das relações rQ de 3,1 (Fase D.7) a 27,8 (Fase D.10).

**Tabela 5.10:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de baixa carga.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)							
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana	
Fase D.7	Afluente	<b>19,30</b>	1,92	9,9	15,91	21,54	7	<b>19,72</b>
	Efluente	<b>8,22</b>	1,26	15,3	15,93	9,52	6	<b>8,51</b>
Fase D.8	Afluente	<b>18,77</b>	2,21	11,8	16,75	21,55	5	<b>17,40</b>
	Efluente	<b>6,25</b>	1,66	26,6	4,23	8,06	5	<b>6,30</b>
Fase D.9	Afluente	<b>19,16</b>	5,33	27,8	6,09	25,07	10	<b>20,44</b>
	Efluente	<b>6,78</b>	1,41	20,8	3,53	8,28	9	<b>6,78</b>
Fase D.10	Afluente	<b>17,00</b>	5,19	30,5	10,02	21,45	5	<b>19,39</b>
	Efluente	<b>6,64</b>	2,31	34,7	3,78	9,53	5	<b>7,52</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

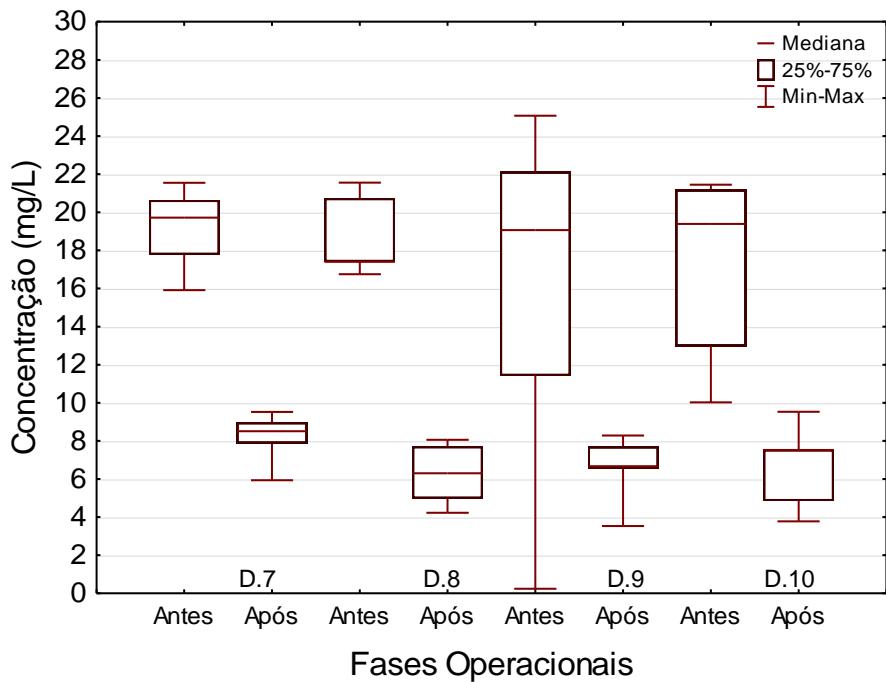
Verifica-se que a elevação das relações rQ resultou em um deslocamento significativo nas renovações da atmosfera confinada, e com concentrações de metano dissolvido no efluente da CD com valores próximos de 50% das concentrações de metano medidas nas fases de alta carga.

No entanto, plotando-se as concentrações de metano dissolvido, conforme mostrado na Figura 5.7, verifica-se que as concentrações de metano nos efluentes da CD nas diferentes fases apresentaram-se no mesmo patamar numérico, com a Fase D.8 produzindo uma concentração de 6,3 mg/L, sendo observados valores de 6,8 mg/l e 6,6 mg/L nas Fases D.9 e D.10 respectivamente.

Similarmente, houve um ganho de eficiência de cerca de 30% sobre as fases de alta carga, sendo que a Fase D.10 apresentou uma eficiência média de 61,2% na remoção de metano.

Quanto às eficiências de remoção (Tabela 5.11), tendo-se levantado cerca de 5 a 9 dados experimentais, os resultados de eficiência aparentam consistência estatísticas com medianas em torno das médias e desvios padrões baixos. Os coeficientes de variação atestaram uma baixa dispersão dos dados, e a Fase D.10, com o coeficiente calculado em 14,9%, teve dispersão moderada na eficiência de remoção de metano dissolvido.

**Figura 5.7:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de baixa carga.



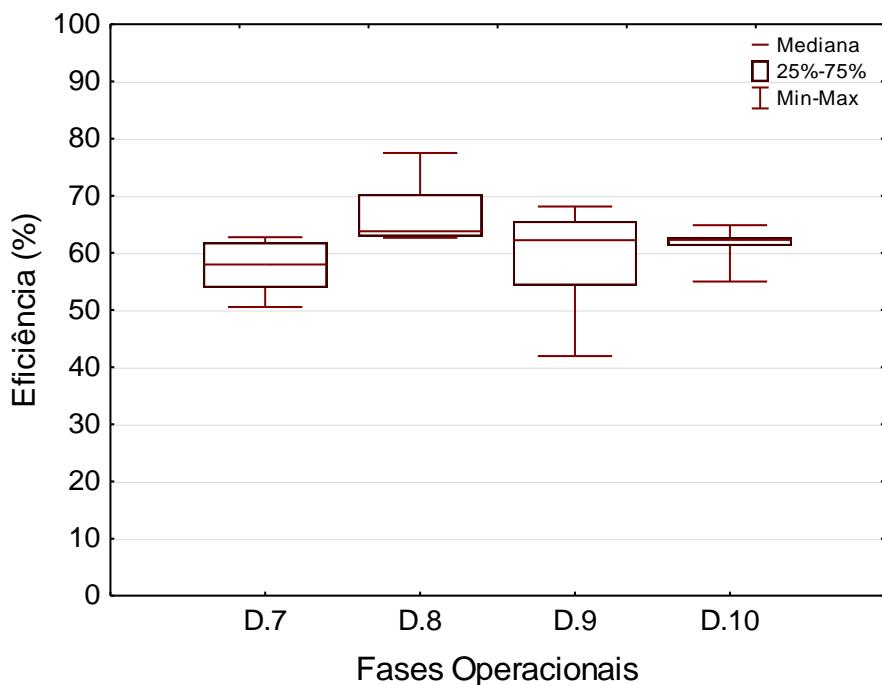
**Tabela 5.11:** Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de baixa carga.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.7	<b>57,49</b>	5,13	8,9	50,52	62,74	6	<b>57,97</b>
Fase D.8	<b>67,40</b>	6,45	9,6	62,62	77,47	5	<b>63,79</b>
Fase D.9	<b>59,25</b>	8,84	14,9	41,95	98,12	9	<b>62,23</b>
Fase D.10	<b>61,19</b>	3,71	6,1	54,98	64,85	5	<b>62,28</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Analizando esses resultados de eficiências em gráficos comparativos da Figura 5.8, observa-se que o aumento da relação rQ não proporcionou remoção de metano na mesma ordem, sem relevantes crescimentos ou decrescimento entre fases, mesmo com rQ muito aumentada. Aplicando o teste estatístico de Kruskal-Wallis, obteve-se que os valores da Fase D.8 apontaram diferenças significativas em relação à Fase D.7, e as demais fases não apresentaram diferenças estatísticas. Portanto, indica a Fase D.8, de relação rQ de 54,7, como a configuração operacional de melhor eficiência para remoção de metano nos experimentos de baixa carga.

**Figura 5.8:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de baixa carga.



Todavia, nesse caso, observa-se que, ao contrário do comportamento das condições de alta carga em que maiores níveis de eficiências foram alcançados pelo estímulo da fase gasosa, os resultados atuais não alcançaram melhores eficiências comparado com os experimentos de Glória *et al.* (2016), quando os autores trabalharam com menores rQ em baixas cargas (CHS) e obteve 73% de remoção de metano dissolvido.

Avaliando-se o gás residual, os valores altos de rQ, conforme esperado, resultaram em concentrações tão baixas de metano, atingindo níveis de ppm (Tabela 5.12).

**Tabela 5.12:** Concentração de metano no gás residual da CD em condições de baixa carga.

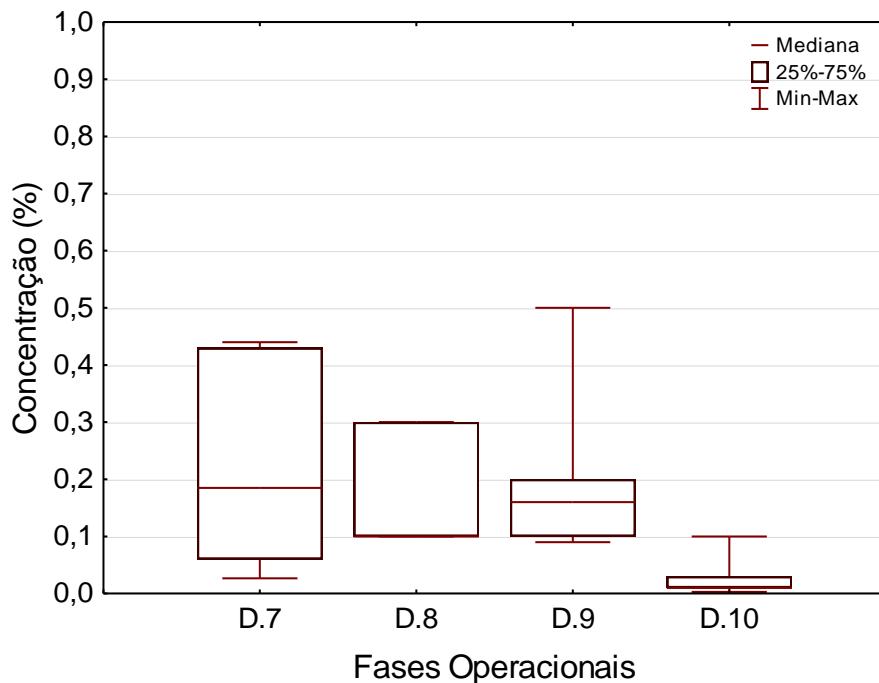
Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.7	<b>0,19</b>	0,18	96,4	0,00	0,44	7	<b>0,17</b>
Fase D.8	<b>0,17</b>	0,12	69,3	0,10	0,30	3	<b>0,10</b>
Fase D.9	<b>0,18</b>	0,12	67,7	0,09	0,50	10	<b>0,16</b>
Fase D.10	<b>0,03</b>	0,04	131,0	0,00	0,10	5	<b>0,01</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Em termos de valores de média e mediana, a Figura 5.9 mostra que a diluição do gás residual para metano foi tão alta que não ultrapassou uma concentração de 0,5%, medido

como máximo na Fase D.9. Ressalte-se que tais resultados acompanham a diluição esperada a partir do incremento da relação rQ, com valores abaixo das concentrações medidas por Glória *et al.* (2016) (3,2%) nos experimentos de mesma configuração e rQ de 1,6.

**Figura 5.9:** Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de baixa carga.



Uma análise sobre as questões de segurança operacional indica que as elevadas relações rQ utilizadas nas fases operacionais deste trabalho fizeram com que as concentrações de metano obtidas no gás residual situassem abaixo do limite inferior de explosividade e concordante com a faixa de segurança sugerida por Van der Vaart (1991).

E, por outro lado, o intervalo das concentrações de metano (0,2 a 6,2% e mediana de 3,2%) medido por Glória *et al.* (2016) no seu experimento com rQ de 1,6, apontam à uma maior preocupação sobre as faixas seguras de operação.

#### 5.1.2.2 Controle de sulfeto de hidrogênio

Em cargas baixas, os dados do efluente do reator anaeróbio apresentaram valores de concentração de sulfeto de hidrogênio com dispersões altas durante o monitoramento de todas as fases operacionais dos experimentos de baixa carga.

Na Fase D.7, as concentrações dos afluentes da CD apresentaram menor variação com um coeficiente de variação de 36,6% e desvio padrão de 2,01 mg/L. Nessa mesma fase, a concentração do afluente teve média de 5,5 mg/L e máximo de 7,6 mg/L de sulfeto, valores abaixo dos padrões característicos do reator anaeróbio utilizado.

No geral, o desempenho do sistema CD para reduzir as concentrações de sulfeto de hidrogênio do efluente (Tabela 5.13) apresentou concentrações com valores na ordem de 2,8 mg/L na Fase D.7 a 5,8 mg/L na Fase D.10.

**Tabela 5.13:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de baixa carga.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)							
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana	
Fase D.7	Afluente	<b>5,49</b>	2,01	36,6	2,66	7,55	7	<b>5,49</b>
	Efluente	<b>2,84</b>	1,05	36,9	1,53	4,47	6	<b>2,78</b>
Fase D.8	Afluente	<b>9,34</b>	5,13	54,9	4,94	16,76	4	<b>7,84</b>
	Efluente	<b>5,40</b>	2,18	40,4	3,63	8,25	4	<b>4,86</b>
Fase D.9	Afluente	<b>13,73</b>	4,73	34,5	7,73	18,61	5	<b>12,04</b>
	Efluente	<b>4,65</b>	2,87	61,7	1,98	9,19	8	<b>3,67</b>
Fase D.10	Afluente	<b>10,15</b>	4,58	45,1	5,44	17,70	5	<b>8,73</b>
	Efluente	<b>5,78</b>	2,12	36,6	3,19	8,98	5	<b>5,59</b>

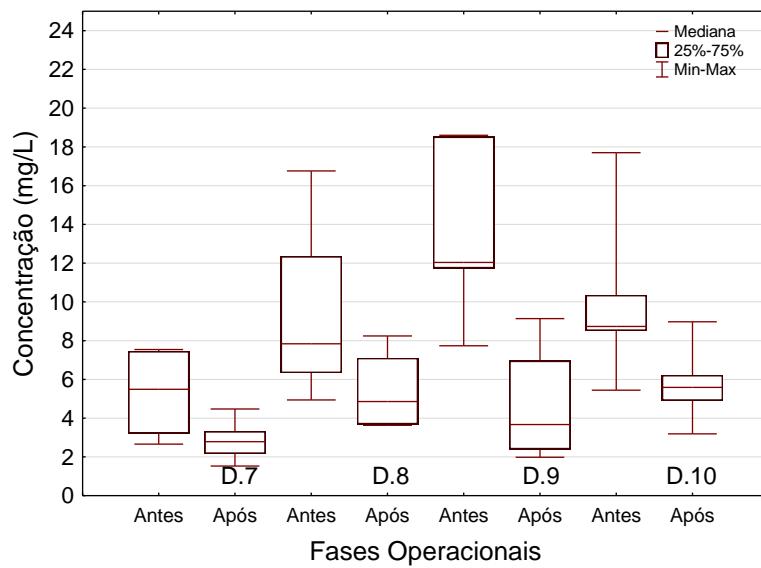
<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Também apresentando variações de resultados, e os coeficientes revelando um padrão alto de dispersão, a Fase D.8 apresentou um efluente da CD com concentração média 5,4 mg/L a partir de um afluente de concentração 9,3 mg/L.

Todavia, os resultados dos efluentes das Fases D.9 e D.10 também apresentaram concentrações de sulfeto de hidrogênio na mesma ordem de valores, sendo 4,7 mg/L e 5,8 mg/L respectivamente.

E, conforme mostrado no perfil dos gráficos da Figura 5.10, a concentração do efluente da CD na Fase D.7 foi de 2,8 mg/L, acompanhando a redução do seu afluente abaixo do padrão de sulfeto do reator R1.

**Figura 5.10:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de baixa carga.



Portanto, conforme relatado (Tabela 5.14), os resultados de remoção de sulfeto de hidrogênio foram menores comparado com o controle de metano na fase líquida, apenas Fase D.9 acompanhando tais resultados com eficiência na ordem de 67,6%.

**Tabela 5.14:** Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de baixa carga.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.7	<b>46,32</b>	10,24	22,1	32,71	56,50	6	<b>47,80</b>
Fase D.8	<b>38,43</b>	14,66	38,1	24,98	51,43	4	<b>38,65</b>
Fase D.9	<b>67,56</b>	18,02	26,7	35,18	85,59	8	<b>73,27</b>
Fase D.10	<b>41,48</b>	8,64	20,8	49,29	57,47	5	<b>43,76</b>

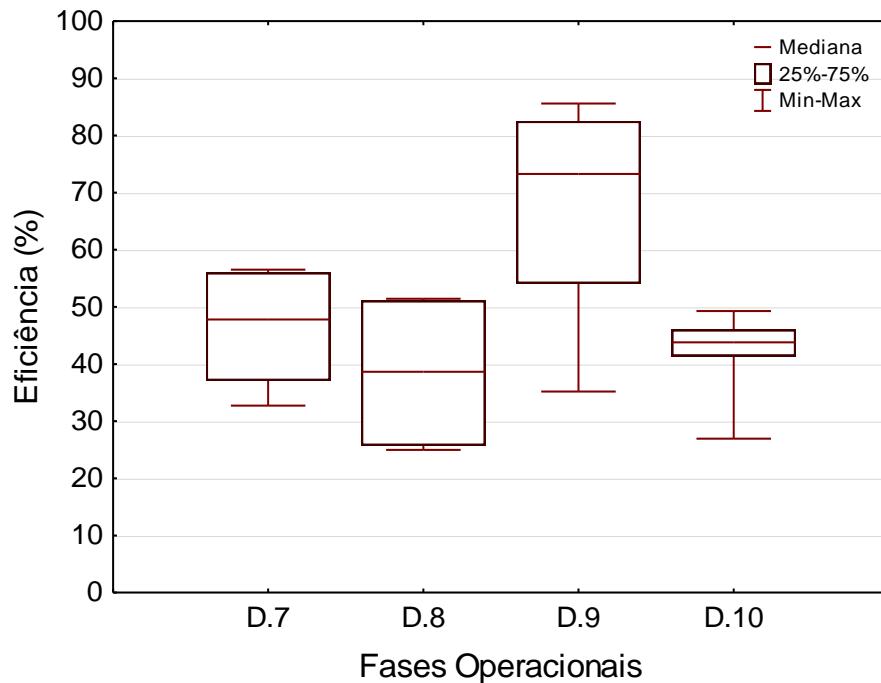
<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Contudo os resultados de eficiência da Fase D.9 apresentaram um coeficiente de variação de 26,7%, ao mesmo nível de dispersão das outras fases nestes experimentos de baixa carga. E, observando as grandes variações observadas pelo desvio padrão, o teste estatístico de Kruskal-Wallis indicou que, de fato, pode não haver diferenças significativas entre as combinações das fases.

Entretanto, a Figura 5.11 apresenta os gráficos de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido, sugerindo a tal melhora na Fase D.9 e um desempenho geral na ordem de 45% na baixa carga. Esses resultados remetem às mesmas análises referidas

para o caso do controle de metano dissolvido em baixas cargas, na medida em que se apresentaram no mesmo patamar dos resultados de Glória *et al.* (2016), cuja média foi de 97% de remoção de sulfeto de hidrogênio utilizando rQ de 1,6.

**Figura 5.11:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de baixa carga.



Quanto a avaliação do gás residual, também no caso do sulfeto de hidrogênio, as quantidades desprendidas para a fase gasosa (Tabela 5.15) apresentam-se em concentrações muito baixas, novamente, devido à questão da crescente diluição pelo ar.

**Tabela 5.15:** Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de baixa carga.

Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (ppm)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase D.7	<b>348</b>	141	40,5	183	555	7	<b>306</b>
Fase D.8	<b>125</b>	35	28,0	85	150	3	<b>140</b>
Fase D.9	<b>118</b>	80	67,8	24	257	9	<b>103</b>
Fase D.10	<b>4,8</b>	4,1	86,4	0,0	10,0	5	<b>4,0</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

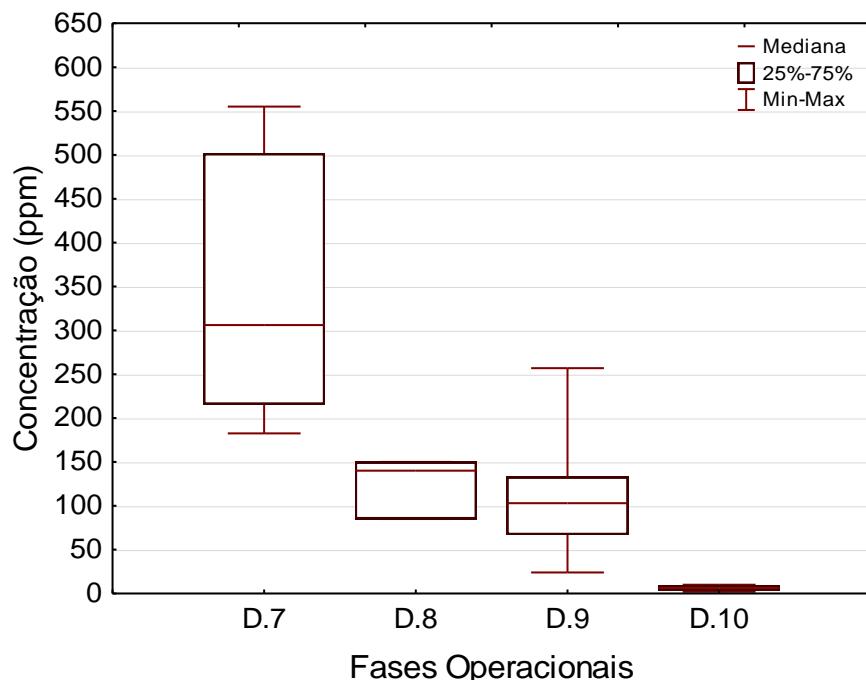
Em termos de consistência estatística dos dados de gás residual medidos para sulfeto de hidrogênio, apesar das variações indicadas no coeficiente e desvio padrão, avalia-se que de forma global os valores são suficientes para registrar os níveis de concentrações de

sulfeto de hidrogênio na fase gasosa da CD. O fato é que foram medidas concentrações máximas de 555 ppm de sulfeto hidrogênio no gás residual da CD durante a Fase D.7, e máxima de 257 ppm nos experimentos da Fase D.10.

Um aspecto interessante nos resultados dos gases residuais nessa situação de baixa carga é que as Fases D.7 a D.9 apresentaram concentrações semelhantes às medidas por Glória *et al.* (2016) na baixa carga e rQ de 1,6. Uma vez que esses autores obtiveram concentrações de sulfeto de hidrogênio com mediana na ordem de 110 ppm em condições de menor presença de ar e obtendo eficiências altas, presume-se que as fases de altas relações rQ promoveram um movimento na fase gasosa, em que predominaram os mecanismos de dessorção do gás sulfeto de hidrogênio, em detrimento dos mecanismos de remoção desse composto por oxidação biológica e/ou química.

Nos gráficos da Figura 5.12, observou-se uma tendência de diluições abaixo de 400 ppm, e na Fase D.10, condição de máxima fluxo de ar, obteve-se um valor médio de 4,8 ppm de sulfeto de hidrogênio no gás residual.

**Figura 5.12:** Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de baixa carga.



## 5.2 Síntese da avaliação da variação da CHS

Na avaliação de cargas hidráulicas da ordem de  $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$ , denominada neste trabalho de “alta carga (CHS)” verifica-se que a resposta da unidade CD em termos de eficiência de controle e remoção dos parâmetros  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2\text{S}$  indicou uma tendência para operação com relação  $rQ$  da ordem de 8,0 como ponto mais adequado de operação.

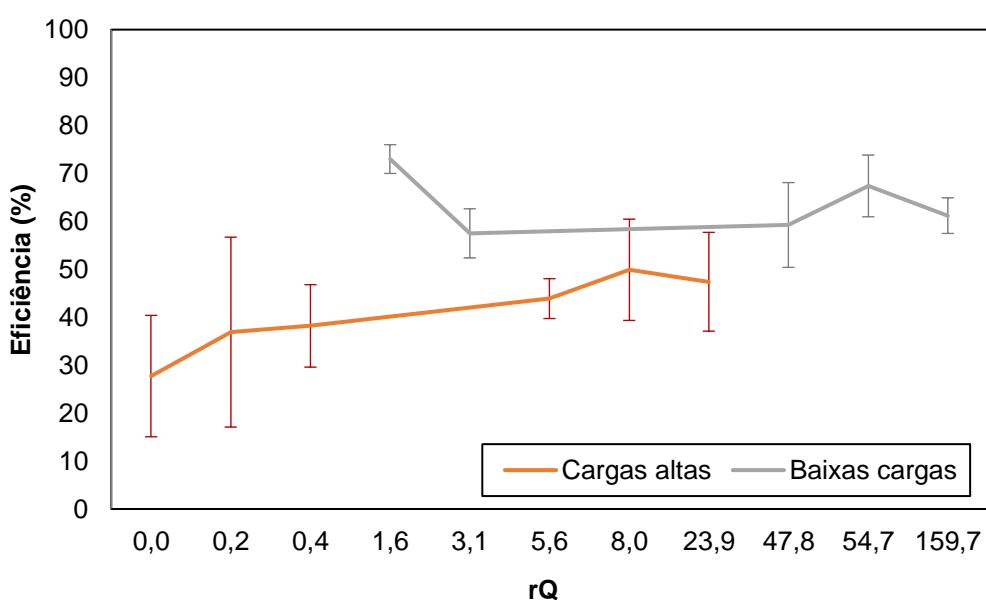
Nessa condição e configuração de 1,0 m de queda livre, removeu-se cerca de 50% de metano e 51% de sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente do reator UASB.

Os resultados da avaliação de cargas hidráulicas da ordem de  $0,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$ , denominada neste trabalho de “baixa carga (CHS)”, apontaram para uma relação  $rQ$  próxima de 2,0 como a melhor resposta da unidade CD, na configuração de 1,0 m de queda livre.

A relação  $rQ$  de 1,6 associada às eficiências de 73% de remoção de metano dissolvido e 97% de remoção de sulfeto de hidrogênio foi constatada anteriormente por Glória *et al.* (2016).

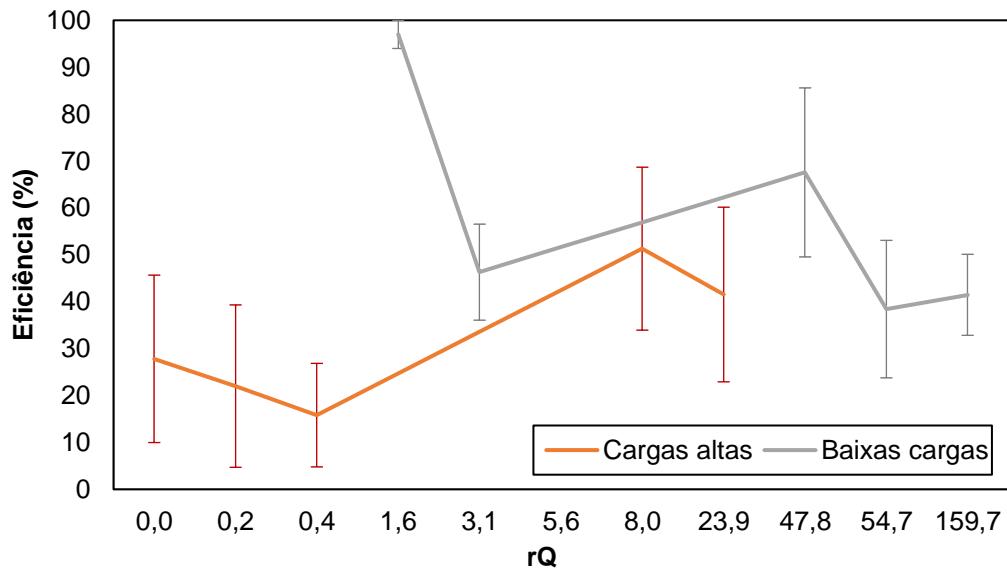
Os gráficos da Figura 5.13 ilustra os picos de eficiência de remoção de metano nas fases de  $rQ$  de 8,0 e 23,9 no experimento de alta carga, e mostra o ponto de melhor eficiência no  $rQ$  de 1,6 no experimento de baixa carga.

**Figura 5.13:** Curvas de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD, em condições de alta e baixa carga.



Foi observada a faixa operacional de rQ de 8,0 para a remoção de sulfeto de hidrogênio nos experimentos de alta carga e rQ de 1,6 nos experimentos de baixa carga pode ser observado nos gráficos de evoluções experimentais na Figura 5.14.

**Figura 5.14:** Curvas de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD, em condições de alta e baixa carga.



Portanto, nas configurações de CD de queda livre de 1,0 m, as eficiências globais tanto de metano como de sulfeto de hidrogênio dissolvidos no efluente do reator UASB ocorrem na faixa operacional de rQ de 1,6 a 8,0. Por outro lado, nas melhores situações de eficiência, a concentração do gás sulfeto de hidrogênio é largamente diminuída pela quantidade de ar presente. A mesma análise aplica-se também para eventual recuperação do gás metano. Todavia, para esse gás, em termos de concentração relativa no gás residual, mantém-se uma boa segurança por estar suficientemente afastado na faixa de explosividade – abaixo do limite inferior de explosão para concentração de metano no ar (VAN DER VAART *et al.*, 1991).

### 5.3 Avaliação do aumento da altura de queda d'água

Na segunda etapa do trabalho experimental, sob a premissa de aumento de vazão líquida a ser admitida na CD para avaliar o dimensionamento da unidade, sem perder em eficiência, avaliou-se experimentos aumentando a energia potencial pela maior queda de efluente  $\Delta H = 1,5$  m.

Nessa “Fase E”, foram analisadas as situações de relações entre vazões ar/líquido ( $rQ$ ) nas faixas de melhores  $rQ$ ’s testados nos estudos anteriores, e, regulando-se a carga hidráulica com valores intermediários relativamente à Fase D (Tabela 5.16).

**Tabela 5.16:** Parâmetros operacionais de experimentos para CD com aumento da altura de queda.

Fases experimentais	Parâmetros operacionais			Configuração	
	CHS (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .min)	$rQ$	N (h <sup>-1</sup> )	$\Delta H$ (m)	H' (m)
Fase E.1	0,32	12,5	159,7		
Fase E.2	0,35	5,7	79,9	1,5	0,0

### 5.3.1 Controle de metano

Conforme se observa, os valores de concentração de metano no efluente da unidade CD (Tabela 5.17), com o incremento na altura de queda livre trouxe um ganho de cerca de 30% de redução das concentrações de metano dissolvido (Fase E.1) em comparação com os resultados obtidos nos experimentos de alta carga e queda livre de 1,0 m (Fase D.5).

**Tabela 5.17:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)							
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana	
Fase E.1	Afluente	<b>23,24</b>	4,18	18,0	17,45	34,76	13	<b>22,83</b>
	Efluente	<b>8,35</b>	1,96	23,4	4,24	11,35	12	<b>8,84</b>
Fase E.2	Afluente	<b>23,41</b>	1,73	7,4	21,28	26,22	8	<b>23,13</b>
	Efluente	<b>8,91</b>	0,44	4,9	8,44	9,46	4	<b>8,88</b>

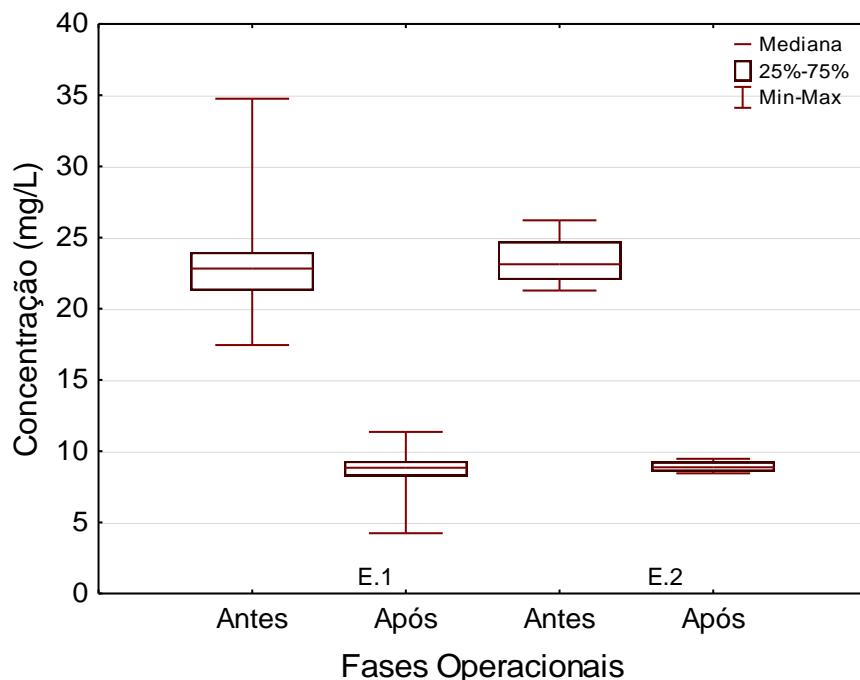
<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Os experimentos de aumento de altura de queda apresentaram concentrações com moderada dispersão (coeficiente de variação de 23,4%) na Fase E.1 e boa variabilidade na Fase E.2 (coeficiente de variação de 4,9%).

E, assim, foram obtidas concentrações de 8,4 mg/L e 8,9 mg/L de metano nos efluentes da CD nas Fases E.1 e E.2 respectivamente, a partir uma concentração média de 23,4 mg/L de metano dissolvido no efluente do reator anaeróbio. Em termos de valores absolutos, observando-se os desvios padrão da média, verifica-se que as concentrações de metano no efluente da CD nas Fases E.1 (desvio padrão de 1,9 mg/L) e E.2 (desvio padrão de 0,4 mg/L) apresentam a mesma ordem numérica.

Porquanto, verifica-se nos gráficos da Figura 5.15 que a redução à metade do fornecimento de ar no sistema (Fase E.2) não repercutiu em elevação dessas concentrações no efluente da CD, pelo contrário, indicou que essa não seria uma variável tão relevante para manutenção da eficiência. Com isso, sua diminuição poderia ser vantajosa em termos de economia energética.

**Figura 5.15:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura.



Portanto, o incremento da altura para 1,5 m trouxe ganhos de eficiência no processo de desprendimento do metano dissolvido do seio do líquido (Tabela 5.18), cerca de 20% maior em relação a melhor fase operacional nos experimentos de 1,0 m de altura e alta carga (Fase D.5).

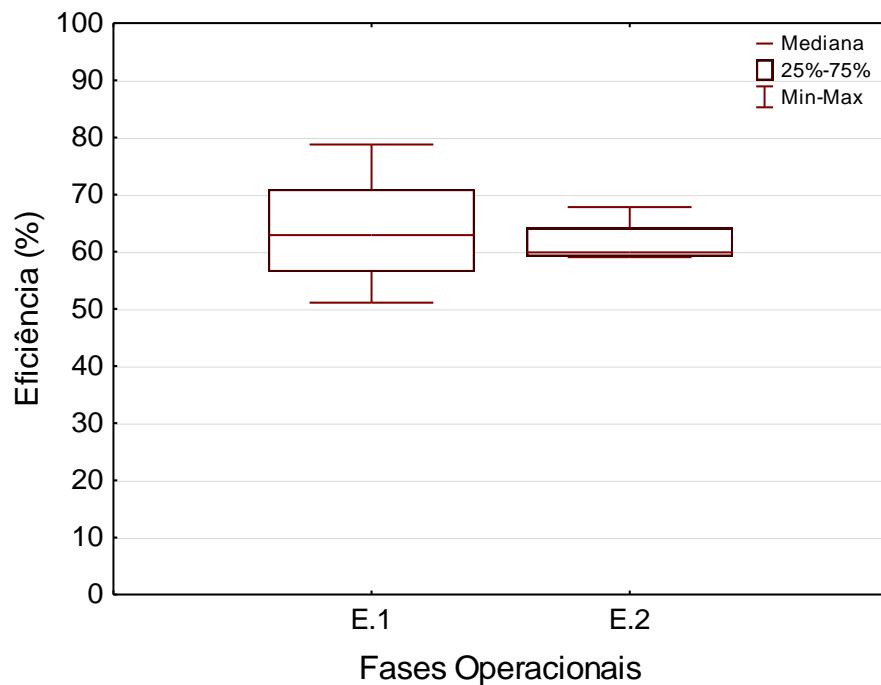
**Tabela 5.18:** Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase E.1	<b>63,70</b>	9,62	15,1	51,08	78,76	12	<b>62,92</b>
Fase E.2	<b>61,67</b>	4,15	6,7	59,07	67,81	4	<b>59,90</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

De fato, os gráficos comparativos da Figura 5.16 demonstram que a Fase E.1 alcançou 63,7%, e a economia de rQ (Fase E.2) resultou em uma pequena queda aparente de eficiência para 61,7% de remoção de metano dissolvido.

**Figura 5.16:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condição de aumento de altura.



Contudo, corroborado às aparentes consistências dos dados de eficiência (coeficientes de variação de 15,1% na Fase E.1 e 6,7% na Fase E.2), os testes de Mann Whitney (aplicado para duas amostras de variáveis independentes) indicaram que não apresentaram diferenças estatísticas.

Portanto, indicando que a redução da relação rQ de 12,5 (Fase E.1) até um nível de 5,7 (Fase E.2) não prejudica a eficiência da CD para remover metano, na condição de altura de 1,50 m.

Novamente, nesses patamares de contrafluxo, as vazões de ar necessárias para proporcionar adequadas eficiências globais, houve uma diluição excessiva do gás residual por O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>, resultando em valores de 0,4 a 0,8% de metano (Tabela 5.19). Níveis similares aos medidos nas configurações experimentais anteriores de altas relações rQ.

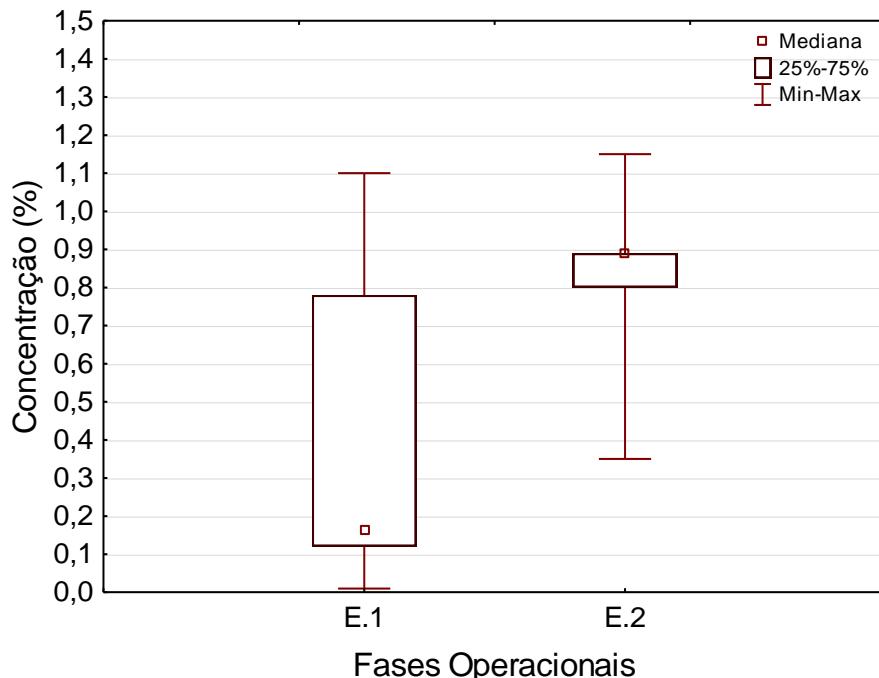
**Tabela 5.19:** Concentração de metano no gás residual da CD em condição de aumento de altura.

Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase E.1	<b>0,37</b>	0,41	109,9	0,01	1,10	10	<b>0,17</b>
Fase E.2	<b>0,82</b>	0,29	35,7	0,35	1,15	5	<b>0,89</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

O parâmetro dispersão indicou mais 100% de variação das concentrações de metano no gás residual na Fase E.1, e 35,7% de variação dessas concentrações na Fase E.2. Tais indicadores apenas expressaram as grandes variações observadas nas faixas de baixas concentrações. A Fase E.1 obteve máxima de 1,1% e a Fase E.2 máxima de 1,2% de metano no gás. Adicionalmente, sobre a diminuição de rQ da Fase E.1 para a Fase E.2, a Figura 5.17 mostra um aumento de 112% (em termos de mediana) na concentração de metano no gás residual com redução para rQ para 5,7.

**Figura 5.17:** Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condição de aumento de altura.



Mais uma vez, cabe registrar que as concentrações de metano no gás residual observadas nos experimentos de aumento de altura de queda livre têm valores máximos abaixo do limite inferior de explosividade e de acordo com a faixa de segurança operacional sugerida por Van der Vaart *et al.* (1991).

### 5.3.2 Controle de sulfeto de hidrogênio

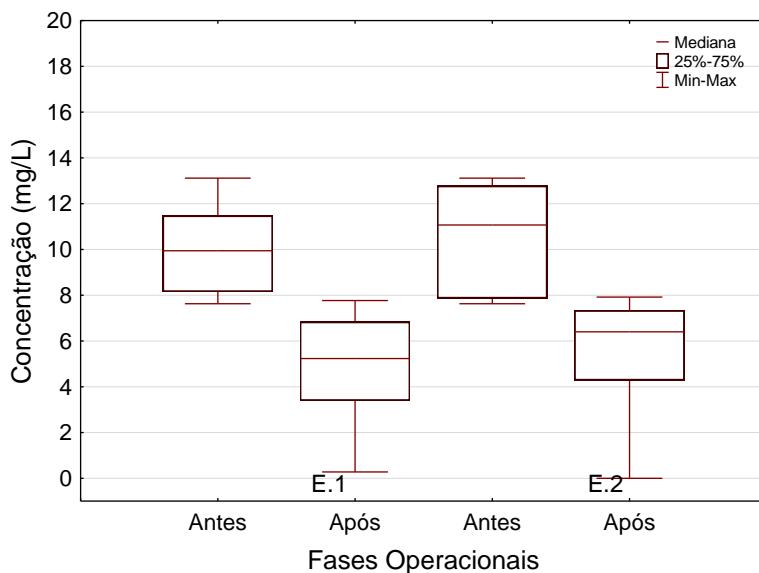
No trabalho de avaliação de sulfeto de hidrogênio nesta segunda etapa experimental, a Tabela 5.20 resume os valores de concentração observados no afluente e efluente da unidade CD, e a Figura 5.18 mostra os gráficos de médias e desvios padrão das concentrações de sulfetos de hidrogênio.

**Tabela 5.20:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de aumento de altura.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)							
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana	
Fase E.1	Afluente	<b>9,86</b>	1,99	20,2	7,62	13,11	13	<b>8,95</b>
	Efluente	<b>4,85</b>	2,43	50,1	0,28	7,77	12	<b>5,23</b>
Fase E.2	Afluente	<b>10,26</b>	2,40	23,4	7,62	13,11	7	<b>11,07</b>
	Efluente	<b>5,39</b>	2,93	54,4	0,00	7,92	6	<b>6,40</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

**Figura 5.18:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de aumento de altura.



Comparados com os resultados dos experimentos de altura de queda de 1,0 m, o aumento na altura de queda livre reduziu as concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido para valores na ordem de 4,9 mg/L (Fase E.1) e 5,4 mg/L (Fase E.2) na saída da CD. Entretanto, foram observadas variações nos valores obtidos (Fase E.1: desvio padrão de 2,4 e coeficiente de variação de 20,2%, e Fase E.2: desvio padrão de 2,9 e coeficiente de variação de 54,4%). Esta alteração de altura de queda d'água, permitiu alcançar a média

de 53,2% de eficiência de remoção de sulfeto de hidrogênio na condição de “Fase E.1” (Tabela 5.21).

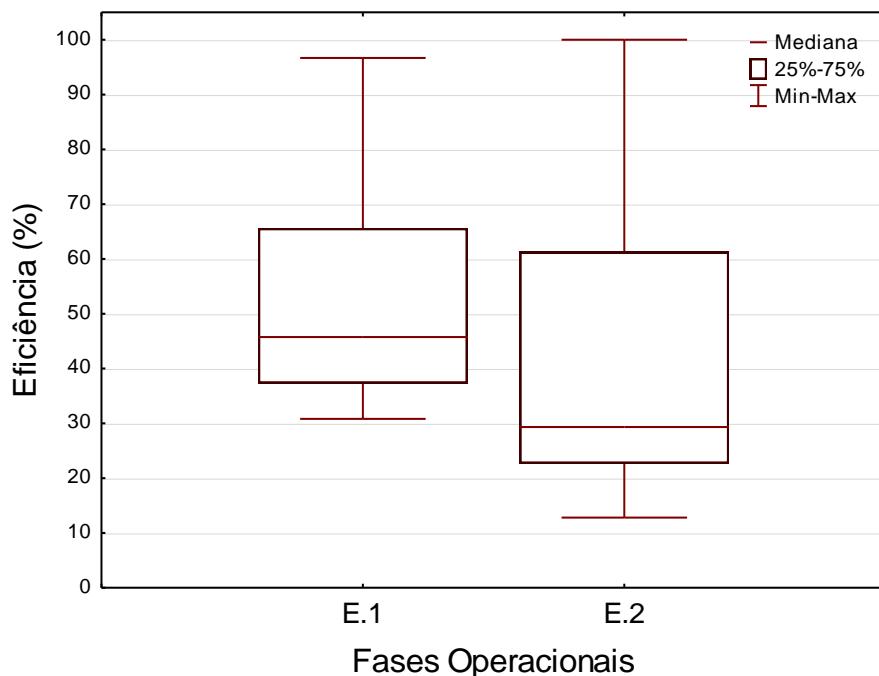
**Tabela 5.21:** Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido em CD na condição de aumento de altura.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase E.1	<b>53,20</b>	21,72	41,5	30,82	96,69	12	<b>43,76</b>
Fase E.2	<b>42,58</b>	32,76	76,9	12,80	100,00	6	<b>29,34</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Esse resultado de remoção de sulfeto de hidrogênio não representa ganhos de eficiências em relação ao experimento de alta carga, especialmente em relação a fase operacional que utilizou a relação rQ de 8,0 e obteve eficiência de 51,3%. Por outro lado, a Figura 5.19 mostra que diminuição de rQ no experimento “Fase E.2” trouxe uma aparente queda de eficiência de remoção de sulfeto de hidrogênio, na ordem de 56% na variação.

**Figura 5.19:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condição de aumento de altura.



Contudo, o teste de Mann Whitney aponta que não houve diferença estatística entre as duas fases, e, portanto, a redução de eficiência referida pode ser explicada pela variação nos dados de eficiência. Em termos dos gases residuais, foram detectadas médias de 231

ppm e medianas de 130 ppm de sulfeto de hidrogênio na Fase E.1 (Tabela 5.22), devido à diluição por ar de exaustão.

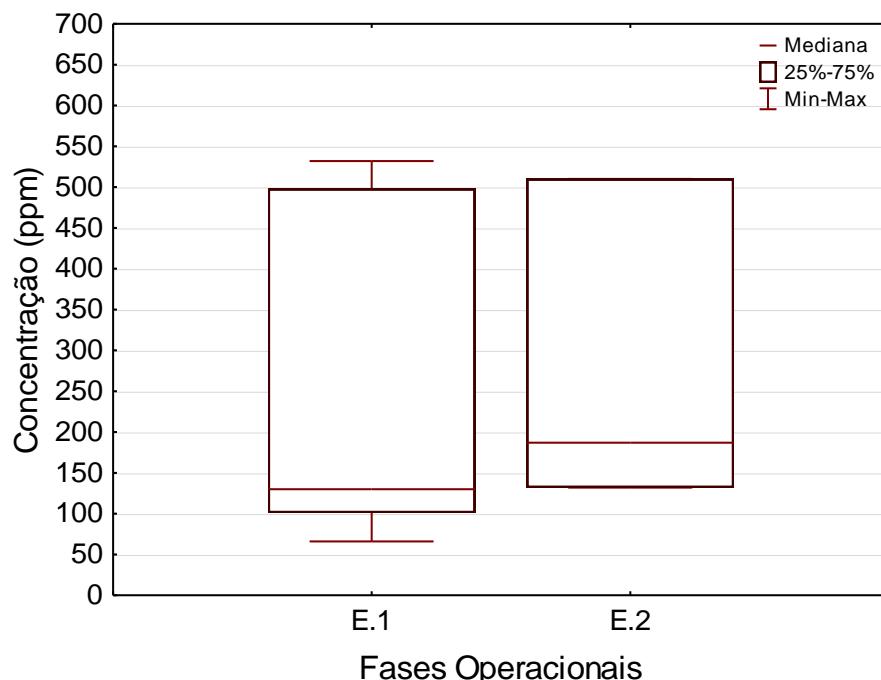
**Tabela 5.22:** Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condição de aumento de altura.

Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (ppm)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase E.1	<b>231</b>	196	84,8	66	532	7	<b>130</b>
Fase E.2	<b>276</b>	204	73,9	132	510	3	<b>187</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

As concentrações de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD de 1,5 m acompanharam os resultados obtidos nas configurações de CD de 1,0 m de alta carga (CHS), especificamente à medida que se implementou a relação rQ a partir da proporção 5:1 (Figura 5.20), ou seja, a partir da Fase D.4.

**Figura 5.20:** Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condição de aumento de altura.



Os altos padrões de diluição de sulfeto de hidrogênio foram observados também nos experimentos de baixa carga (e altura de 1,0 m), inclusive nos experimentos de Glória *et al.* (2016), tanto para CD com 1,0 m de altura (rQ de 1,6) como para 0,5 m (rQ de 0,8 a 1,6). Níveis semelhantes de concentrações de sulfeto de hidrogênio na fase gasosa também foram observados por Huete *et al.* (2016), que, utilizando uma coluna de 1,0 m

de preenchimento, obteve 419 ppm na saída de gás da coluna para uma condição  $rQ$  de 1,0 (e carga alta) e 359 ppm na condição de  $rQ$  de 0,5 (e carga intermediária).

Em uma síntese comparativa desses trabalhos, presume-se que o processo de dessorção do gás sulfeto de hidrogênio do efluente do reator anaeróbio seja limitada ao mecanismo de transferência de massa pela área de contato criado pelo líquido de queda, e nem tanto pelo mecanismo da turbulência na base da câmara provocada pela queda d'água. Comparando-se os resultados do gás residual nas duas fases desta configuração, observa-se que a concentração do sulfeto na Fase E.2 (média de 276 ppm e mediana de 187 ppm) não difere, em termos de valores absolutos, das concentrações obtidas na Fase E.1.

Assim, reforça que, também para o controle de sulfeto de hidrogênio, a redução de fornecimento de ar, em direção ao menor consumo energético, pode ser realizada sem grandes prejuízos ao sistema.

#### **5.4 Avaliação do preenchimento com meio de suporte**

A unidade CD de acrílico recebeu adaptações construtivas, conforme descrito no capítulo 4.3, para suportar preenchimento de anéis de plástico (*Pall Ring*) como meio de suporte para otimização dos processos de transferência de massa. Portanto, nesta etapa foram processadas as Fases F. Conforme resume a Tabela 5.23, o experimento manteve a CD de altura  $\Delta H = 1,5$  m e incorporou o preenchimento  $H'$  de 1,0 m.

**Tabela 5.23:** Parâmetros operacionais de experimentos para CD com preenchimento.

Fases experimentais	Parâmetros operacionais			Configuração	
	CHS ( $m^3/m^2 \cdot min$ )	$rQ$	N ( $h^{-1}$ )	$\Delta H$ (m)	$H'$ (m)
Fase F.1	0,30	17,7	159,7		
Fase F.2	0,30	0,1	1,2	1,5	1,0

Por conseguinte, a redução drástica de  $rQ$  de 17,7 na Fase F.1 para 0,1 na Fase F.2 teve o objetivo, por um lado, de avaliar os processos de dessorção e concentração do metano no gás residual, e, por outro, avaliar as tendências dos processos de oxidação de sulfeto de hidrogênio, via formulação da Equações 3.3 a 3.5.

#### 5.4.1 Controle de metano

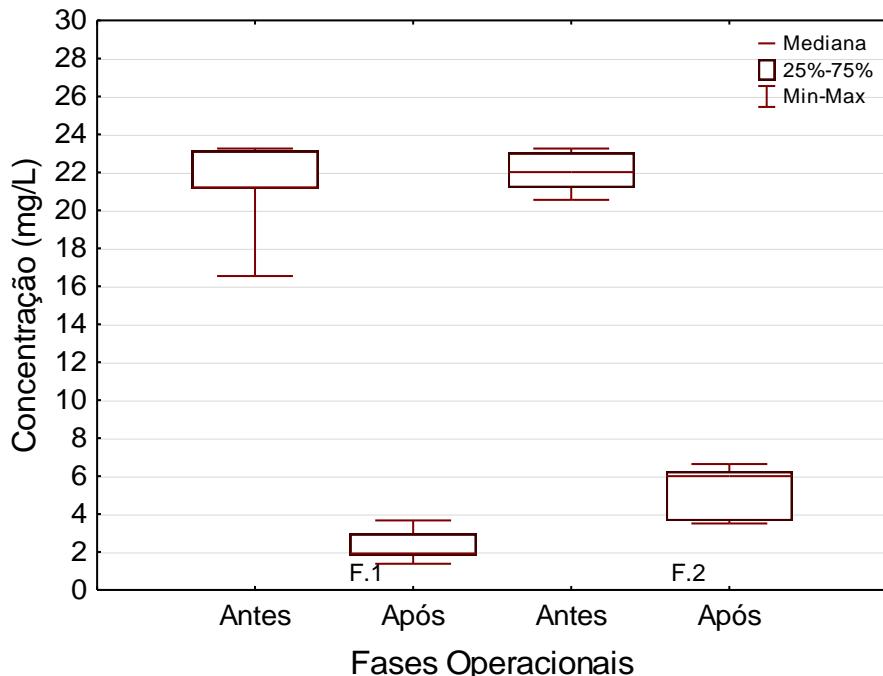
Na proposta de preenchimento, de fato, houve aumento a transferência de massa, produzindo concentrações de metano muito reduzidas no efluente da CD. Na faixa das relações rQ de 17,7 (Fase F.1) e rQ de 0,1 (Fase F.2) obtiveram-se concentrações na ordem de 2,3 mg/L a 5,1 mg/L, respectivamente (Tabela 5.24). E, de fato, como se observa nos gráficos da Figura 5.21, as concentrações de metano no efluente tiveram aumentos de 1,9 para 6,0 mg/L, quando a relação rQ saiu da faixa de 4,3 para 0,1.

**Tabela 5.24:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase F.1	Afluente	<b>21,31</b>	1,95	46,9	9,74	40,52	10
	Efluente	<b>2,32</b>	0,74	32,0	1,38	3,66	10
Fase F.2	Afluente	<b>22,08</b>	0,99	4,5	20,55	23,26	9
	Efluente	<b>5,11</b>	1,43	28,1	3,50	6,64	7

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

**Figura 5.21:** Concentrações de metano dissolvido na CD em condições de preenchimento.



Todavia, o que se observa na Tabela 5.25 é que, utilizando a CD com preenchimento, a remoção de metano situou-se em níveis de 89,0% na Fase F.1, patamares acima dos experimentos no mesmo aparato com queda livre: Fase F.1/Fase E.1 (63,7%).

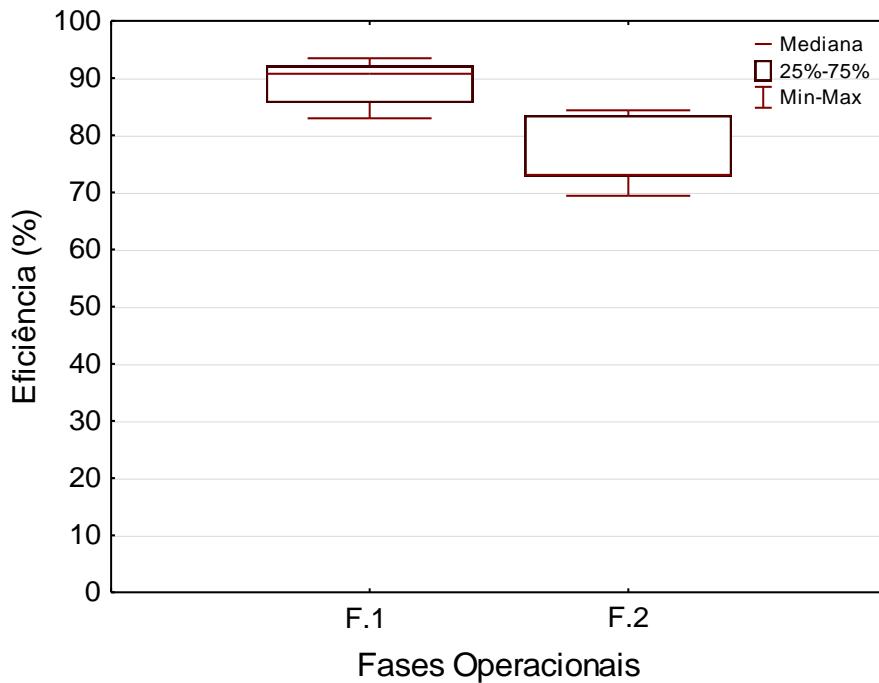
**Tabela 5.25:** Eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase F.1	88,97	3,92	4,4	82,95	93,47	10	90,76
Fase F.2	76,88	6,22	8,1	69,41	84,36	7	73,06

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Uma análise importante, com o decrescimento do fluxo de ar na Fase F.2 ( $rQ = 0,1$ ) houve uma elevação da concentração de metano no efluente da CD, causando uma queda aparente de 12% na eficiência global (Figura 5.22). Entretanto, o teste de Mann Whitney aplicado aos dois conjuntos de dados de eficiência (independentes) indicou que não há diferença estatística entre as Fases F.1 e F.2.

**Figura 5.22:** Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de preenchimento.



Portanto, utilizando o meio de suporte como maximizador de área de contato, a transferência de massa envolvida na remoção de sulfeto foi efetiva, com valores máximos de 88,8% (Fase F.1) e 76,9% (Fase F.2). Esses resultados acompanham os níveis de remoção de metano antes experimentados por Matsuura *et al.* (2015) e Huete *et al.* (2016). Em comparação com os trabalhos de Matsuura *et al.* (2015), utilizando esponja de poliuretano como meio de suporte e  $rQ$  de 1,0 a 1,67 para remover 67,3% de metano de

um efluente com  $0,0075 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{min}$ , considera-se este trabalho como um avanço no sentido que superou as eficiências médias, utilizou um meio de suporte convencional e de baixo custo, e aplicou cargas hidráulicas muito superiores.

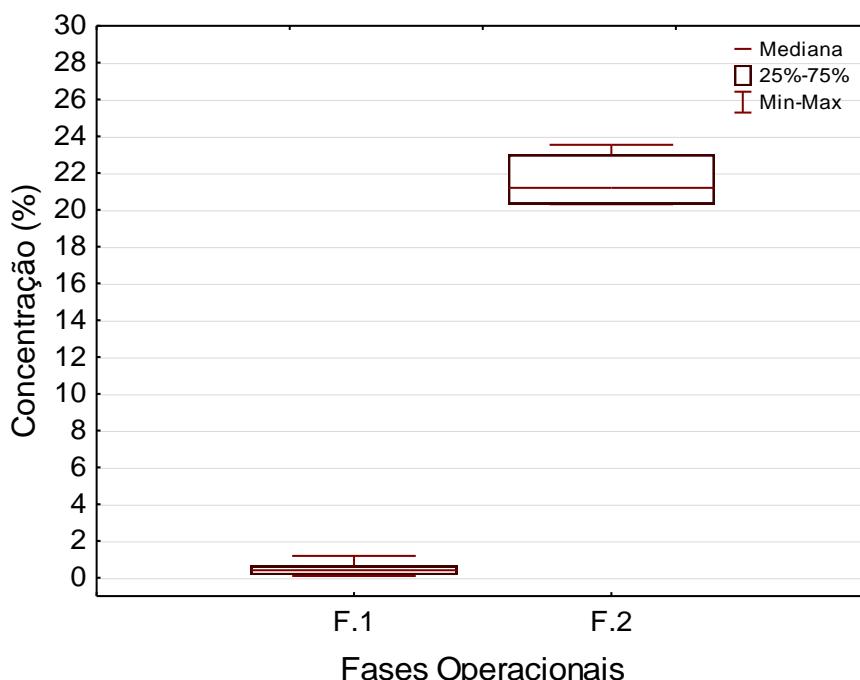
Observando as análises dos gases residuais na Tabela 5.26, os experimentos da Fase F.1 de maior eficiência global, em função de aplicação de maiores relações rQ, promoveram concentrações de 0,1% a 1,2% de metano no gás de exaustão da CD com preenchimento. Os resultados da Fase F.2, a qual foi operada com relações muito baixas, com rQ de 0,1, mantendo-se uma eficiência na ordem de 76,9%, houve produção de um gás de exaustão cuja concentração média foi de 21,7% (Figura 5.23).

**Tabela 5.26:** Concentração de metano no gás residual da CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase F.1	<b>0,45</b>	0,33	72,4	0,10	1,19	11	<b>0,41</b>
Fase F.2	<b>21,67</b>	1,52	7,0	20,30	23,54	5	<b>21,20</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

**Figura 5.23:** Box-Whiskers de concentração de metano no gás residual da CD em condições de preenchimento.



Portanto, ao contrário dos experimentos de queda livre operados em relações de ar muito baixas,  $rQ = 0,04$  (Fase D.1) e  $0,2$  (Fase D.2), esta Fase F.2 apresenta valores de metano

no gás residual aproximando da faixa de segurança de operação (VAN DER VAART, 1991), contudo acima do limite superior de explosão desse composto no ar (ENGINEERING TOOLBOX, 2017).

Nesse aspecto, a Fase F.2 permite possibilidades de manipulação do gás residual e promove a perspectiva de recuperação do gás metano para o biogás. Esse também é um avanço em relação aos estudos de Huete *et al.* (2016), no qual os autores obtiveram remoções de 99% de metano dissolvido e a fase gasosa com 2,7 a 4,5% de metano.

#### 5.4.2 Controle de sulfeto de hidrogênio

Para o controle de sulfeto dissolvido na CD de preenchimento, os experimentos das Fases F.1 e F.2 trouxeram resultados otimistas para o controle de sulfeto de hidrogênio no efluente (Tabela 5.27).

**Tabela 5.27:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase F.1	Afluente	<b>9,22</b>	3,78	41,0	5,05	17,03	9
	Efluente	<b>1,10</b>	0,64	57,8	0,50	2,23	9
Fase F.2	Afluente	<b>10,76</b>	2,93	27,3	7,52	17,03	9
	Efluente	<b>1,30</b>	1,41	108,1	0,17	0,42	5

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

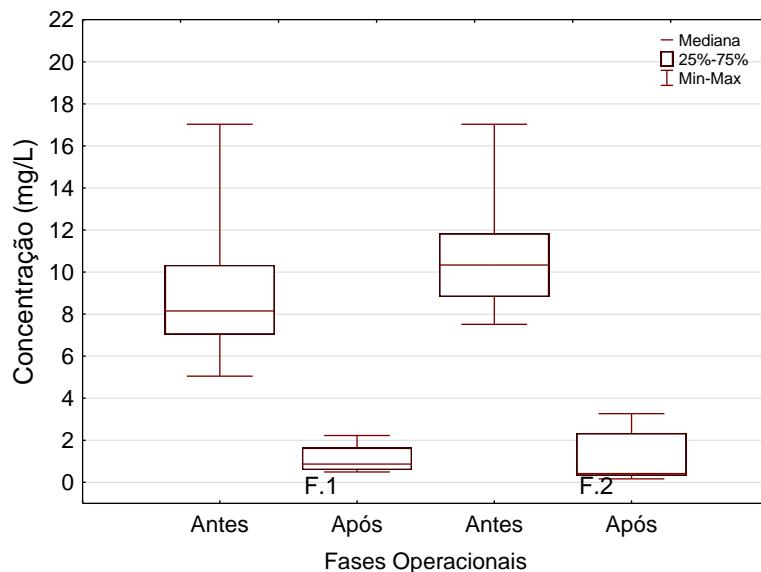
Essas análises para sulfeto de hidrogênio revelaram concentrações muito baixas no efluente da CD, tanto para a Fase F.1 de maior rQ (17,7) como para a Fase F.2 de rQ baixo (0,1). Em tais faixas de concentrações, as altas variações observadas (57,8% na Fase F.1 e 108,1% mg/L na Fase F.2) são compreensíveis, certamente, devido à determinadas limitações em técnicas de coleta, preservação e ensaio laboratorial.

Os valores absolutos das duas fases, seja em termos de média (1,1 mg/L na Fase F.1 e 1,3 mg/L na Fase F.2) ou de mediana (0,9 mg/L na Fase F.1 e 0,4 mg/L na Fase F.2), parece não haver diferenças das concentrações.

Outro aspecto observado, mesmo com a redução drástica na rQ da Fase F.2, conforme mostrado na Figura 5.24, as concentrações médias de 1,1 mg/L de sulfeto de hidrogênio

dissolvidos no efluente foram ainda menores que os 1,3 mg/L como média na Fase F.1, mesmo com o aumento de concentração afluente.

**Figura 5.24:** Concentrações de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de preenchimento.



Os resultados de eficiência (Tabela 5.28) atingiram os níveis mais altos quando comparados com as fases experimentais de CD simples de queda livre, sendo as operações com remoções estáveis de 86,0% na Fase F.1 e 86,8% na Fase F.2.

**Tabela 5.28:** Eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de preenchimento.

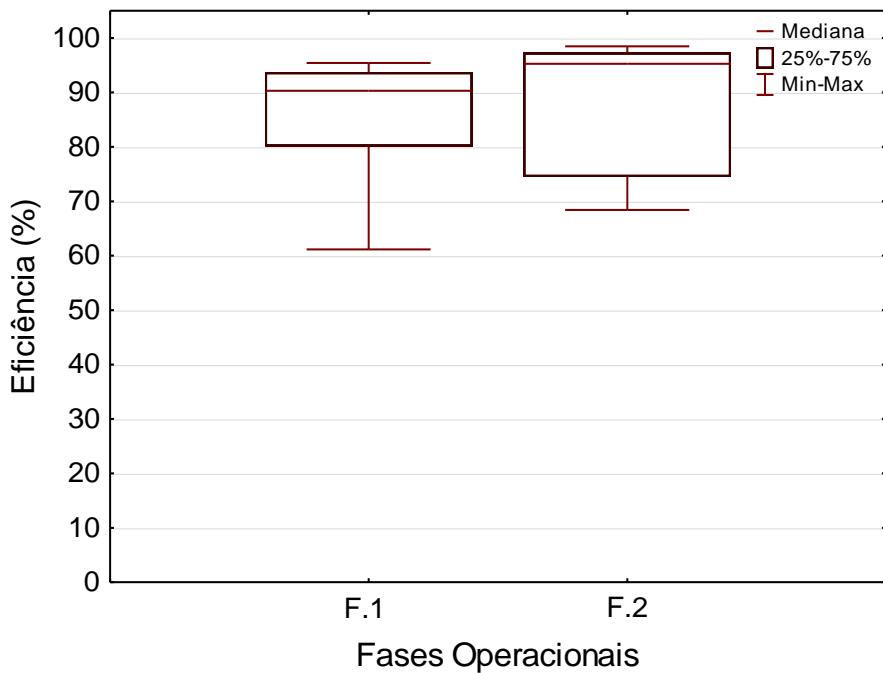
Fases operacionais	Estatísticas das eficiências (%)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase F.1	86,00	10,99	12,8	31,17	95,43	9	90,31
Fase F.2	86,79	14,18	16,3	68,42	98,46	5	95,25

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Ao contrário do comportamento observado no controle do metano dissolvido, a redução de rQ da Fase F.1 para a Fase F.2 elevou em 15% a eliminação do composto sulfeto de hidrogênio da fase líquida.

Porém conforme se compara nos gráficos da Figura 5.25, o teste de Mann Whitney veio a confirmar que não há diferenças estatísticas entre as análises de sulfeto de hidrogênio nas duas fases testadas.

**Figura 5.25:** Box-Whiskers de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de preenchimento.



Contudo, há que se observar que, mesmo na Fase F.1 houve maior concentração do sulfeto de hidrogênio na exaustão da CD utilizando preenchimento (Tabela 5.29).

**Tabela 5.29:** Concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de preenchimento.

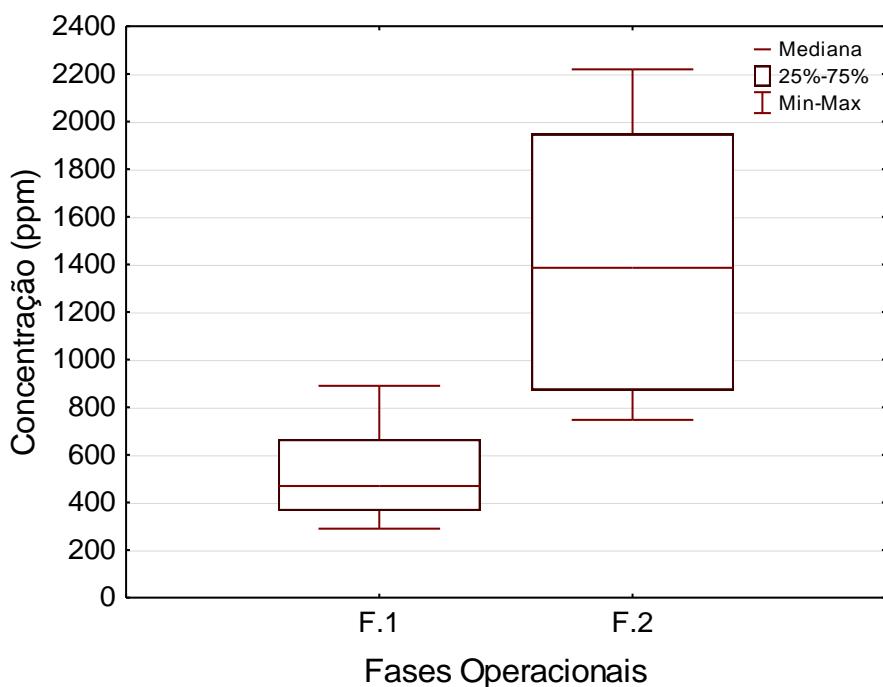
Fases operacionais	Estatísticas do gás residual (ppm)						
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana
Fase F.1	<b>523</b>	207	39,6	290	890	8	<b>470</b>
Fase F.2	<b>1426</b>	652	45,7	747	2220	6	<b>1386</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Portanto, esses valores (523 ppm na Fase F.1 e 1426 ppm na Fase F.2) sugerem uma melhor eficiência do processo de remoção do sulfeto de hidrogênio por dessorção para a fase gasosa.

Observando os patamares distintos das concentrações na Figura 5.26, o teste de Mann Whitney para as concentrações de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD apontou que as concentrações das fases apresentaram diferenças estatísticas.

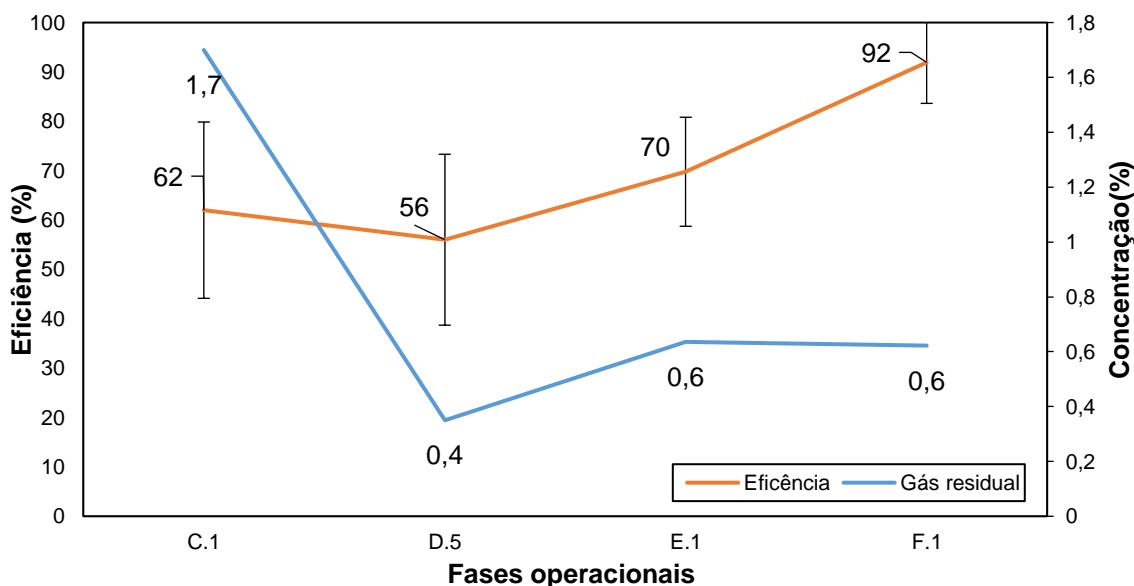
**Figura 5.26:** Box-Whiskers de concentração de sulfeto de hidrogênio no gás residual da CD em condições de preenchimento.



## 5.5 Síntese da avaliação do aumento de altura e preenchimento

A Figura 5.27 mostra ainda que a inserção de meio suporte proporciona um aumento de eficiência até um nível de 89,0%, indicando que a dessorção desse gás é cada vez mais favorecida quando são criadas cada vez maiores oportunidades de contato ar/líquido.

**Figura 5.27:** Curvas de eficiências de remoção de metano dissolvido na CD em condições de aumento de altura de queda e preenchimento.

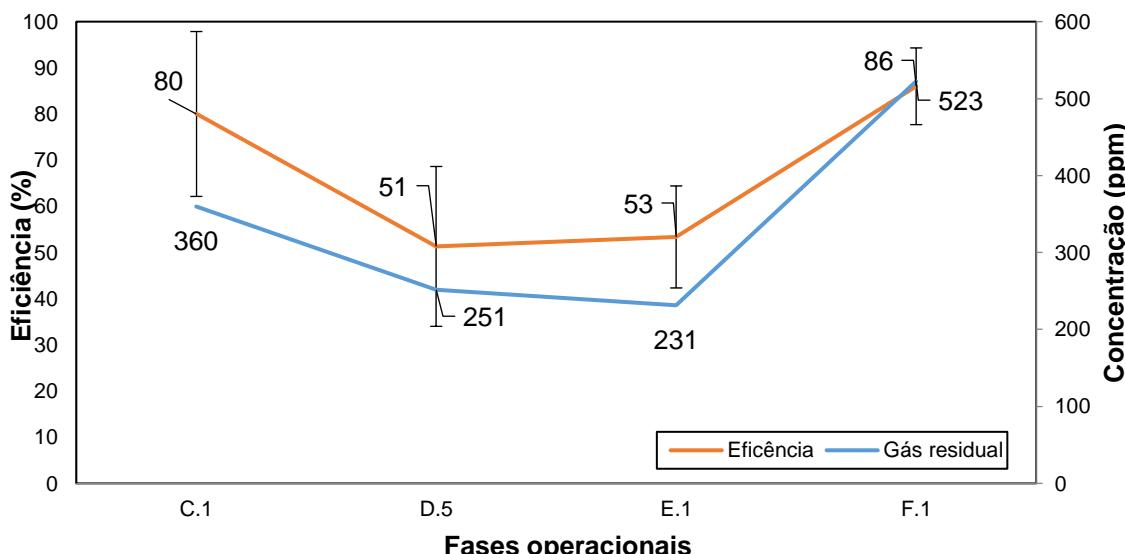


Em termos de controle de metano para ser removido no efluente do reator UASB, verifica-se que o aumento de altura de queda livre, em função do aumento de turbulência no interior da CD, há um ganho significativo de eficiências, a partir de 62,0% na CD de 0,5 m (GLÓRIA *et al.*, 2016) para 69,8% na CD com 1,5 m de altura útil.

Quanto aos gases residuais, tanto em termos de controle de metano como as concentrações de sulfeto de hidrogênio, foi verificado que a diluição mantém na faixa de 231 ppm a 360 ppm de sulfeto de hidrogênio, com um relativo deslocamento para 523 ppm na situação de maior eficiência de remoção desse composto da fase líquida. No caso do metano, as concentrações mantiveram-se em níveis de 0,5% a 1,7%, abaixo da faixa explosiva de operação.

Por outro lado, as remoções de sulfeto de hidrogênio (Figura 5.28) não acompanhou os aumentos de altura de queda, registrando relativa melhoria de 80,0% da condição e altura de queda de 0,5 m (GLÓRIA *et al.*, 2016) para 86,0% quando houve aumento de altura para 1,5 m e inserção de 1,0 m de meio de suporte. Os resultados indicam, portanto, que a evolução dos experimentos em direção de aumentar o contato ar/líquido para averiguar a remoção dos gases dissolvidos por dessorção não favorecem necessariamente o controle de sulfeto de hidrogênio.

**Figura 5.28:** Curvas de eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido na CD em condições de aumento de altura de queda e preenchimento.



Uma vez que a maior eficiência de remoção na fase líquida foi observada na condição em que houve maior contato do ar injetado com o líquido descendente através da superfície do meio de suporte, a indicação é de que o controle deste componente tem viés de remoção pela conversão bioquímica a compostos oxidados.

## 5.6 Balanço de massa

Neste capítulo, o balanço de massa é utilizado como um procedimento prático para avaliar os fluxos da fase gasosa, constituindo um instrumento para caracterizar as magnitudes das taxas dos compostos metano e sulfeto de hidrogênio no real processo de dessorção.

Os resultados deste tipo de cálculo terão determinados os valores e parcelas dos gases dissolvidos que foram, de fato, dessorvidos para o gás residual nos experimentos de recuperação.

### 5.6.1 Balanço de massa de metano

A Tabela 5.30 mostra a linha de operação da dessorção que determinou o fluxo de massa de metano nas Fases F.1 e F.2. A partir do roteiro de cálculo do capítulo 4.5 foram determinadas as parcelas de metano então dissolvidas no efluente do reator UASB recuperadas para a fase gasosa.

**Tabela 5.30:** Dados de balanço de massa de metano na CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Parâmetros de balanço para CH <sub>4</sub>			
	T (°C)	Concentração (mg/L)	Fluxo (g/d)	Balanço (%)
Fase F.1	Afluente	26,1	21,70	125,02
	Efluente	26,7	3,66	21,11
	Gás residual	27,7	0,16 <sup>a</sup>	70,02
Fase F.2	Afluente	26,6	23,03	36,01
	Efluente	27,1	6,25	80,12
	Gás residual	26,0	23,54 <sup>a</sup>	74,4

<sup>a</sup>Unidade de medida no gás residual: %.

Esses resultados vêm confirmar que o mais expressivo mecanismo de tratamento de metano dissolvido na CD com preenchimento é a dessorção, pois, a fase de baixo rQ (Fase F.2) obteve recuperação de 60,4% e a fase de rQ de 17,7 (Fase F.1) teve recuperação de 56,0%.

Com o mesmo propósito, o sistema piloto estudado por Matsuura *et al.* (2015), utilizando espuma de poliuretano como meio de suporte também apresentou recuperações na ordem de 67% para baixas cargas (CHS), e a unidade de preenchimento, também com *Pall Ring*, estudado por Huete *et al.* (2016) obteve resultados de cerca de 99% do metano dessorvidos para o gás residual da coluna.

De fato, é pertinente abordar que o balanço de metano na Fase F.1 tem um déficit de 12% e 27% na Fase F.2, e, tais parcelas sejam atribuídas à perdas eventuais na operação do aparato experimental, perdas no procedimento de coleta, realização de ensaio físico-químico, e, principalmente, uma menção ao processo de oxidação bioquímica do metano através dos microrganismos MOB.

### 5.6.2 Balanço de massa de sulfeto de hidrogênio

Quanto ao balanço de massa calculado para as espécies de sulfeto de hidrogênio na Fase F.2, verifica-se que se obteve apenas 1,0 % de recuperação desse gás, e 2,8% mantém-se dissolvido no efluente da CD (Tabela 5.31). Na Fase F.1 também houve grande contribuição do processo de dessorção do gás sulfeto de hidrogênio, recuperando cerca de 89,7% para o gás residual e apenas 6,09% desse composto manteve no efluente tratado da CD.

**Tabela 5.31:** Dados de balanço de massa de sulfeto de hidrogênio na CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Parâmetros de balanço para H <sub>2</sub> S			
	T (°C)	Concentração (mg/L)	Fluxo (g/d)	Balanço (%)
Fase F.1	Afluente	26,2	8,16	46,97
	Efluente	25,7	0,50	2,86
	Gás residual	27,7	400 <sup>a</sup>	42,13
Fase F.2	Afluente	26,6	11,84	68,18
	Efluente	27,1	0,32	1,87
	Gás residual	26,0	912 <sup>a</sup>	0,66

<sup>a</sup>Unidade de medida no gás residual: ppm.

Portanto, são resultados que apontam para o consumo de sulfeto de hidrogênio via mecanismo de dessorção, com o meio de suporte facilitando o desprendimento desse composto gasoso.

Verifica-se então que o desprendimento de sulfeto de hidrogênio foi mecanismo de tratamento relevante para elevadas relações rQ, e a oxidação prevaleceu nas condições de baixa introdução de ar.

A oxidação, por sua vez, deve ser avaliada idealmente por meio dos parâmetros sulfato, tiosulfato e enxofre elementar. Contudo, nesse trabalho, tal avaliação foi feita de forma exploratória.

Em termos comparativos, conforme discutido anteriormente, a câmara de preenchimento, nas suas configurações de Fase F.1 e Fase F.2 mostrou-se tão eficaz no controle de sulfeto de hidrogênio, tanto quanto a unidade de preenchimento estudada por *Huete et al.* (2016), porém com uma amplitude mais extensa para processos de oxidação.

Os estudos *Huete et al.* (2016) perceberam a dessorção entre 28 a 31%, enquanto que aplicando um rQ de 17,7, a remoção de sulfeto de hidrogênio foi estendida à níveis de 89,7% por esse mecanismo.

### 5.6.3 Oxidação de sulfeto a sulfato

Nos termos da oxidação prevista do sulfeto de hidrogênio, os resultados sintetizados na Tabela 5.32 apontam que a oxidação desse composto e seus íons ( $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{HS}^-$ ) na câmara de preenchimento com rQ de 0,1 teve um deslocamento para a formação e elevação das concentrações de sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) relativo às concentrações do afluente (R1).

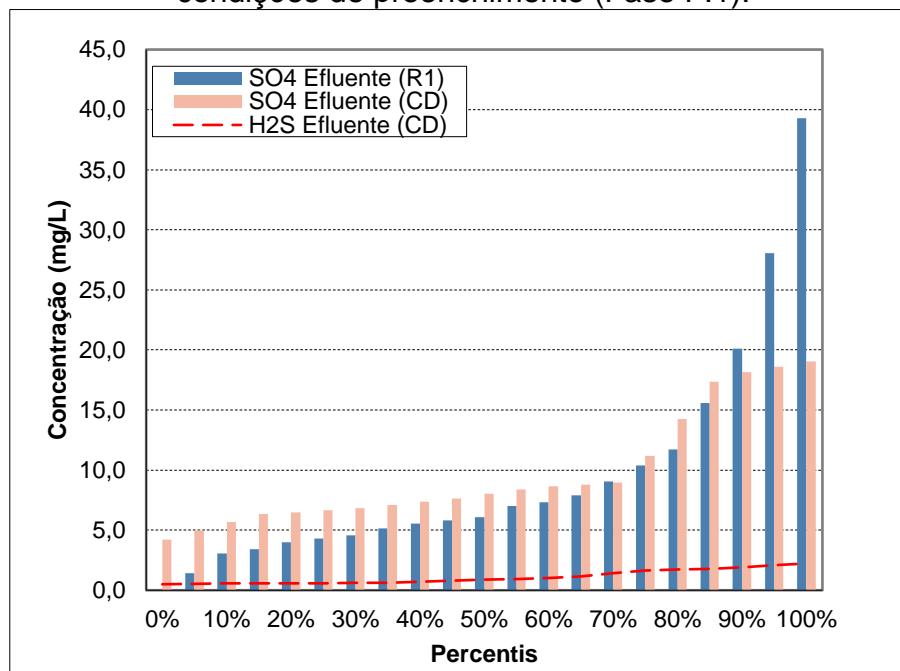
**Tabela 5.32:** Concentrações de sulfato na CD em condições de preenchimento.

Fases operacionais	Estatísticas das concentrações (mg/L)							
	Média	D. Padrão	Coef. Var <sup>a</sup>	Mínimo	Máximo	N dados <sup>b</sup>	Mediana	
Fase F.1	Afluente	<b>16,92</b>	9,86	58,3	8,44	19,02	8	<b>12,02</b>
	Efluente	<b>9,89</b>	5,46	55,2	4,23	9,89	8	<b>8,02</b>
Fase F.2	Afluente	<b>14,65</b>	7,12	48,6	7,97	25,40	7	<b>10,60</b>
	Efluente	<b>22,10</b>	9,43	42,7	6,02	29,87	5	<b>24,45</b>

<sup>a</sup> Coeficiente de variação (%); <sup>b</sup> Número de dados (unidade).

Operado em um meio de pH de 7,7 ( $\pm 0,3$ ), na condição experimental da Fase F.1 (alto rQ de 4,3), não houve oxidação a sulfato, uma vez que esse composto foi diminuído do efluente em 42% na média (Figura 5.29).

**Figura 5.29:** Gráficos de distribuição de frequência de sulfetos na CD em condições de preenchimento (Fase F.1).

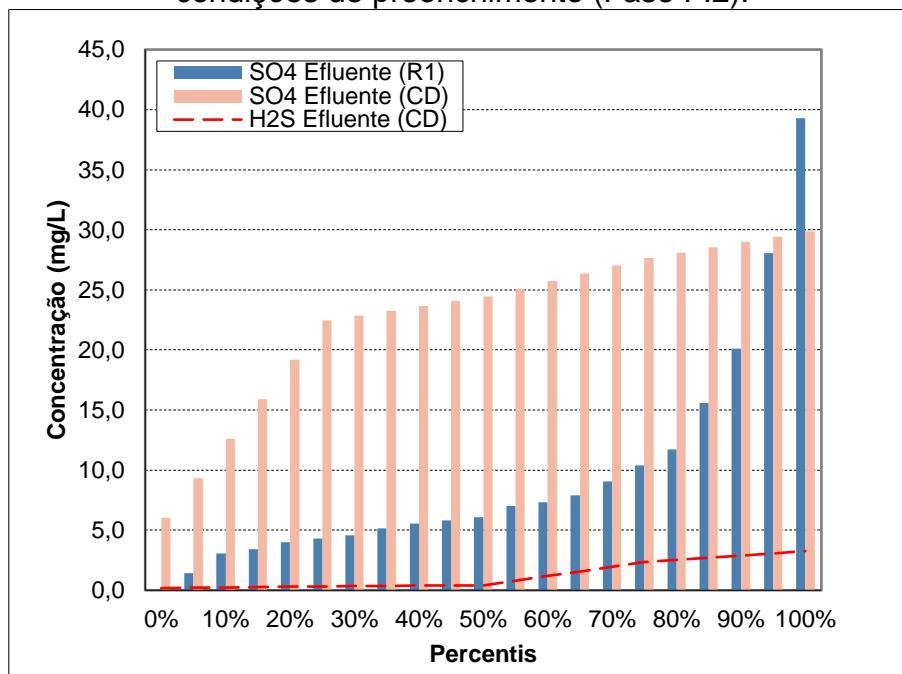


Ao passo que o balanço de massa da Tabela 5.31 indicou que houve conversão de cerca de 4,2% da massa de sulfeto de hidrogênio presente no efluente do reator anaeróbio, a concentração média de tiossulfato na condição da Fase F.1 foi aumentada de 5,6 ( $\pm$  1,7) mg/L para 6,0 ( $\pm$  6,6) mg/L no efluente da CD. Assim, sugerindo que a massa convertida tenha seguido a rota de oxidação a íons tiossulfato.

Nessa mesma linha de raciocínio, seria possível tecer uma análise exploratória sobre as parcelas dos 68,2 g/d do sulfeto de hidrogênio afluente na Fase F.2 pudera ser deslocada para a forma oxidada de tiossulfato (H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>). Contudo, neste trabalho não foi possível realizar tais ensaios.

Enquanto na condição experimental de baixo rQ (0,1), a Fase F.1 também operou em meio neutro de pH de 7,4 ( $\pm$  0,2), e, ao contrário da deficiente conversão a sulfato, em termos de valores médios, na Fase F.2 houve um deslocamento positivo de 123% do sulfato sobre à concentração do efluente do reator UASB (Figura 5.30), ao passo que o balanço de massa calculou apenas 1,0% do sulfeto de hidrogênio sendo dessorvido como gás residual e 3,0% e mantendo-se dissolvido no líquido efluente da unidade de CD (0,2%).

**Figura 5.30:** Gráficos de distribuição de frequência de sulfetos na CD em condições de preenchimento (Fase F.2).

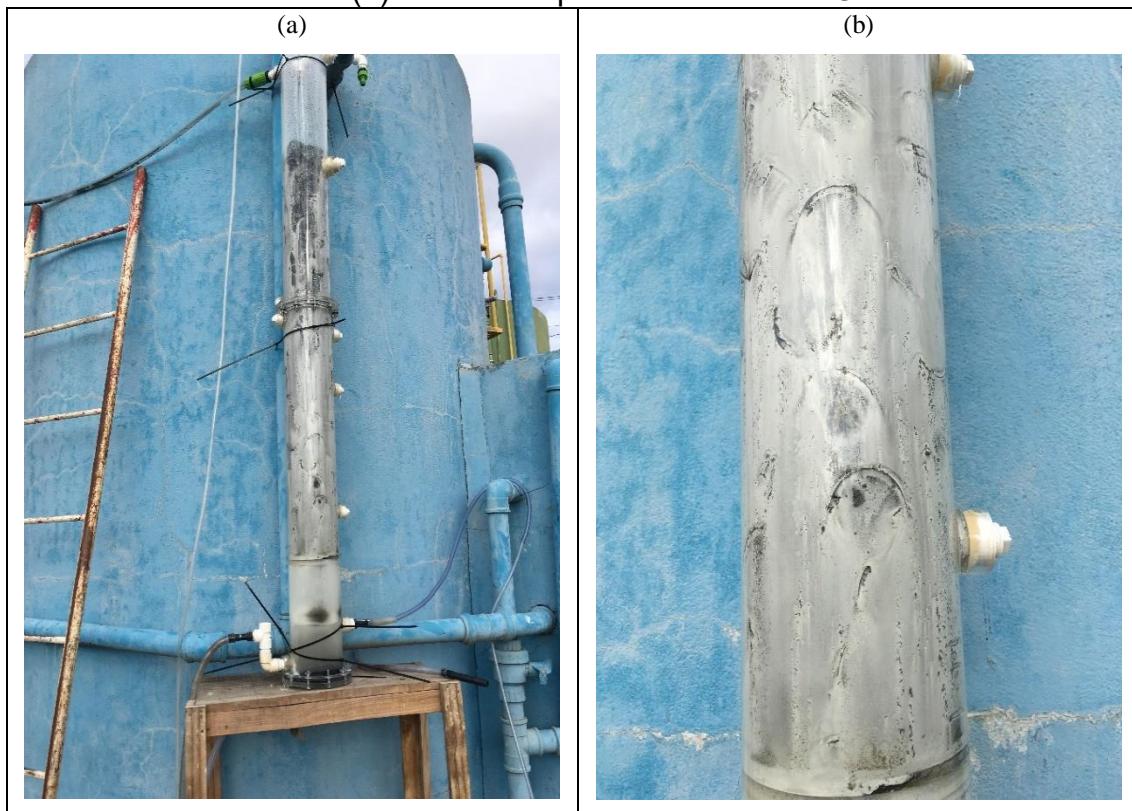


#### 5.6.4 Oxidação de sulfeto a enxofre elementar

Por outra via, este trabalho utilizou amostras dos experimentos da Fase F.2 para medir e analisar a fase sólida do efluente da CD, de forma a mensurar, que fosse à nível exploratório, a possível precipitação de enxofre elementar, uma vez que nesta operação os mecanismos de oxidação de sulfetos predominaram.

De fato, partiu-se de um indício de verificação visual, qual se observava, diferente de fases anteriores, uma deposição de um material particulado de coloração branca, conforme apresentado nas fotografias da Figura 5.31. Por conseguinte, com o objetivo de entender as características das partículas, amostras do efluente passaram por ensaios para medições da fração sólida, e os resultados são mostrados na Tabela 5.33. Além dos sólidos sedimentáveis (SSed), sólidos suspensos (SS) e suas frações voláteis (SSV) e fixas (SSF), a amostra passou por análise de enxofre elementar ( $S^0$ ) para delinear os caminhos de consumo de sulfeto de hidrogênio. Verificou-se que houve um depósito de 0,1 mL/L de sólidos com características sedimentáveis e um aporte de 4,0 mg/L de sólidos suspensos fixos. Por essas vias, mantém-se válido o pressuposto de 1,9 mg/L de enxofre que precipitou a partir da reação de oxidação de sulfeto de hidrogênio.

**Figura 5.31:** Fotografias da vista frontal da (a) configuração experimental “Fase F.2” e (b) detalhe da parede da unidade CD.



**Tabela 5.33:** Resultados das análises de sulfeto de hidrogênio dissolvido de experimentos de recuperação.

Fases operacionais	Parâmetros de sólidos				
	SSed (mL/L)	SS (mg/L)	SSV (mg/L)	SSF (mg/L)	S <sup>0</sup> (mg/L)
Fase F.2	Afluente	<b>0,17</b>	34,00	34,00	<b>0,00</b>
	Efluente	<b>0,27</b>	56,00	52,00	<b>4,00</b>

Dessa forma, uma avaliação desses resultados, ainda que em nível exploratório, permite esboçar estimativas de das parcelas de sulfeto de hidrogênio oxidadas a sulfato e enxofre elementar (Tabela 5.34). Na configuração experimental da Fase F.2, cuja introdução de ar pressupõe um rQ de 0,1, a oxidação bioquímica de sulfeto de hidrogênio alcança conversões de 20,0% em íons sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) e 2,6% em enxofre elementar. Ainda 1,0% teve desprendimento para a fase gasosa e 2,8% se manteve nas formas dos íons sulfeto no efluente da CD. Os cerca de 73,7% faltantes foram presumidos na conversão em íons tiosulfato ( $\text{S}_2\text{O}_3$ ).

**Tabela 5.34:** Dados de balanço de massa para sulfato e enxofre elementar na CD do experimento de recuperação.

<b>Parâmetros de balanço para H<sub>2</sub>S</b>				
		<b>Concentração (mg/L)</b>	<b>Fluxo (g/d)</b>	<b>Balanço (%)</b>
Fase F.2	Afluente	11,84	68,18	<b>100</b>
	Efluente	0,32	1,87	<b>2,75</b>
	Gás residual	912,00	0,66	<b>0,97</b>
<b>Parâmetros de balanço para SO<sub>4</sub><sup>2-</sup></b>				
	Afluente	14,65	84,38	
	Efluente	22,10	127,30	<b>20,00</b>
<b>Parâmetros de balanço para S<sup>0</sup></b>				
	Afluente	1,57	9,04	
	Efluente	1,88	10,83	<b>2,62</b>

<sup>a</sup>Unidade de medida no gás residual: ppm.

## 6 CONCLUSÕES

Com vista ao tratamento dos gases dissolvidos em efluentes de reatores UASB, a câmara de dessorção enquadra-se como alternativa tecnológica de unidade compacta e de simplicidade operacional para promover a remoção dos gases metano e sulfeto de hidrogênio.

As configurações operacionais experimentadas indicaram a dessorção como mecanismo de tratamento, e as melhores eficiências de controle desses gases conjugaram em determinadas dosagens de ar, cujas relações  $rQ$  (quociente entre vazões ar/líquido) melhores encontradas foram na faixa de 8,0 (alta carga hidráulica, cerca de 1,0  $m^3/m^2\cdot min$ ). Contudo, os experimentos de baixa carga (cerca de 0,1  $m^3/m^2\cdot min$ ) apontaram que as melhores eficiências requerem ainda menores esforços energéticos, remetendo à  $rQ$  de 1,6.

As avaliações indicaram ainda que o aumento da altura de queda d'água (1,0 para 1,5 m) melhora as eficiências da dessorção, uma vez que eleva a energia cinética da fase líquida. Tendo sido atingidas eficiências de cerca de 64% de remoção de metano dissolvido e 53% de remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido com cargas hidráulicas de 0,3  $m^3/m^2\cdot min$ .

Além disso, a câmara de dessorção apresenta flexibilidade para adaptações diversas, por exemplo, uma inserção de meio suporte poderá melhorar as eficiências de remoção e, até mesmo, possibilitar a recuperação do gás metano, que, devido a sua maior solubilidade, poderá ter o seu processo de desprendimento intensificado através das áreas de contato desses elementos.

De fato, utilizando anéis de plástico como meio de suporte nas condições de  $rQ$  utilizadas nos experimentos de câmara simples, atinge-se patamares bem superiores de eficiências. Portanto, as configurações exploradas neste trabalho avaliaram que, utilizando uma altura de 1,5 m, o sistema respondeu com 89% na remoção de metano e 86% para sulfeto de hidrogênio.

Ainda nessa configuração com meio de suporte, mas com valores muito baixos de  $rQ$  (cerca de 0,1), houve manutenção da dessorção do gás metano e adicionalmente proporcionou-se menor diluição do gás residual, e concentrações seguras e acima do

limite superior de explosão desse gás no ar. Dessa forma, entende-se que há eventual possibilidade de aproveitamento energético dessa mistura gasosa nessas condições.

Nessas condições de baixa relação rQ e contato ar/líquido através do meio de suporte, verifica-se que o gás sulfeto hidrogênio foi removido em cerca de 87%. Contudo, os resultados foram exploratórios e precisam de maiores confirmações.

Portanto, a Câmara de Dessorção, seja na sua versão simples somente com queda livre, mas especialmente composta por preenchimento, apresenta-se como alternativa simples e eficiente, seja se o objetivo buscado no tratamento de efluentes de reatores UASB for o controle de maus odores ou controle da emissão de metano para mitigação de gás de efeito estufa e, potencialmente, para aproveitamento energético, ou mesmo os ambos.

## 7 RECOMENDAÇÕES

Este trabalho cumpriu de forma fulcral os caminhos e mecanismo de tratamento de gases metano e sulfeto de hidrogênio em câmara de dessorção. Não somente, ainda explorou os caminhos e processos que buscam a recuperação, seja do gás metano para os fins energético, seja para recuperação de enxofre elementar para fins de agregar valor comercial do subproduto da ETE.

Conquanto, tais apontamentos explorados de aparatos de escala piloto, cabem algumas recomendações para estudos futuros:

- amplificar experimentos para recuperação de metano, de modo a obter curvas de desempenho da câmara de dessorção;
- amplificar experimentos para recuperação de enxofre, de modo a obter curvas de desempenho da câmara de dessorção;
- realizar experimentos de combinações de câmaras de queda livre e com preenchimento e avaliar os parâmetros de desempenho da câmara de dessorção a partir de efluentes de cada vez menores concentrações de gases dissolvidos;
- realizar um trabalho de foco em determinar o balanços de energia da câmara de dessorção;
- buscar ampliação de escala da unidade a partir dos parâmetros determinados como ótimos neste trabalho, e validá-los em *scale-up*;
- realizar um trabalho de foco de aspectos de segurança dos equipamentos e operação da câmara de dessorção;
- realizar um trabalho de foco comparativo com outras técnicas de purificação de efluente de reator UASB para metano e sulfeto de hidrogênio;
- levantar elementos e realizar trabalho de foco em determinar os investimento de capital (CAPEX) e despesas operacionais (OPEX) envolvidos na técnica de câmara de dessorção;
- realizar um trabalho de foco em determinar as confrontantes do retorno de investimento (playback) em câmara de dessorção.

## **8 REFERÊNCIAS**

- AISSE, M.M., LOBATO, M.B., BONA, A., GARBOSSA, L.H.P. Estudo comparativo do reator UASB e do reator anaeróbio compartimentado sequencial no tratamento de esgoto sanitário. IN: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre. Anais... Porto Alegre: AIDIS, 2000.
- ALBERTO, M.C.R., ARAH, J.R.M., NEUE, H.U., WASSMANN, R., LANTIN, R.S., ADUNA, J.B., BRONSON, K. F. A sampling technique for the determination of dissolved methane in soil solution. Chemosphere: Global Change Science, v.2, p.57-63, 2000.
- ALVES, H.B., MOCHIDA, G.A., DA CRUZ, G.J.G., DUMA, M.; GOMES, C.S. Precipitação química e cloração para combate a maus odores em estações de tratamento de esgoto anaeróbias. Sanare: Revista Técnica da Sanepar, v.21, n.21, p. 19-32, 2004.
- APHA, AWWA, WEF. Standard Methods for examination of water and wastewater. 22nd ed. Washington: American Public Health Association; 2012, 1360 p.
- ARNESEN, A. S., SAMPAIO, A. O. Tratamento dos gases odorantes de EEE e ETE por biofiltração. IN: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2013, Goiânia. Anais... Goiânia: ABES, 2013.
- BANDARA, W.M., SATOH, H., SASAKAWA, M., NAKAYARA, Y., TAKASHI, M. OKABI, 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, p. 3533-3540, 2011.
- BAUDEZ, J.C., MARKIS, F., ESHTIAGHI, N., SLATTER, P. The rheological behaviour of anaerobic digested sludge. Water research, v. 45, n. 17, p. 5675-5680, 2011.
- BERNI, M., DORILEO, I., NATHIA, G., FOSTER-CARNEIRO, T., LACHOS, D., SANTOS, B.G.M. Anaerobic Digestion and Biogas Production: Combine Effluent Treatment with Energy Generation in UASB Reactor as Biorefinery Annex. International Journal of Chemical Engineering, p. 1-8, 2014.

BONIN, C., MARTIN, MARTIN, G., GRAGNIC, G. Bioepuration de gaz odorants de stations d'epuration d'eaux urbaines. II Simposium International sur la caractérisation et la réduction des émissions d'odeurs et de COV dans l'industrie de procédés. Louvain-la-Neuve (Bélgica), 1993.

BOTHEJU, D., GLARBORG, P., TOKHEIM, L-A. The Use of Amine Reclaimer Wastes as a NOx Reduction Agent. Energy Procedia, v.37, p. 691-700, 2013.

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.

BMU. Development of renewable energy sources in Germany. Graphics and tables Version: July 2012. BMU-KI III - Based on statistical data from the Working Group on Renewable Energy-Statistics (AGEE-Stat). Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit, 2011.

CAKIR, F.Y., STENSTROM, M.K. Greenhouse gas production: A comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. Water Research, v.39, p.4197-4203, 2005.

CAO, Y.; PAWŁOWSKIA, A. Sewage sludge-to-energy approaches based on anaerobic digestion and pyrolysis: Brief overview and energy efficiency assessment. Renewable and Sustainable Energy Reviews. v.16, p. 1657-1665, 2012.

CARDOSO, F.A., SOUZA, M.L., HARTMANN, C.M., GOMES, D. Minimização do odor em estação de tratamento de esgoto através da utilização de peróxido de hidrogênio como oxidante de sulfeto de hidrogênio. 26º Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental da ABES (Porto Alegre/Brasil), 2011.

CHANG, F.Y.; LIN, C.Y. Biohydrogen production using an up-flow anaerobic sludge blanket reactor. International Journal of Hydrogen Energy, v. 29, n. 1, p. 33-9, 2004.

CHERNICHARO, C.A.L (Coordenador). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Rio de Janeiro: FINEP/PROSAB, 2001, 540 p.

CHERNICHARO, C.A.L. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores anaeróbios. 2<sup>a</sup> Edição, Volume 5. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA/UFMG, 2007. 379 p.

CHERNICHARO, C. A. L., STUETZ, R. M., SOUZA, C. L., MELO, G. C. B. Alternativas para o controle de emissões odorantes em reatores anaeróbios tratando esgoto doméstico. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 15, n. 13, p. 229-236, 2010.

CHERNICHARO, C.A.L., VAN LIER, J.B., NOYOLA, A., RIBEIRO, T.B. Anaerobic sewage treatment: state of art, constraints and challenges. *Rev Environ Sci Biotechnol*, n.14, p. 649-679, 2015.

CREMASCO, M. A. Fundamentos de transferência de massa. Campinas: Editora Unicamp, 1998.

COPASA. ETE Arrudas. Belo Horizonte: Companhia de Saneamento de Minas Gerais. Disponível em:  
<http://www.copasa.com.br/wps/portal/internet/imprensa/noticias/releases/2012/maio/ete-arrudas-20050310-ie470/>. Acessado em 02 jun 2017.

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.

COURAS, C.S., LOUROS, V.L., GRILLO, A.M., LEITÃO, J.H., CAPELA, M.I., ARROJA, L.M., NADAIS, M.H. Effects of operational shocks on key microbial populations for biogas production in UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactors. *Energy*, v. 7, n. 25, p. 866-874, 2014.

CUSSLER, E. L. Diffusion mass transfer in fluid systems. 2th edition Cambridge University Press, 2009. 631 p.

DESA. CePTS - Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento da UFMG/Copasa. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Ambiental e Sanitária, 17p. Disponível em: [http://www.desa.ufmg.br/docs/livreto\\_CePTS.pdf](http://www.desa.ufmg.br/docs/livreto_CePTS.pdf). Acessado em 02 jun 2017.

DÍAZ, I.; PÉREZ, S.I., FERRERO, E.M., FDZ-POLANCO, M. Effect of oxygen posing point and mixing on the microaerobic removal of hydrogen sulphide in sludge digesters. *Bioresource Technology*, v.102, p. 3768-3775, 2011.

DOMÍNGUEZ, A., MENÉNDEZ, J.A., PIS, P.P. Hydrogen rich fuel gas production from the pyrolysis of wet sewage sludge at high temperature. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, v. 77, p.127-132, 2006.

DWA. DWA-M 363: Origem, tratamento e utilização do biogás. DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef, 2010.

ENGINEERING TOOLBOX. Gases - Explosion and Flammability Concentration Limits. Disponível em: <[http://www.engineeringtoolbox.com/explosive-concentration-limits-d\\_423.html](http://www.engineeringtoolbox.com/explosive-concentration-limits-d_423.html)>. Acessado em 02 jun 2017.

EPA. Opportunities for Combined Heat and Power at Wastewater Treatment Facilities: Market Analysis and Lessons from the Field. EPA, U.S. Environmental 158 Protection Agency. U.S. Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership, 2011.

FEUP. Transferência de massa. Faculade de Engenharia da Universidade do Porto. Departamento de Engenharia Qímica. Portal Laboratórios Virtuais de Processos Químicos. Disponível em: <[http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com\\_content&task=view&id=249&Itemid=423](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=249&Itemid=423)>. Acessado em 18 jun 2017.

FUNASA.. Manual de saneamento básico: orientações técnicas. 3<sup>a</sup> Edição. Brasília: Fundação Nacional de Saúde, 2007, 408p.

GINORIS, Y.P.; GHESTI, G.F.; MALAFAIA, F.R.; BRASIL, A.; MACEDO, J.L.; ITAI, Y. Evaluation of municipal sewage sludge as a biomass resource for the production of energy by gasification. 13th International Symposium on Energy from Biomass and Waste. Venice, Italy. 2010.

GLÓRIA, R.M., MOTTA, T.M., SILVA, P.V.O., 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.

GOOGLE EARTH. Google Earth - Mapas. Disponível em: <<https://www.google.com.br/intl/pt-PT/earth/>>. Acessado em 02 jun 2017.

HANSON, R.S., HANSON, T.E. Methanotrophic bacteria. Microbiological Reviews, v. 60, n. 2, p. 439-471, 1996.

HARTLEY K., LANT, P. Eliminating Non-Renewable CO<sub>2</sub> Emissions From Sewage Treatment: An Anaerobic Migrating Bed Reactor Pilot Plant Study. Biotechnology and Bioengineering, v.95, n.3, p.384-398, 2006.

HATAMOTO, M. YAMAMOTO, H., KINDAICHI, T., OZAKI, N., OHASHI, A. Biological oxidation of dissolved methane in effluents from anaerobic reactors using a down-flow hanging sponge reactor. Water Research, n.44, p. 1409-1418, 2010.

HEERTJES, P.M.; VAN DER MEER, R.R. Dynamics of liquid flow in an upflow reactor used for anaerobic treatment of wastewater. Biotechnology and Bioengineering, n. 20, 1577-1594, 1978.

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.

HUDSON, N., AYOKO, G.A. Odour sampling. 1. Physical chemistry considerations. Bioresource Technology, v.99, p. 3982-3992, 2008.

HUETE, A., COBOS-VASCONCELOS, D., MORGAN-SAGASTUME, J., GÓMES-BORRAZ, T., NOYOLA, A. Eliminación biológica de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S disueltos en el efluente de un reactor anaerobio que trata aguas residuales municipales. IV Conferencia Latinoamericana de Saneamiento (Lima/Perú), 2016.

INPE. Dados observacionais. Brasília: Instituto Nacional de Pesquisas Espaciais. Disponível em: <<http://bancodedados.cptec.inpe.br/>>. Acessado em 26 mai 2017.

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

KELLER, J., HARTLEY, K. Greenhouse gas production in wastewater treatment: process selection is the major factor. *Water Science and Technology*, v.47, n.12, p.43-48, 2003.

KIRK, R.; OTHMER, D.F.; MARK, H.F. Kirk-Othmer Encyclopaedia of Chemical Technology. 3rd Edition. New York: Wiley, 1984.

KRAYZEOVA, M.; BARTACEK, J.; KOLESAROVA, N.; JENICEK, P. Microaeration for hydrogen sulfide removal in UASB reactor. *Bioresource Technology*, n.172, p. 297-302, 2014.

LETTINGA G. Introduction. In: International course on anaerobic treatment. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17-28 Jul 1995.

LETTINGA, G.; HULSHOFF-POL, L.W. UASB - Process design for various types of wastewaters. *Water Science and Technology*, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, n. 25, p. 1701-1723, 1983.

LETTINGA, G.; VAN NELSEN, A.F.H.; HOBMA, S.W.; DE ZEEU, W.W.; KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, n. 25, p. 1701-1723, 1980.

LETTINGA, G.; VINKEN, J.N. Feasibility of the upflow anaerobic sludge blanket (UASB) process for the treatment of low strength water. Proceedings of the 35th Purdue Industrial Waste Conference, p. 625-634, 1980.

LIMA, A.B.B.V. Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio em sistema sequencial constituído de ozonização em processo biológico aeróbio. Dissertação de Mestrado-Hidráulica e Saneamento-Universidade de São Paulo, 2006, 99 f.

LOBATO, L. C. S. Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico. 2011. 184 f. Tese de Doutorado-Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos- Universidade Federal de Minas Gerais, Minas Gerais, 2011.

McDONALD, I.R. BODROSSY, L., CHEN, Y., MURRELL, J.C. Molecular ecology techniques for the study of aerobic methanotrophs. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 74, n. 5, p. 1305-15, 2008.

MACEDO, F.J., MAESTRI, R S., MAGO, A.D., HOINASKI, L., LISBOA, H M., BELLÍ FILHO, P. Avaliação das emissões odorantes de uma estação de tratamento de esgotos e a eficiência de um biofiltro para tratamento de odores. IN: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2013, Goiânia. Anais... Goiânia: ABES, 2013.

MACHADO, L.M., MELO, D.F., SOUZA, C.L, SANTO, B.C.E., ALVES, L.S. Projeto e implantação de câmara de dessorção de metano e sulfeto de hidrogênio dissolvidos em efluentes de reatores UASB tratando esgoto doméstico. IN: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 29, 2017, São Paulo. São Paulo: ABES, 2017.

MARIN, C. A., ISHISATO, E. M., BONGIOLO, A. A., LEITE, B. Z. Estudo de caso: Aplicação de peróxido de hidrogênio para oxidação de sulfetos em sistema anaeróbio de grande porte. IN: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2013, Goiânia. Anais... Goiânia: ABES, 2013.

MATSUURA, 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.

METCALF, L.; EDDY, H.P. Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos. 5<sup>a</sup> Edição. São Paulo: McGraw-Hill, 2016. 2008 p.

MWH. Water Treatment: Principles and Design. 2th edition. New Jersey: John Wiley & Sons, 2005, 1948 p.

NADAIS, H., BARBOSA, M., CAPELA, I., ARROJA, L., RAMOS, C.G., GRILO, A., SOUZA, S.A., LEITÃO, J.H. Enhancing wastewater degradation and biogas production by intermittent operation of UASB reactors. *Energy*, v. 36, n. 4, p. 2164-2168, 2011.

NOYOLA, A., SAGASTUME, J.M.M., HERNANDEZ, J.E.L. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odor control and energy resource recovery. *Environmental Science Biotechnology*, v.5, p. 93-114, 2006.

OLIVEIRA, C.J.S. Avaliação da microaeração na eficiência, estabilidade operacional, qualidade do biogás e controle de odor em sistemas anaeróbios de tratamento. 2013. 105 f. Dissertação de mestrado-Engenharia Civil-Universidade Federal do Ceará, 2013.

OLIVEIRA, S.C. Tratamento estatístico de dados ambientais (apostila). Belo Horizonte: SMARH/UFMG, 2014, 140 p.

PAGLIUSO, J.D.; PASSIG, F.H.; Villela, L.C.H. Odour treatment and energy recovery in anaerobic sewage treatment plants. VII Oficina e Simpósio Latino-Americano de Digestão Anaeróbia (Mérida, Yucatán/ México), IWA/FEMISCA, 2002.

PAUSS A, ANDRE G, PERRIER M, GUIOT S R. Liquid-to-gas mass transfer in anaerobic processes: Inevitable transfer limitations of methane and hydrogen in the biomethanation process. *Appl Environ Microbiol*, v. 56, n. 6, p. 1636–1643, 1990.

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

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

PÖPEL, H.J. Aeration and gas transfer. 2ed Delft, Delft University of Technology 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.

ROSA, A. P. Aproveitamento de biogás e lodo excedente de reatores UASB como fonte de energia renovável em estações de tratamento de esgoto. 2013. 152 f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2013.

SAWYER, C.N., MCCARTY P.L., PARKIN, G.F. *Chemistry for Environmental Engineering and Science*. 5 th Edition, McGraw-Hill. 2003

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. *Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química*. São Paulo: LTC, 2007. 640 p.

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

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

SOUZA, C.L. CHERNICHARO, C.A.L., PEREIRA, J.O., MELO, G.C., AQUINO, S.F. Determinação de metano dissolvido em efluentes de reatores UASB: identificação da perda potencial energético e das emissões de gás de efeito estufa. *Anais do 25º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Recife, 2009.

SUBTIL, E. L. Avaliação da redução de sulfato e produção de sulfeto dissolvido em reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando esgoto sanitário em escala real. Dissertação

apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental - Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo. Vitória, 2007, 100f.

TAKAHASHI, M., TAKASHI, Y., KURAMOTO, Y., NAGANO, A., SHIMOZAKI, S., SUMINO, H., ARAKI, N., YAMAZAKI, S., KAWAKAMI, S., HARADA, H. Performance of a pilot-scale sewage treatment: An up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) and a down-flow hanging sponge (DHS) reactors combined system by sulfur-redox reaction process under low-temperature conditions. *Bioresource Technology*, n.102, p. 753-757, 2011.

TANAKA, Y. A dual purpose packed-bed reactor for biogas scrubbing and methane-dependent water quality improvement applying to a wastewater treatment system consisting of UASB reactor and trickling filter. *Bioresource technology*, v. 84, n. 1, p. 21-28, 2002.

TREYBAL, R.E. *Mass transfer operation*. London: McGraw-Hill, 1981.

VAN DER VAART, D.R.; VATUVUK, W.M.; WEHE, A.H. Thermal and catalytic incinerators for the control of VOCs. *Journal of the Air and Waste Management Association*, v. 41, n. 1, p. 92, 1991.

VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbio de esgoto. Um manual para regiões de clima quente*. Campina Grande: Universidade Federal da Paraíba, 1994. 242 p.

VAN LIER, J.B., TILCHE, A., AHRING, B.K, MACARIE, H., MOLETTA, R., DOHANYOS, M., HULSHOFF POL, L.W., LENN, P., VERSTRAETE, W. New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, v. 43, n. 1, p. 1-18, 2001.

VON SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 1: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. 1<sup>a</sup> Edição. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1995, 240 p.

YEO, J., AN, J., REID, R., RITTMAN, B.E., LEE, H-S. Contribution of liquid/gas mass-transfer limitations to dissolved methane oversaturation in anaerobic treatment of dilute wastewater. *Environmental Science & Technology*, n.49, p. 10366–10372, 2015.

**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	<p>Machado, Lucas Martins.</p> <p>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.</p> <p>1 recurso online (xii, 102 f.: il. color.) : pdf.</p> <p>Orientador: Cláudio Leite de Souza.</p> <p>Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.</p> <p>Bibliografia: f. 98-102.</p> <p>Exigências do sistema: Adobe Acrobat Reader.</p> <p>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.</p>
	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 LEME DE SOUZA - Orientador

Prof. CARLOS AUGUSTO LEMOS CHURICHARO -

Prof. GUSTAVO RAFAEL COLERE POSSETTI

Prof. EMANUEL MANFRED FREIRE BRANDT

Aprovada pelo Colegiado do PG SMARH

Prof. Taciana Toledo de Almeida Albuquerque

Subcoordenadora

Belo Horizonte, 14 de junho de 2018.

Venho final aprovada por

Prof. Claudio Leme 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 afluente de esgoto e vazão de exaustão ( $rQ$ ) foi de 0,06, concentrando assim, o metano no gás residual gerado. As eficiências de remoção 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 CH<sub>4</sub>. 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 H<sub>2</sub>S and 61% in CH<sub>4</sub>. 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 H<sub>2</sub>S and 82% for CH<sub>4</sub>. 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 removal efficiencies found were on average 65% for H<sub>2</sub>S and 57% for CH<sub>4</sub> 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 <sub>2</sub> 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 <sub>4</sub> em H <sub>2</sub> 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

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>18</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS .....</b>	<b>21</b>
2.1	OBJETIVO GERAL .....	21
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	21
<b>3</b>	<b>REVISÃO DA LITERATURA .....</b>	<b>22</b>
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 <sub>4</sub> E H <sub>2</sub> 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
<b>4</b>	<b>MATERIAL E MÉTODOS .....</b>	<b>51</b>
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
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>69</b>
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
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>111</b>
6.1	OBJETIVO ESPECÍFICO 1 .....	111
6.2	OBJETIVO ESPECÍFICO 2 .....	112

6.3	OBJETIVO ESPECÍFICO 3 .....	112
<b>7</b>	<b>RECOMENDAÇÕES.....</b>	<b>112</b>
<b>8</b>	<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>114</b>

## 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 ( $\text{CH}_4$ ) e sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ) 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  $\text{H}_2\text{S}$ , 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<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub> e remoção de H<sub>2</sub>S 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).

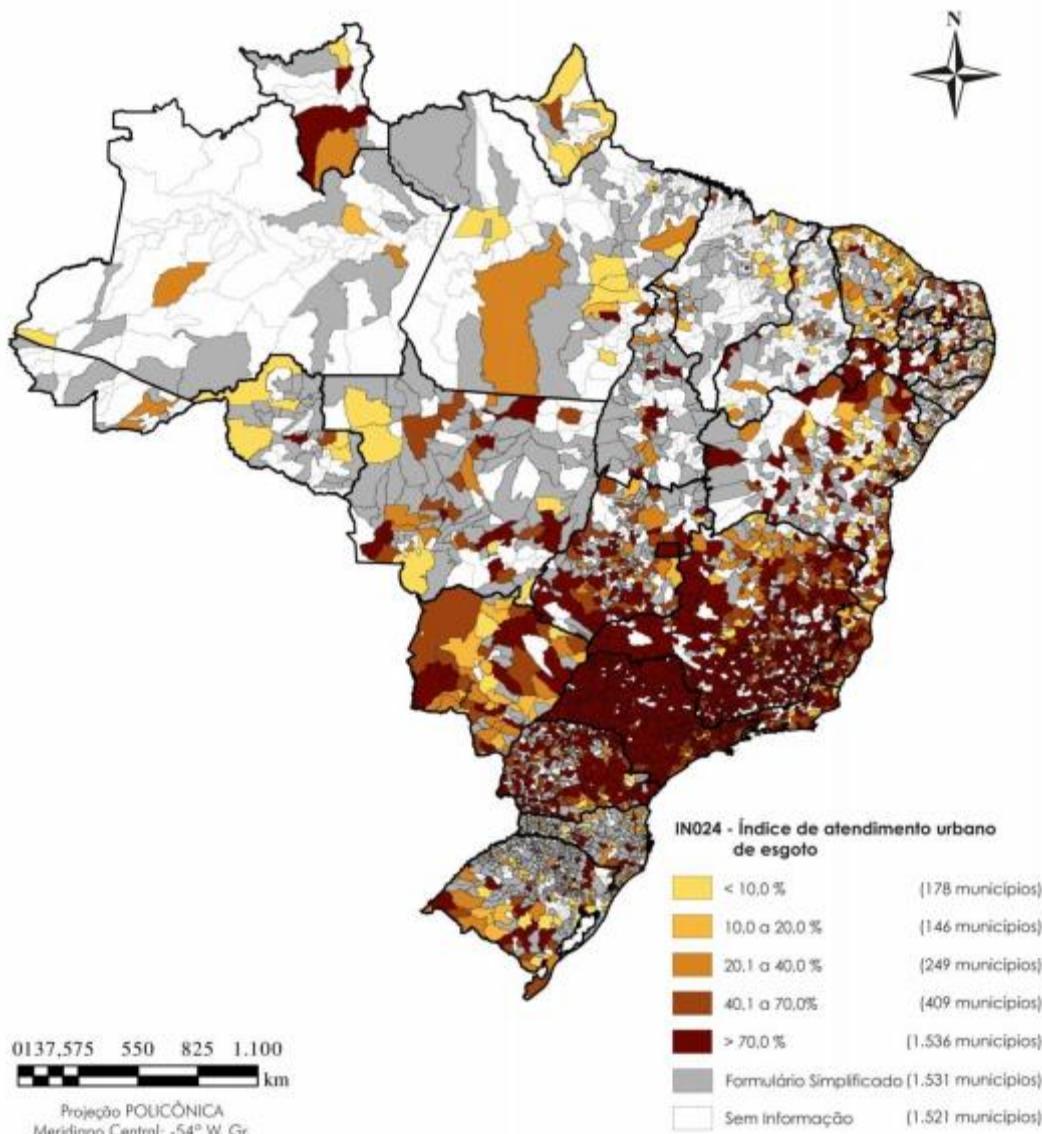
Em 2008, a Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB, 2008), mostrou que apenas 30% do esgoto gerado no Brasil recebia algum tipo de tratamento. Sendo que 21% passava apenas pelo tratamento preliminar, 17% recebia o tratamento primário, 52% tratamento secundário e apenas 10% passavam pelo tratamento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

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

Na qual:

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

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

$P_{gas}$  = 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):

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

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 CH<sub>4</sub> em H<sub>2</sub>S dissolvidos em água**

Temperatura (°C)	CH <sub>4</sub>		H <sub>2</sub> S	
	K <sub>H</sub> mg/L.atm	K <sub>H'</sub> atm/fração molar	K <sub>H</sub> mg/L.atm	K <sub>H'</sub> 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 <sub>4</sub>		H <sub>2</sub> S	
	K <sub>H</sub> mg/L.atm	K <sub>H'</sub> atm/fração molar	K <sub>H</sub> mg/L.atm	K <sub>H'</sub> 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 Avogadro: 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.

$$PV = nRT$$

(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<sup>-1</sup>.kelvin<sup>-1</sup>), nestas unidades, R = 0,082 atm.litros.mol<sup>-1</sup>.kelvin<sup>-1</sup>;  
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.

$$J_{X,Z} = -A \times D \times \frac{dC_X}{dz}$$

(3.5)

Na qual:

A = área através da qual a difusão ocorre (m<sup>2</sup>);  
D = coeficiente de difusão molecular, depende da natureza da substância e do meio (m<sup>2</sup>.s<sup>-1</sup>);  
dC<sub>X</sub>/dz = gradiente de concentração (g.m<sup>-3</sup>.m<sup>-1</sup>).

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<sup>-1</sup>);

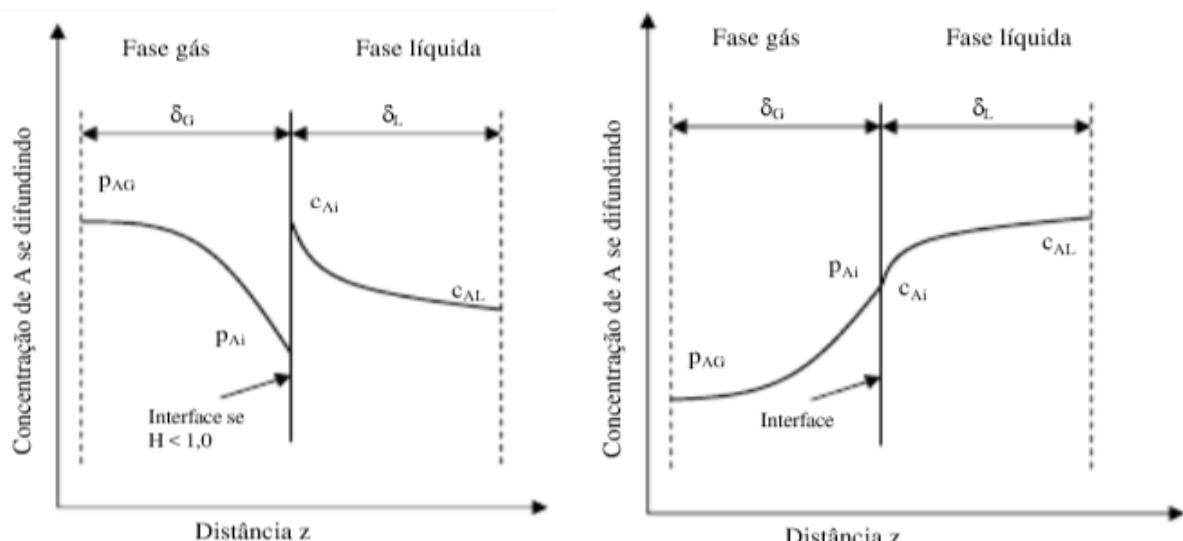
$k$  = coeficiente de transferência de massa (m.s<sup>-1</sup>);

$A$  = área de interface (m<sup>2</sup>);

$C_i$  e  $C$  = concentrações na interface e na massa da solução respectivamente (moles.m<sup>-3</sup>).

### 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  $\delta_G$  e  $\delta_L$ .



**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 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 pressão parcial 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:

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

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: CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S

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 acetogênicas 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 açucares 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 proprianato 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 ( $\text{CH}_4$ ) 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, açucares, 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 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<sup>-1</sup>, 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 CH<sub>4</sub> é um importante gás de efeito estufa, tendo um potencial de aquecimento global cerca de 25 vezes maior do que o CO<sub>2</sub> (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 CO<sub>2</sub> 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<sub>2</sub>S, 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<sub>4</sub> dissolvido e o H<sub>2</sub>S 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 turbulência 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<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S.

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<sub>4</sub>, 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<sub>4</sub> 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 m<sup>2</sup>.m<sup>-3</sup>, 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 resíduárias 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.

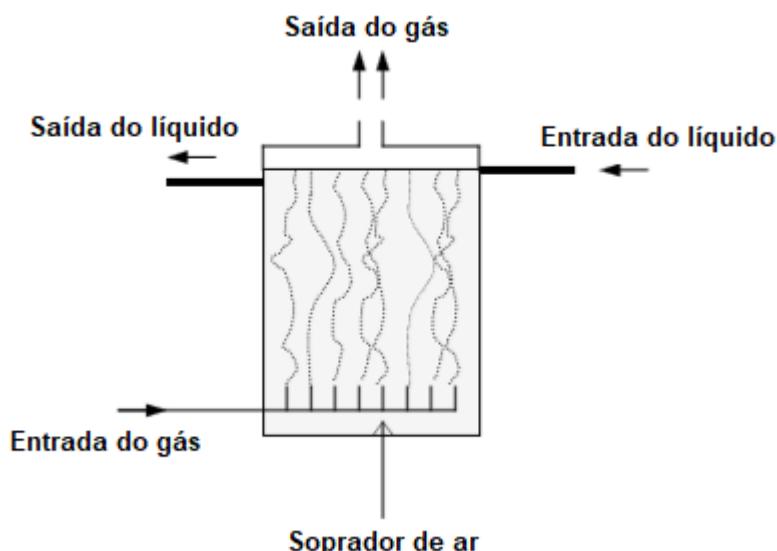
Contudo, neste estudo, o tempo de detenção hidráulica foi de 9,2 horas para a desgaseificação da fase líquida. Este tempo de residência passa a ser necessário para compensar a menor permeabilidade do gás através da membrana não porosa.

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, consequentemente, 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 permanecia 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 (BILLELLO, 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<sup>-1</sup> 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<sup>-1</sup> (etapa 1) e de 6,3 L.min<sup>-1</sup> (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 CH<sub>4</sub> dissolvido foi de 38% para a primeira etapa e de 41% para a segunda etapa. Já para o H<sub>2</sub>S, 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*

Incialmente, 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 influências 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:

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

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).

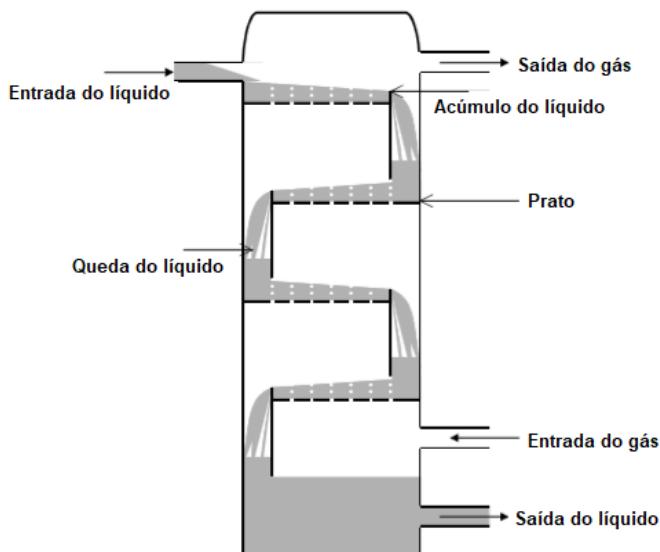
### 3.5 Câmara de Dessorção

#### 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; FABORODE, 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)

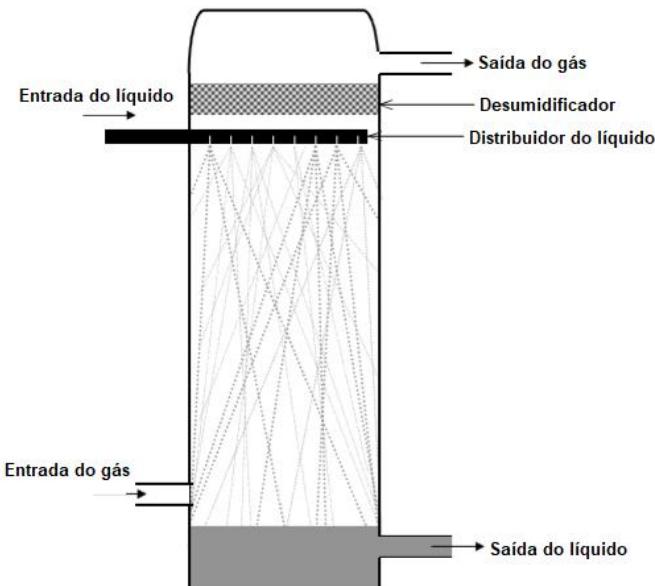
A fase líquida em cada placa é considerada totalmente misturada. Ademais a CD de pratos opera em uma configuração de estágios contracorrente, como uma cascata, isto permite altas taxas de transferência de massa. Umas das vantagens da unidade de dessorção em pratos, quando operada corretamente, é que 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 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 constate 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 adequada 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  $90 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ , 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<sub>4</sub> 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.

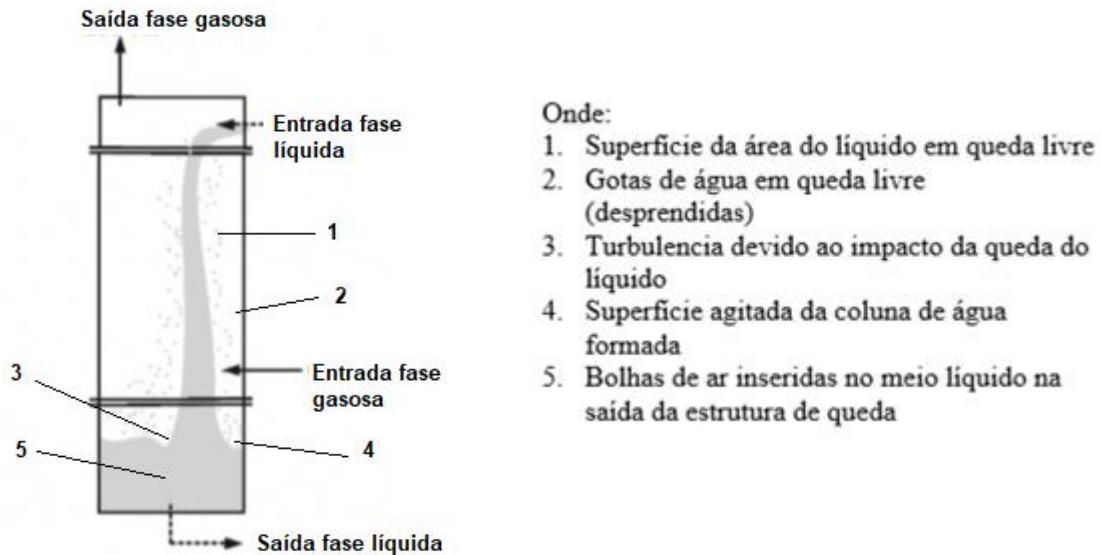
### 3.5.2 Câmara de Dessorção simplificada e com preenchimento

#### *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 d  f  cil 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 agita  o devido ao desnível produzido por meio de um vertedor ou queda dágua. A queda dágua, 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<sub>4</sub> e de 53,30% para H<sub>2</sub>S, 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  $2,3 \text{ mg.L}^{-1}$ , gerando um gás residual de 0,45% de CH<sub>4</sub>. Já para sulfeto de hidrogênio dissolvido, as eficiências de remoção foram de 86% e concentrações de  $1,1 \text{ mg.L}^{-1}$  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<sub>4</sub> 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 <sup>-3</sup> )	Superfície específica (m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )	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 CH<sub>4</sub> 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
Altura útil (m)	0,5	1	1,5		1,5	1,5
CHS (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .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
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 <sub>4</sub> (%)	63 - 62 - 62	73	99 – 99	68 - 77	89	77
Remoção H <sub>2</sub> S (%)	97 - 77 - 80	57	28 – 31		86	87
Concentração CH <sub>4</sub> (%)	3,2 - 1,3 - 1,7	1,8	2,7 - 4,5	20 - 22	0,45	21
Concentração H <sub>2</sub> 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)	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 m<sup>3</sup> 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 *by-pass*. 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 *by-pass* 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 <sup>3</sup> )	14,1
TDH média atual (h)	8,5
Vazão média atual (m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	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 que 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 ( $20 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ ). Assim, aumentos de cargas hidráulicas durante a operação da CD seriam permitidos, podendo chegar a ser utilizada a vazão total de operação de reator ( $40 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ ). 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  $0,13 - 0,30 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$ , desta forma, foi adotado como parâmetro de projeto CHS igual a  $0,15 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$ .

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

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

Na qual:

$A$  = área da seção transversal CD ( $\text{m}^2$ )

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

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

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

$$10,132(\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}) \quad \therefore \quad A = 0,092 \text{ m}^2$$

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.

$$\boxed{Qg = rQ \times Ql} \quad (4.2)$$

Na qual:

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

$rQ$  = Razão entre vazão de exaustão e vazão afluente a CD

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

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

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

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  $\frac{1}{2}$ ", 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  $\frac{3}{4}$ ", 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  $\frac{3}{4}$ " posicionados a  $60^\circ$  cada um. O gás residual gerado era retirado na parte superior, pela saída de exaustão, com o diâmetro de 1 e  $\frac{1}{2}$ ", 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.



**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

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

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 m<sup>2</sup>.m<sup>-3</sup> 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 disto, 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.

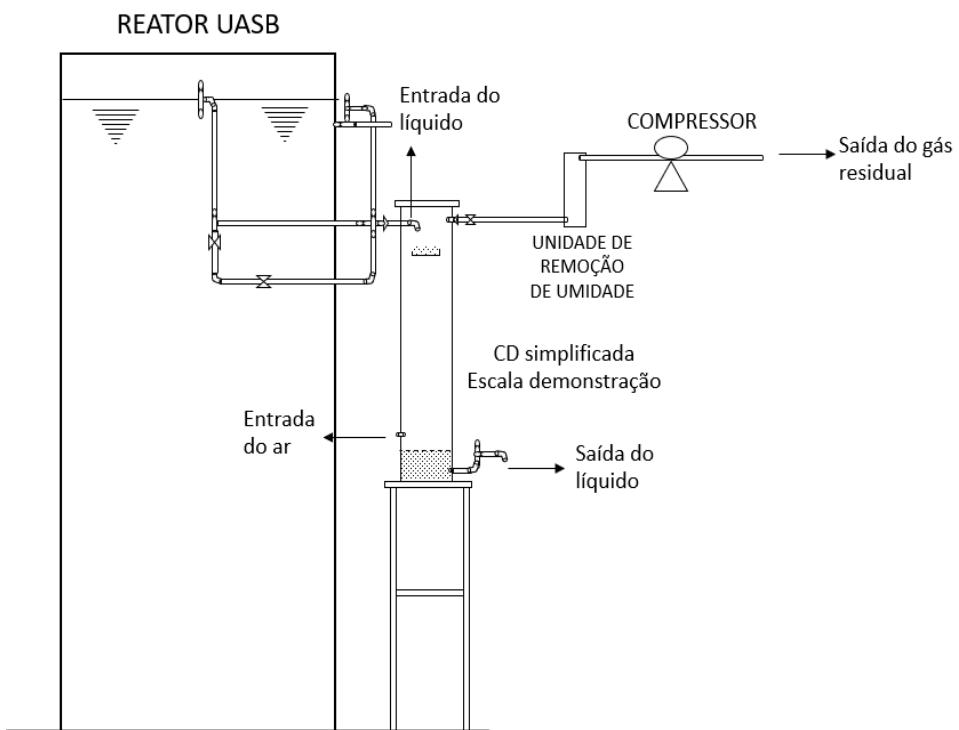
A partir da chegada da bomba adequada e do inversor de frequência, o sistema de exaustão foi montado e a CD simplificada passou para as fases 1 e 2 (paralelamente). Nesta etapa, a CD

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  $30 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ , consequentemente, variando a CHS aplicada e também o rQ. O procedimento de amostragem se repetia para esta condição e depois do término 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

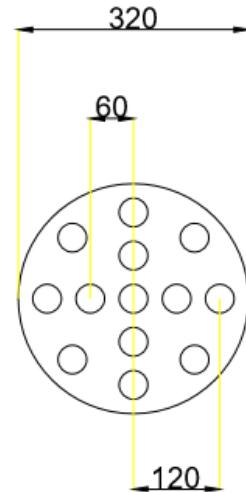
Após as fases operacionais da CD simplificada (1 e 2), iniciaram-se as fases operacionais da CD com preenchimento (3 e 4), utilizando-se a mesma unidade modificada pela introdução de preenchimento com altura total de 1,0 metro. Buscou-se manter os parâmetros de CHS e rQ.

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  $\frac{1}{2}$ ", a 0,2 metros do topo da CD, e a saída do líquido era na parte inferior da câmara através de um furo de  $\frac{1}{2}$ ", 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 inferior, a 20 centímetros do fundo.



**Figura 4.8** - Câmara de Dessorção em escala piloto

#### 4.3.2 Sistema de exaustão

A vazão de exaustão foi controlada através de uma bomba peristáltica Masterflex Console Drive<sup>®</sup> (Figura 4.9), utilizando um cabeçote Easy-Load para tubulação de precisão - Masterflex<sup>®</sup>, 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.

**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 ( $m^2 \cdot m^{-3}$ )	86
Índice de vazios	Acrílico



**Figura 4.9 - Bomba peristáltica**

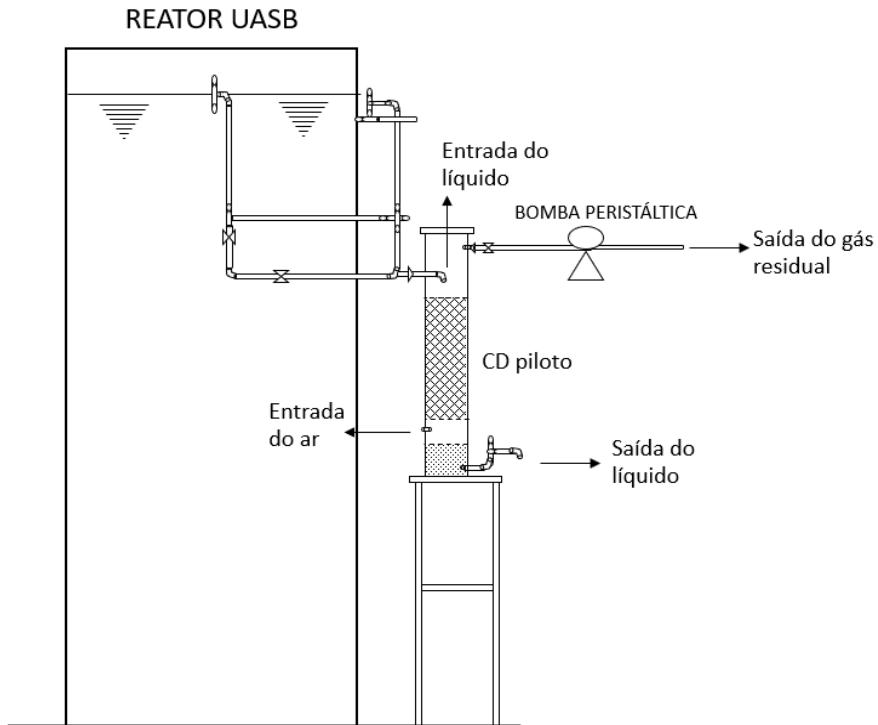
#### 4.3.3 Operação

As coletas foram realizadas duas vezes por semana e, antes das mesmas, eram medidos os seguintes parâmetros operacionais: vazão de esgoto 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.

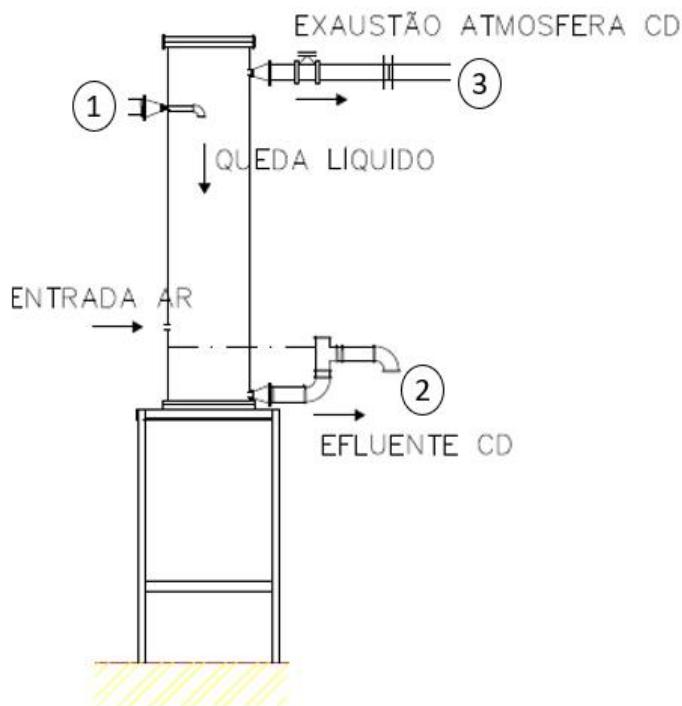


**Figura 4.10 - Ilustração esquemática do aparato experimental**

#### 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 ( $\text{CH}_4$ , $\text{H}_2\text{S}$ , $\text{CO}_2$ , CO, $\text{O}_2$ , $\text{N}_2$ ), 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 <sub>4</sub> dissolvido	Cromatografia gasosa	Souza, Chernicharo e Aquino (2011)	Pontual	1, 2
H <sub>2</sub> S dissolvido	Colorimétrico	Plas <i>et al.</i> (1992)	Pontual	1, 2
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	Colorimétrico	APHA, 2012	Pontual	1, 2
CH <sub>4</sub> _gás residual <sup>1</sup>	Analizador portátil Landtec®		Pontual	3
CH <sub>4</sub> _gás residual <sup>2</sup>	Cromatografia gasosa	Glória <i>et al.</i> (2016b)	Pontual	3
H <sub>2</sub> S_gás residual	Odalog®		Composta	3
S <sup>0</sup>	Cromatografia líquida	Henshaw <i>et al.</i> (1998); Lauren e Watikson (1985)	Pontual	1,2

CH<sub>4</sub><sup>1</sup> - gás com altas concentrações; CH<sub>4</sub><sup>2</sup> - gás com altas concentrações

Quando os valores esperados de metano presente no gás residual foram bastante baixos, da ordem de 0,5 a 2 %<sub>v/v</sub>, 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 CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> 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<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S 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<sub>4</sub>:

$$\begin{aligned} \text{Entrada} \left( \text{CH}_4_{(\text{líquido})} x Q_{(\text{líquido})} \right) &= \text{Saída} \left( \text{CH}_4_{(\text{líquido})} x Q_{(\text{líquido})} + \text{CH}_4_{(\text{gás})} x Q_{(\text{gás})} \right) \\ \boxed{\text{Entrada} \left( \text{CH}_4_{\text{líquido}} x Q_{\text{líquido}} \right) = \text{Saída} \left( \text{CH}_4_{\text{líquido}} x Q_{\text{líquido}} + \text{CH}_4_{\text{gás}} x Q_{\text{gás}} \right)} \end{aligned} \quad (4.3)$$

Na qual:

$\text{CH}_4(\text{líquido})$  = concentração de metano na fase líquida;

$Q(\text{líquido})$  = vazão de esgoto;

$\text{CH}_4(\text{gás})$  = 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.

$$\boxed{\begin{aligned} \text{Entrada } & \left( (H_s S_{(\text{líquido})} + SO_4^{2-}_{(\text{líquido})} + S^{\circ}_{(\text{líquido})}) x Q_{(\text{líquido})} \right) = \\ \text{Saída } & \left( (H_s S_{(\text{líquido})} + SO_4^{2-}_{(\text{líquido})} + S^{\circ}_{(\text{líquido})}) x Q_{(\text{líquido})} + H_2S_{(\text{gás})} x Q_{(\text{gás})} \right) \end{aligned}} \quad (4.4)$$

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;

$S^{\circ}_{(\text{líquido})}$  = 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	$0,082 \text{ atm.L.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$	(PERUZZO, 2002)
Massa molar ( $\text{CH}_4$ )	$16,0 \text{ g.mol}^{-1}$	(PERUZZO, 2002)
Massa molar ( $\text{H}_2\text{S}$ )	$32,0 \text{ g.mol}^{-1}$	(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
	Preliminar	1	2	3	4	
Vazão de esgoto ( $m^3.d^{-1}$ ) – $Q_l$	20	20	30	20	30	$4^b$
Vazão de exaustão ( $L.min^{-1}$ ) – $Q_g$	Variável <sup>c</sup>	55	55	55	55	0,4
$rQ (Q_g/Q_l)$	Variável <sup>c</sup>	4	3	4	3	0,1
CHS ( $m^3.m^{-2}.min^{-1}$ )	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. <sup>a</sup>

a-Recuperação; b-Vazão de esgoto em  $L.min^{-1}$ ; 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  $m^3 \cdot min^{-1}$ , foi de  $0,15 \text{ m}^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$  para a fase preliminar e  $0,17 \text{ m}^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$  para a fase 1. Para a fase 2, com vazões próximas de  $30 \text{ m}^3 \cdot d^{-1}$ , a CHS passou para  $0,27 \text{ m}^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$ .

Como não houve mudança na vazão de exaustão (cerca de  $55 \text{ L} \cdot min^{-1}$ ) 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 ( $\text{m}^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$ )	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  $125,9 \text{ mg} \cdot L^{-1}$  até  $127,6 \text{ mg} \cdot L^{-1}$ . Contudo, apesar da demanda de oxigênio devido a matéria orgânica remanescente, houve um incremento do oxigênio dissolvido após a unidade de dessorção, passando de  $1,6 \text{ mg} \cdot L^{-1}$  para  $3,6 \text{ mg} \cdot L^{-1}$  na melhor condição (fase 1) e isso se deve pela menor CHS aplicada e consequentemente, 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  $39,1 \text{ mg} \cdot L^{-1}$  e  $46,6 \text{ mg} \cdot L^{-1}$  para as três fases operacionais.

Ao aplicar o teste estatístico *U de Mann-Whitney*, confirmou-se que não houve diferença estatística no intervalo do 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**  
Fases operacionais

Parâmetros	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 simplificadas para as três fases. As concentrações afluentes variaram em média de  $13,6 \text{ mg.L}^{-1}$  a  $17,5 \text{ mg.L}^{-1}$  para as três condições operacionais e o efluente da CD indicou concentrações médias de  $5,1 \text{ mg.L}^{-1}$  a  $6,9 \text{ mg.L}^{-1}$ . 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 %.

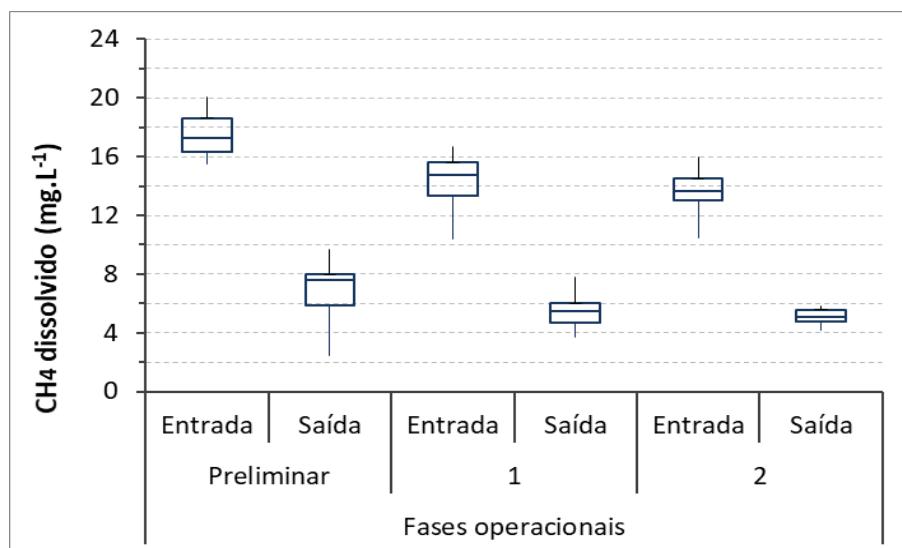
A Figura 5.1 apresenta as concentrações afluente e efluente de  $\text{CH}_4$  dissolvido das três fases operacionais em forma de Box-plot e pode-se observar a redução do metano no efluente da CD. Para as fases operacionais 1 e 2, os dados evidenciam que a operação se manteve mais constante, fator que pode ser observado pela amplitude interquartil das três fases, de  $2,2 \text{ mg.L}^{-1}$  para a fase preliminar,  $1,3 \text{ mg.L}^{-1}$  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<sup>-1</sup> 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 <sup>-1</sup> )	DP* (mg.L <sup>-1</sup> )	CV* (num.)	N* (num.)	Percentil 25% (mg.L <sup>-1</sup> )	Percentil 75% (mg.L <sup>-1</sup> )	Mediana (mg.L <sup>-1</sup> )
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
1	61,7	6,4	0,10	21	59,2	65,3
2	62,2	5,5	0,09	10	61,1	64,1

\* 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  $0,35\text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$ , 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  $\text{CH}_4$  se mantiveram próximas à 60%. Logo, a redução da rQ em 35% não foi o fator determinante na dessorção do  $\text{CH}_4$  dissolvido em efluentes de reatores UASB tratando esgotos domésticos.

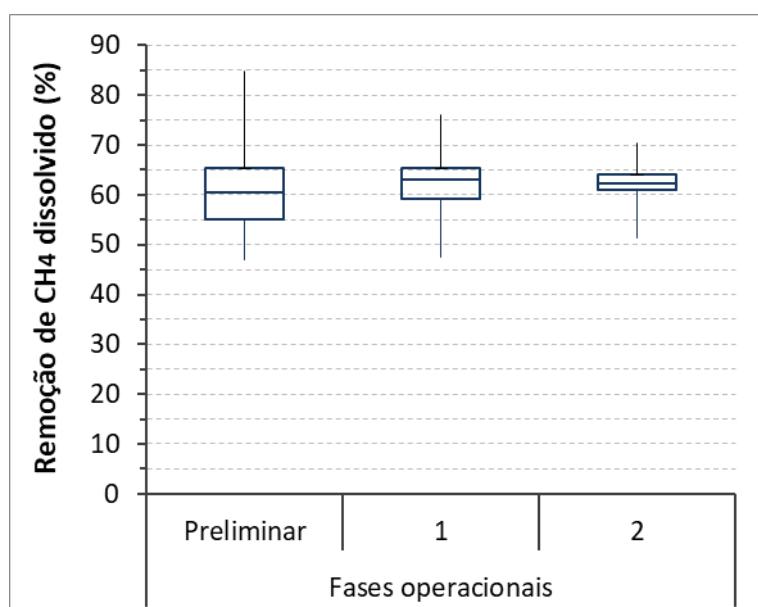
Outro estudo que relatou que a variação da rQ não foi fator predominante para a remoção de metano dissolvido foi desenvolvido por Glória *et. al* (2016). Os autores encontraram eficiências de remoção próximas à 73%, operando a CD simplificada com CHS de  $0,132\text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{min}^{-1}$ . 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  $\text{CH}_4$  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), consequentemente aumentando também a carga de CH<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub> 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.

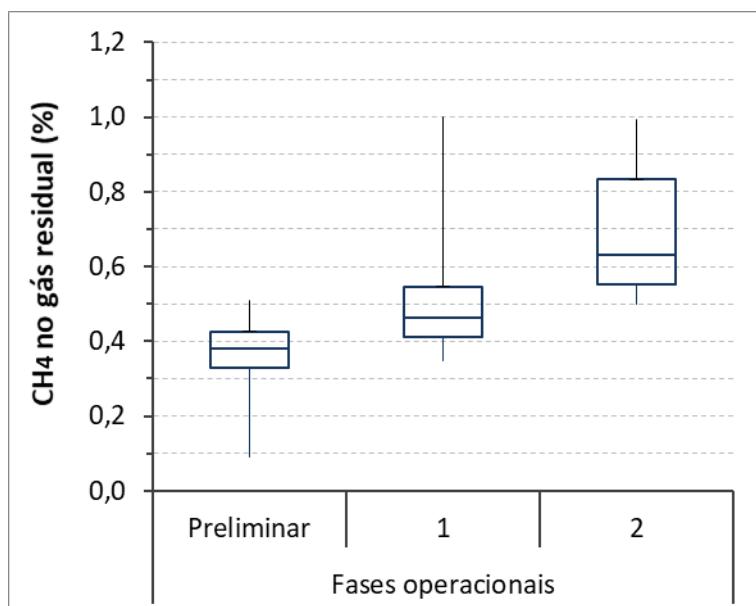
**Tabela 5.5 - Concentração de metano no gás residual nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada**

Fase	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25%	Percentil 75%	Mediana (%)
------	-----------	---------	-----	----	---------------	---------------	-------------

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

\* 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  $\text{CH}_4$  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<sup>-1</sup> (desvio padrão 1,5 mg.L<sup>-1</sup> 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<sup>-1</sup> (preliminar), 14,2 mg.L<sup>-1</sup> (1) e 13,6 mg.L<sup>-1</sup> (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.

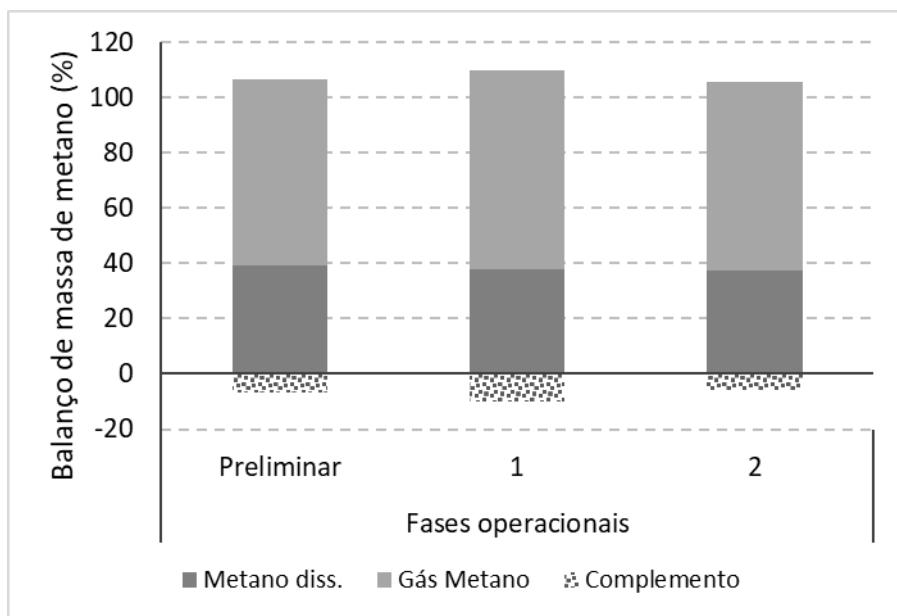
Uma possibilidade de encaminhamento adequado do gás residual gerado nesta etapa da pesquisa é o tratamento por biofiltros e biopercoladores, misturados ou não com fração orgânica de substrato de compostagem de resíduos verdes com Biobob® (anéis de polipropileno preenchidos com espumas de poliuretano), 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 <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	Conc. (mg.L <sup>-1</sup> )	Fluxo (g.dia <sup>-1</sup> )	Balanço (%)
Prel.	Entrada	CH <sub>4</sub> (líquido)	19,7	17,5	344,3
	Saída	CH <sub>4</sub> (líquido)	19,7	6,9	135,5
		CH <sub>4</sub> (gás)	112,0	0,35*	231,7
Complemento					-6,7
1	Entrada	CH <sub>4</sub> (líquido)	22,55	14,2	320,4
	Saída	CH <sub>4</sub> (líquido)	22,55	5,4	121,3
		CH <sub>4</sub> (gás)	79,5	0,49*	231,3
Complemento					-10,0
2	Entrada	CH <sub>4</sub> (líquido)	35,13	13,6	477,8
	Saída	CH <sub>4</sub> (líquido)	35,13	5,1	178,3
		CH <sub>4</sub> (gás)	78,5	0,70*	326,3
Complemento					-5,6

\*concentração gás residual em % (v/v); \*\*vazão gás residual em L.min<sup>-1</sup>

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 CH<sub>4</sub> 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

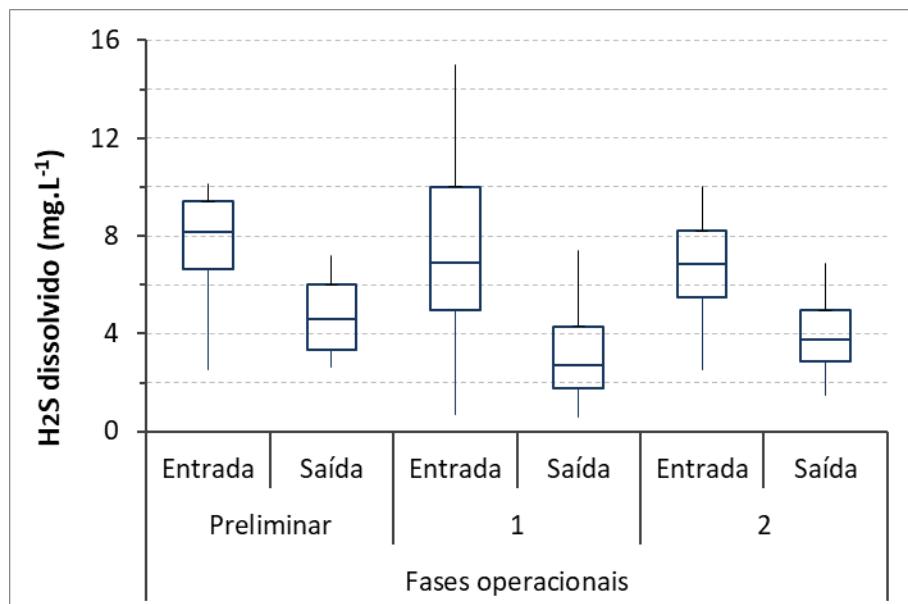
Fase	Amostra	Média (mg.L <sup>-1</sup> )	DP* (mg.L <sup>-1</sup> )	CV* %	N*	Percentil 25% (mg.L <sup>-1</sup> )	Percentil 75% (mg.L <sup>-1</sup> )	Mediana (mg.L <sup>-1</sup> )
Preliminar	Entrada	7,7	2,1	0,28	14	6,6	9,4	8,2
	Saída	4,7	1,5	0,32	14	3,3	6,0	4,6
1	Entrada	7,0	3,9	0,56	24	4,8	10,0	6,9
	Saída	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.

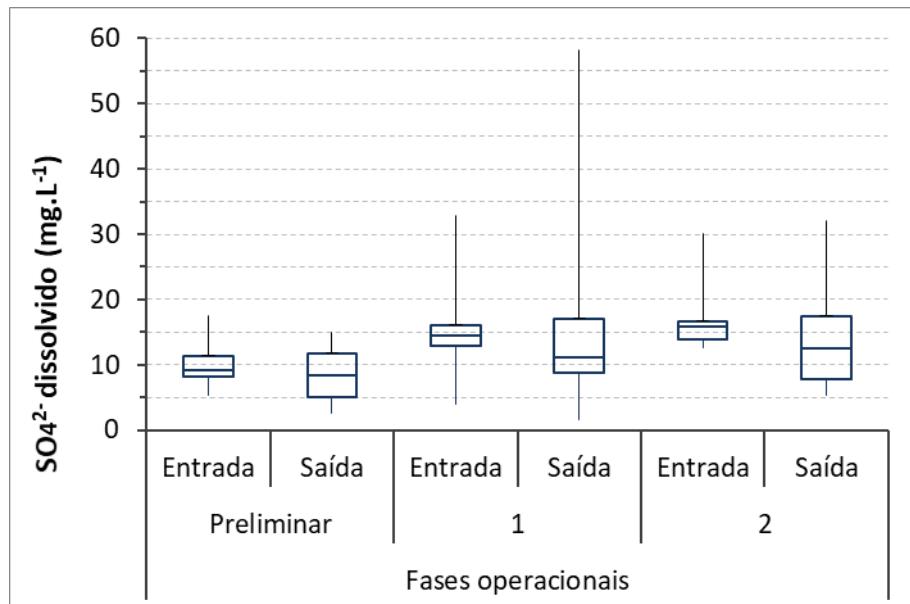
As Figura 5.5 e Figura 5.6 mostram em forma de gráficos Box-plot as concentrações afluente e efluente de sulfeto e sulfato, respectivamente, para fase preliminar, 1 e 2. Nestes gráficos, pode-se perceber a remoção das concentrações afluentes de  $\text{H}_2\text{S}$  dissolvidos para as três

condições experimentais, com medianas das concentrações de H<sub>2</sub>S no efluente variando entre 4,6 mg.L<sup>-1</sup> para a fase preliminar, 2,7 mg.L<sup>-1</sup> para a fase 1 e 3,8 mg.L<sup>-1</sup> para a fase 2.

As três fases operacionais também apresentaram decréscimo da concentração do sulfato, sendo esta redução de 0,9 mg.L<sup>-1</sup> para a fase preliminar, 3,2 mg.L<sup>-1</sup> para a fase 1 e 3,2 mg.L<sup>-1</sup> 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 decrescimento 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

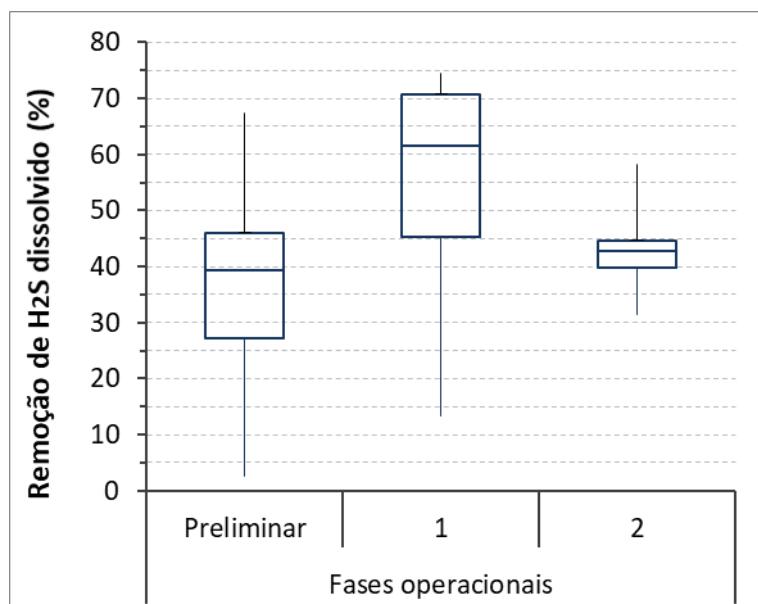
\* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

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 H<sub>2</sub>S 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<sub>2</sub>S 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<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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**

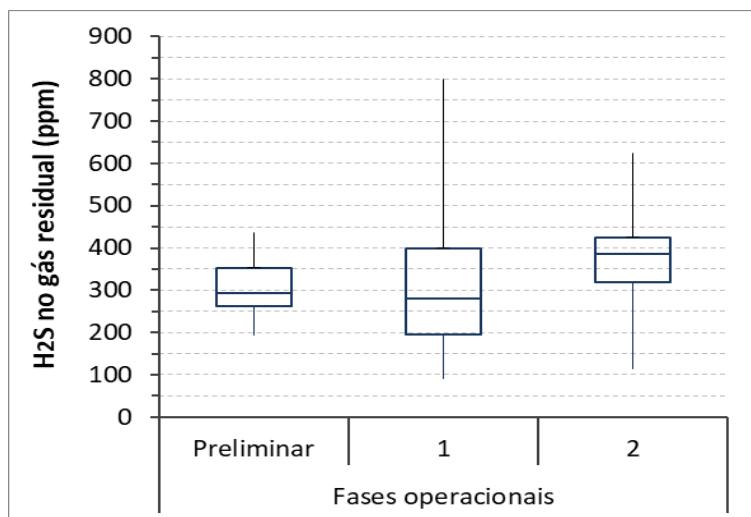
Fase	Média (ppm)	DP* (ppm)	CV* %	N*	Percentil 25% (ppm)	Percentil 75% (ppm)	Mediana (ppm)
Preliminar	300	66	0,22	13	263	353	294
1	333	183	0,55	17	195	399	281
2	360	142	0,39	9	320	425	387

\* 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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S dissolvido é possivelmente o principal mecanismo atuante no sistema, evitando assim, incômodos pela emissão do gás sulfídrico.

Quando se compara a concentração do H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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 <sup>-1</sup> )	DP* (mg.L <sup>-1</sup> )	CV* (%)	N*	Percentil 25% (mg.L <sup>-1</sup> )	Percentil 75% (mg.L <sup>-1</sup> )	Mediana (mg.L <sup>-1</sup> )
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 H2S 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.

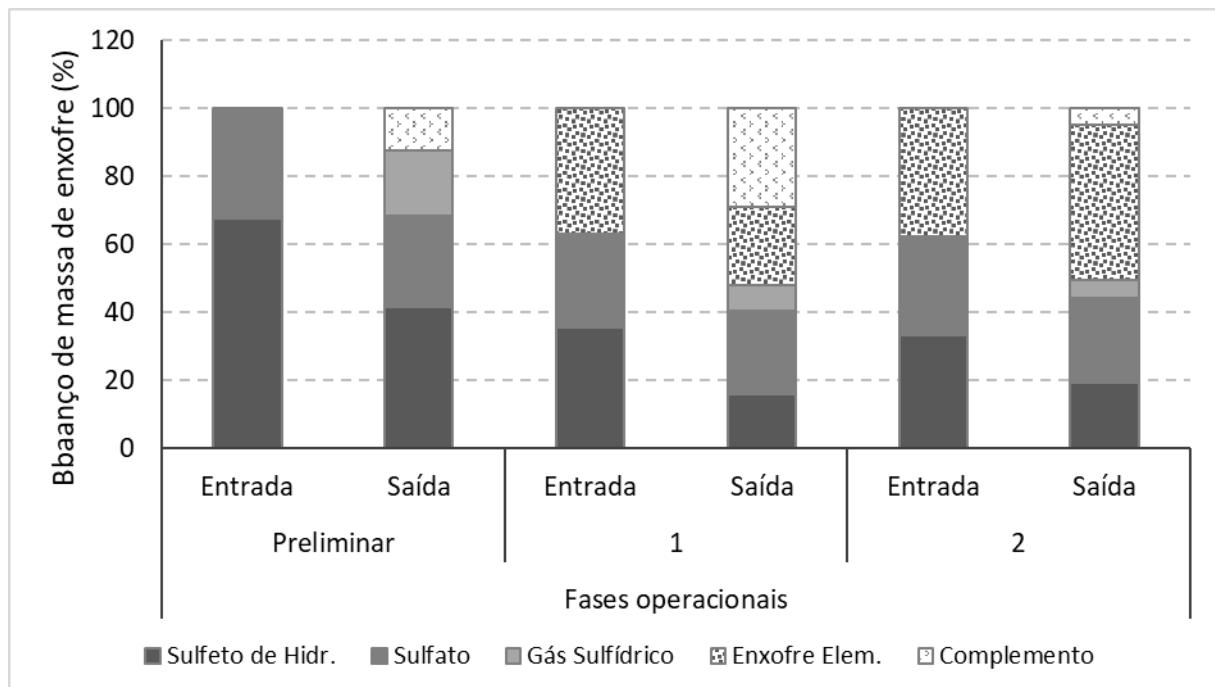
**Tabela 5.11 - Balanço de massa de enxofre nas fases preliminar, 1 e 2 para CD simplificada**

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

	H <sub>2</sub> S <sub>(gás)</sub>	79,5	333*	31,5	7,6
		Total		295,3	70,9
Complemento					29,1
Entrada	H <sub>2</sub> S <sub>(líquido)</sub>		6,8	225,4	33,5
	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> <sub>(líquido)</sub>	35,13	16,7	195,3	29,0
	S <sup>0</sup> <sub>(líquido)</sub>		5,4	252,1	37,5
2			Total	672,8	100
	H <sub>2</sub> S <sub>(líquido)</sub>		3,9	129,4	19,2
	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> <sub>(líquido)</sub>	35,13	14,5	169,6	25,2
	S <sup>0</sup> <sub>(líquido)</sub>		8,8	307,4	45,6
	H <sub>2</sub> S <sub>(gás)</sub>	78,5	360*	33,6	5,0
Total					640,0
Complemento					95,1
*					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 <sub>4</sub>			H <sub>2</sub> 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 <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .min <sup>-1</sup>
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 <sup>-1</sup>
Saída – Fase líquida	6,9	5,4	5,1	4,7	3,1	3,9	mg.L <sup>-1</sup>
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"> <li>• Apesar da fase preliminar servir de ajuste dos parâmetros operacionais, apresentou eficiência de remoção próxima às eficiências encontradas nas fases 1 e 2;</li> <li>• 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<sub>4</sub>, que se mantiveram próximas a 60 %;</li> <li>• O aumento de 62 % da CHS entre a fase 1 e 2 não foi fator determinante para remoção do CH<sub>4</sub> dissolvido;</li> <li>• Apesar do estudo realizado por Santo (2017) indicar que a variação da CHS influenciou na remoção do CH<sub>4</sub> 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;</li> <li>• Em um hidrograma real de uma ETE, em que a carga de CH<sub>4</sub> 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;</li> <li>• O aumento da concentração de CH<sub>4</sub> no gás residual pode ser explicada pela redução da rQ;</li> </ul>						

Principais Resultados (sulfeto de hidrogênio)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• A conversão do H<sub>2</sub>S para sulfato não foi fator predominante na remoção de H<sub>2</sub>S dissolvido, sendo a remoção física para o gás residual o mecanismo principal de remoção;</li> <li>• O aumento da vazão de esgoto e, consequentemente, a redução da rQ, diminuiu a eficiência de remoção do H<sub>2</sub>S dissolvido;</li> </ul>
---	--

### 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 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) e fase 4 (30 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>). 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 <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .min <sup>-1</sup> )	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

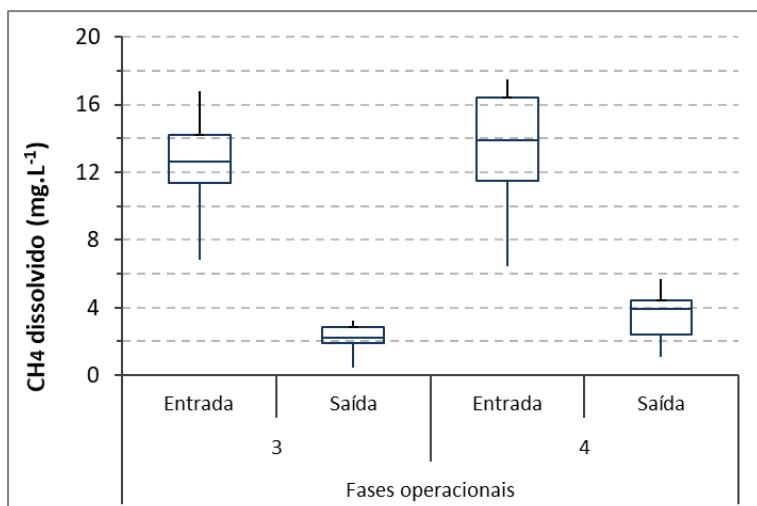
As concentrações do metano dissolvido afluente e efluente estão descritas na Tabela 5.15. As concentrações de entrada à CD com preenchimento foram em média de  $12,4 \text{ mg.L}^{-1}$  para a fase 3 e  $14,0 \text{ mg.L}^{-1}$  para a fase 4. Já as concentrações de saída foram de  $2,2 \text{ mg.L}^{-1}$ , fase 3, e  $3,5 \text{ mg.L}^{-1}$  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 <sup>-1</sup> )	DP* (mg.L <sup>-1</sup> )	CV* %	N*	Percentil 25% (mg.L <sup>-1</sup> )	Percentil 75% (mg.L <sup>-1</sup> )	Mediana (mg.L <sup>-1</sup> )
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 CH<sub>4</sub> 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  $10,4 \text{ mg.L}^{-1}$  para melhor condição (fase 3) e  $11,2 \text{ mg.L}^{-1}$  para a fase 4. As concentrações de metano dissolvido no efluente da CD foram próximas as encontradas por Santo (2017),  $2,3 \text{ mg/L}^{-1}$ , que testou uma CD com preenchimento piloto. Além disto, através da amplitude interquartil,  $0,9 \text{ mg.L}^{-1}$  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 CH<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub> 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

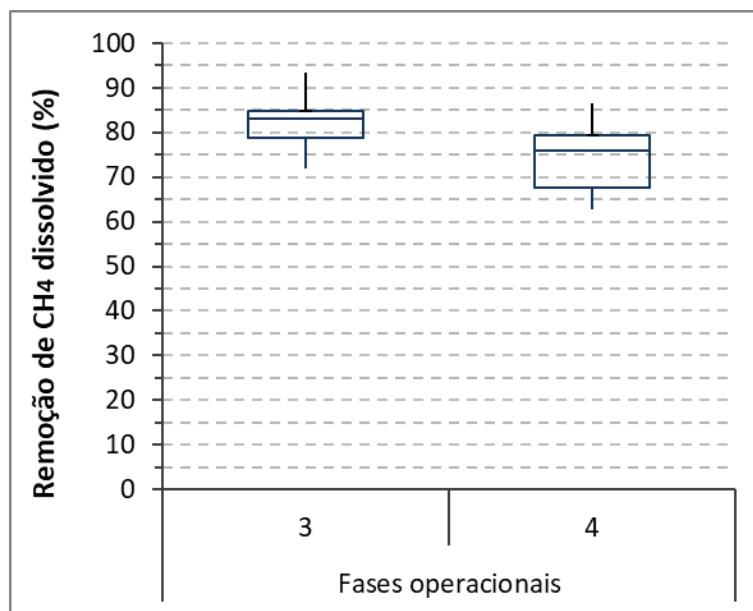
\* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

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 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>, 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 CH<sub>4</sub> foi satisfatória, uma vez que foram próximas as encontradas na literatura citada. Vale ressaltar que os dois primeiros estudos citados visavam a recuperação de CH<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub>.

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.

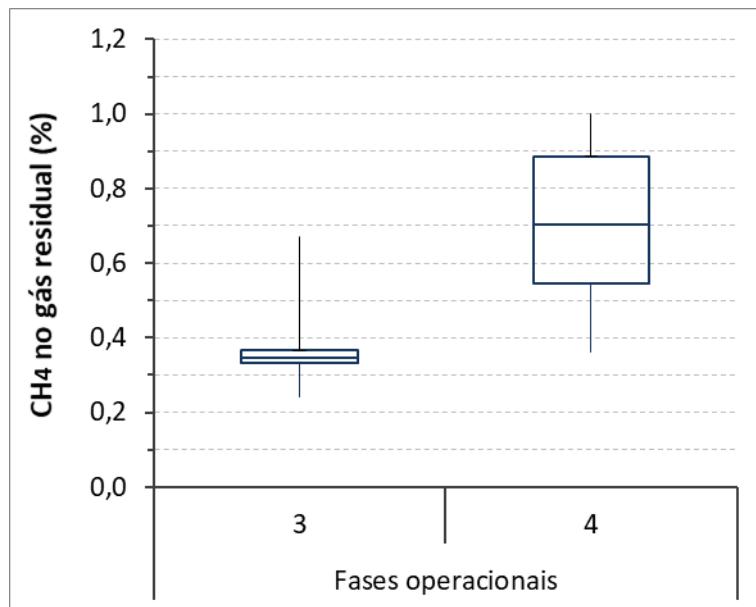
**Tabela 5.17** - Concentração de metano no gás residual nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

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  $\text{CH}_4$  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<sub>4</sub> 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.

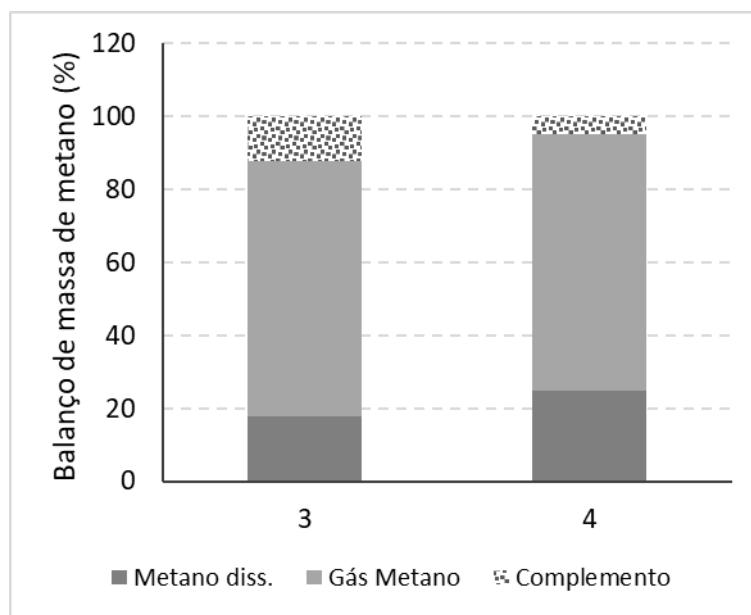
**Tabela 5.18** - Balanço de massa de metano nas fases 3 e 4 para CD com preenchimento

Fase	Amostra	Vazão (m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	Conc. (mg.L <sup>-1</sup> )	Fluxo (g.dia <sup>-1</sup> )	Balanço (%)
3	Entrada	CH <sub>4</sub> (líquido)	19,9	12,4	248,1
	Saída	CH <sub>4</sub> (líquido)	2,2	44,5	17,9
		CH <sub>4</sub> (gás)	80,0	0,36*	173,2
		Complemento			69,8
					12,3
4	Entrada	CH <sub>4</sub> (líquido)	36,2	14,0	505,8
	Saída	CH <sub>4</sub> (líquido)	3,5	125,3	24,8
		CH <sub>4</sub> (gás)	80,0	0,75*	356,5
		Complemento			70,5
					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<sub>4</sub> 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 afluente e efluente para o sulfeto de hidrogênio dissolvido ao passar CD com preenchimento. As concentrações médias de entrada foram 5,9 mg.L<sup>-1</sup> (fase 3) e 7,3 mg.L<sup>-1</sup> (fase 4), já para a concentração de saída observa-se que a quantidade de H<sub>2</sub>S dissolvido no efluente são próximas a 0,8 mg.L<sup>-1</sup> 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

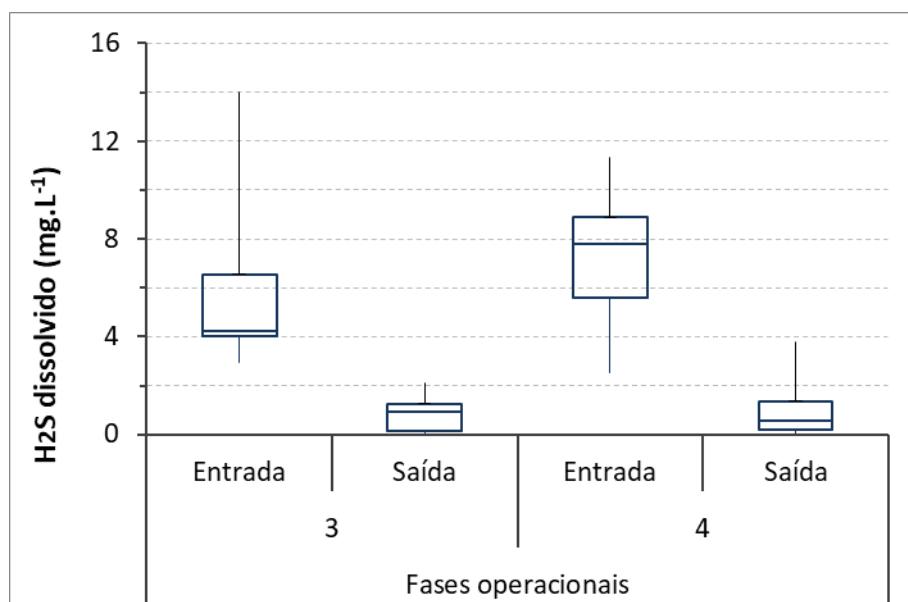
Fase	Amostra	Média	DP*	CV*	N*	Percentil	Percentil	Mediana
------	---------	-------	-----	-----	----	-----------	-----------	---------

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

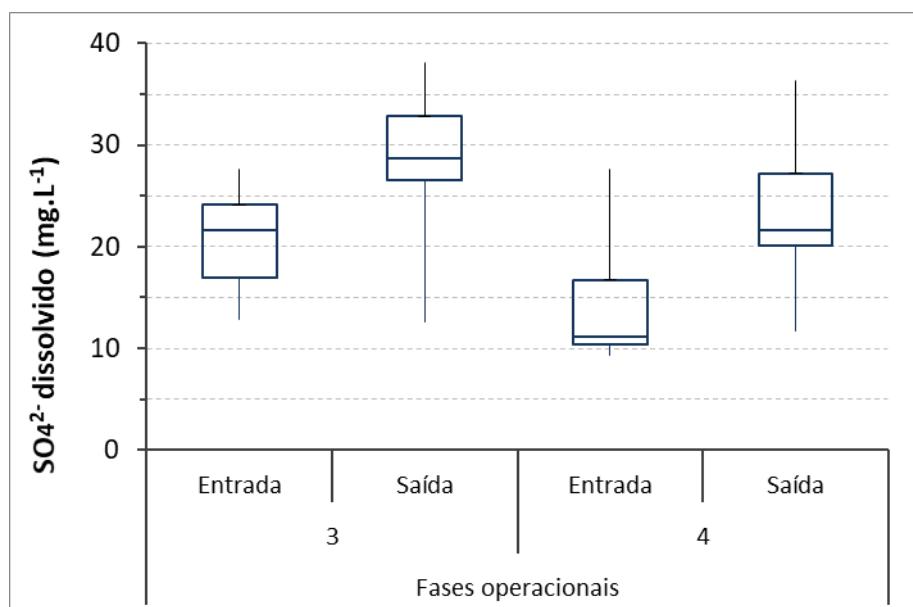
\* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

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<sup>-1</sup>.

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<sup>-1</sup> (fase 3) e 9 mg.L<sup>-1</sup> (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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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

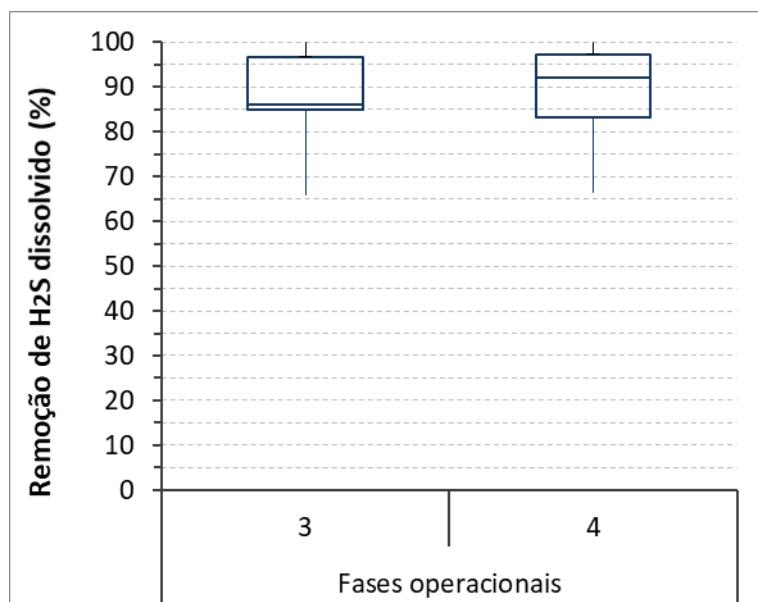
\* DP – Desvio padrão; CV - Coeficiente de variação; N - Número de dados.

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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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).

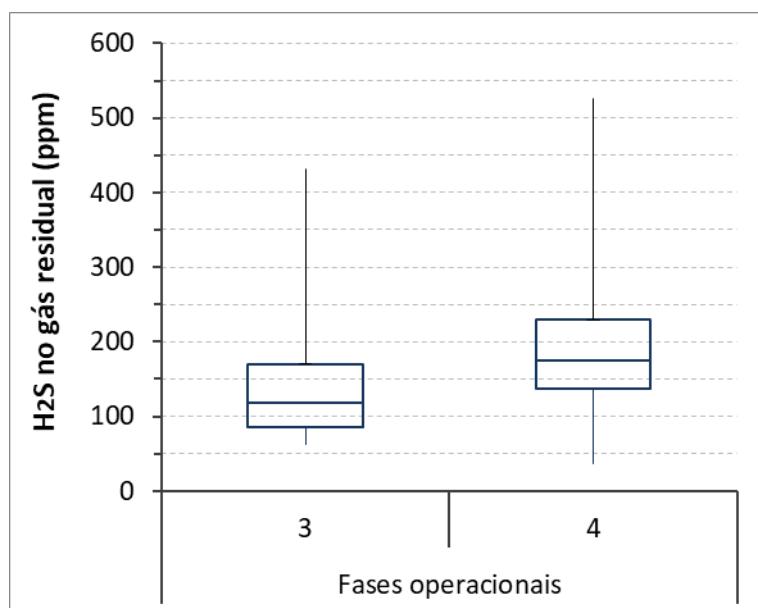
Isso indica que além da maior eficiência de remoção, o mecanismo predominante no processo é a oxidação dos compostos de enxofre. Assim, pode-se afirmar que houve o incremento da transferência de massa após ao aumento de área superficial específica a partir ao preenchimento da CD, confirmando o objetivo 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* (ppm)	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 consequentemente, 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  $7,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e efluentes foram de  $5,2 \text{ mg.L}^{-1}$ . Já para a etapa 4, as concentrações foram de  $5,8 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $6,2 \text{ mg.L}^{-1}$ , 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 <sup>-1</sup> )	DP* (mg.L <sup>-1</sup> )	CV* (mg.L <sup>-1</sup> )	N*	Percentil 25% (mg.L <sup>-1</sup> )	Percentil 75% (mg.L <sup>-1</sup> )	Mediana (mg.L <sup>-1</sup> )
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.

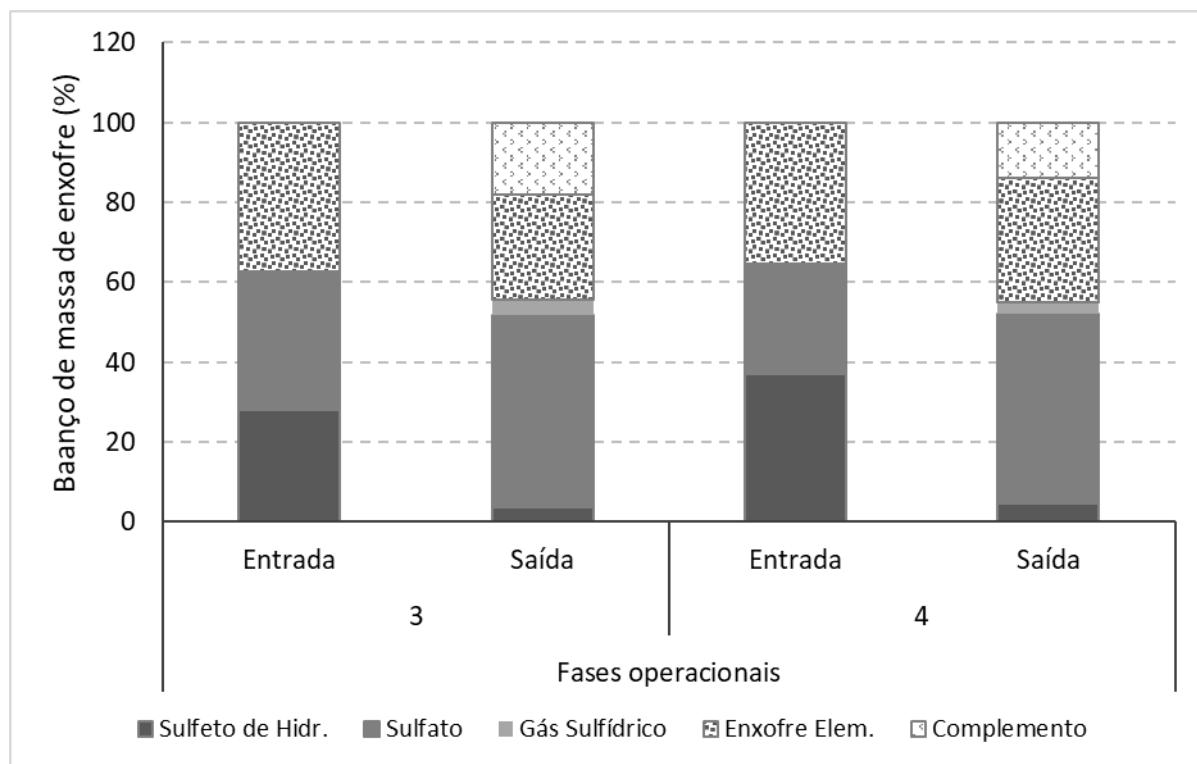
Já a Tabela 5.23 apresenta o balanço de enxofre para unidade de dessorção com preenchimento. A parcela de conversão a sulfato foi o mecanismo principal na remoção de sulfeto de hidrogênio dissolvido, sendo responsável por 48,0% do balanço na fase 3 e de 45,7% na fase 4. O mecanismo de dessorção foi responsável 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 <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	Conc. (mg.L <sup>-1</sup> )	Fluxo (g.dia <sup>-1</sup> )	Balanço (%)
3	Entrada	H <sub>2</sub> S <sub>(líquido)</sub>	5,9	111,1	28,0
	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> <sub>(líquido)</sub>	19,9	20,7	137,8	34,7
	S <sup>0</sup> <sub>(líquido)</sub>	7,4	147,9	37,3	
		Total	396,8	100	
	Entrada	H <sub>2</sub> S <sub>(líquido)</sub>	0,8	14,8	3,7
	Saída	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> <sub>(líquido)</sub>	19,9	190,5	48,0
		S <sup>0</sup> <sub>(líquido)</sub>	5,2	104,4	26,3
		H <sub>2</sub> S <sub>(gás)</sub>	80,0	158*	3,8
			Total	324,8	81,8
4	Complemento				
	Entrada	H <sub>2</sub> S <sub>(líquido)</sub>	7,3	248,4	39,9
		SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> <sub>(líquido)</sub>	36,2	162,5	26,1
		S <sup>0</sup> <sub>(líquido)</sub>	5,8	211,8	34,0
			Total	622,7	100
	Entrada	H <sub>2</sub> S <sub>(líquido)</sub>	0,8	27,6	4,4
	Saída	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> <sub>(líquido)</sub>	36,2	284,6	45,7
		S <sup>0</sup> <sub>(líquido)</sub>	6,1	222,1	36,0
		H <sub>2</sub> S <sub>(gás)</sub>	80,0	200*	3,1
			Total	533,3	89,2
Complemento					10,8

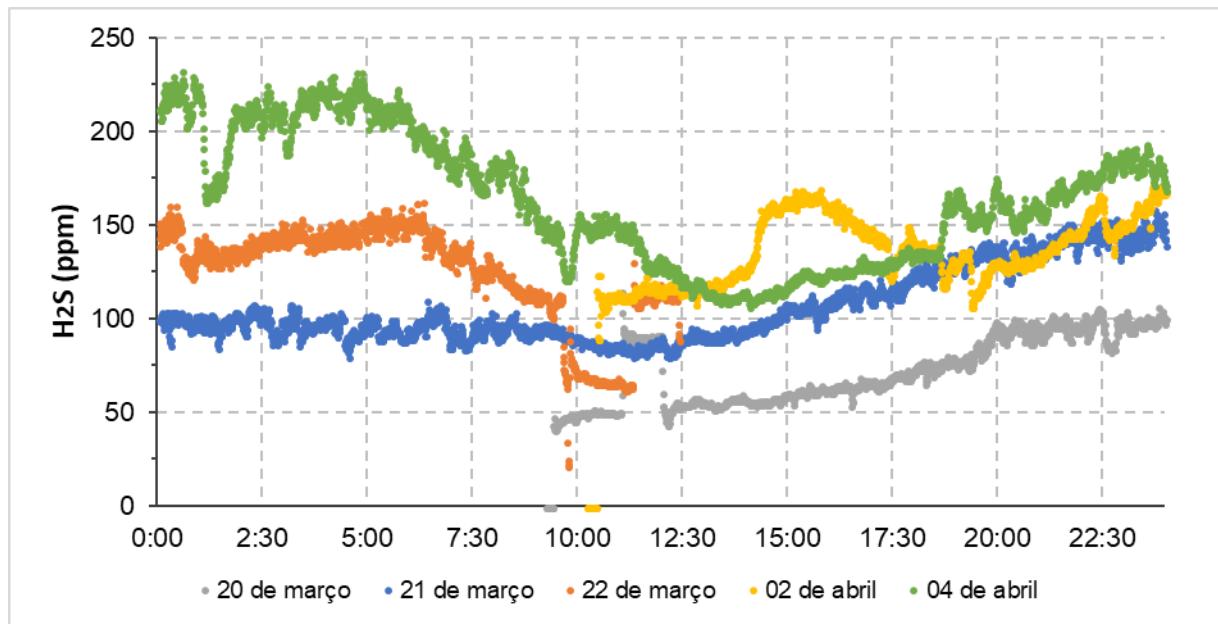
\*concentração gás residual ppm

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  $\text{H}_2\text{S}$  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  $\text{H}_2\text{S}$  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 H<sub>2</sub>S 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 <sub>4</sub>		H <sub>2</sub> S		Unidade
	Fase 3	Fase 4	Fase 3	Fase 4	

CHS	0,15	0,27	0,15	0,27	$m^3.m^{-2}.min^{-1}$
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"> <li>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 CH<sub>4</sub> dissolvidos no efluente.</li> <li>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;</li> <li>A redução da rQ não foi fator governante na diminuição de eficiência entre as duas fases da CD com preenchimento;</li> <li>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;</li> </ul>				
Principais Resultados (sulfeto de hidrogênio)	<ul style="list-style-type: none"> <li>Diferente do ocorrido para a CD simplificada, parte da remoção do H<sub>2</sub>S dissolvido pode ser explicada pela oxidação dos compostos de enxofre;</li> <li>Para a CD com preenchimento, o aumento da vazão e, consequentemente, a redução da rQ não influenciou na eficiência de remoção do H<sub>2</sub>S dissolvido;</li> <li>O preenchimento da CD possibilitou o incremento da transferência de massa devido ao aumento da área superficial disponível;</li> <li>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;</li> </ul>				

## 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 H<sub>2</sub>S 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  $m^3.m^{-2}.min^{-1}$ . Os parâmetros operacionais médios estão descritos na Tabela 5.25.

**Tabela 5.25 - Parâmetros operacionais da CD piloto**

	CHS ( $m^3.m^{-2}.min^{-1}$ )	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  $128 \text{ mg.L}^{-1}$  e a saída  $143 \text{ mg.L}^{-1}$ . Este aumento de DQO foi acompanhado pelo incremento de sólidos suspensos totais e voláteis, sendo o incremento de aproximadamente  $8 \text{ mg.L}^{-1}$  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  $\text{CH}_4$  dissolvido que entra teve média de  $14,9 \text{ mg.L}^{-1}$ , após a CD diminui para  $6,7 \text{ mg.L}^{-1}$ . 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 %.

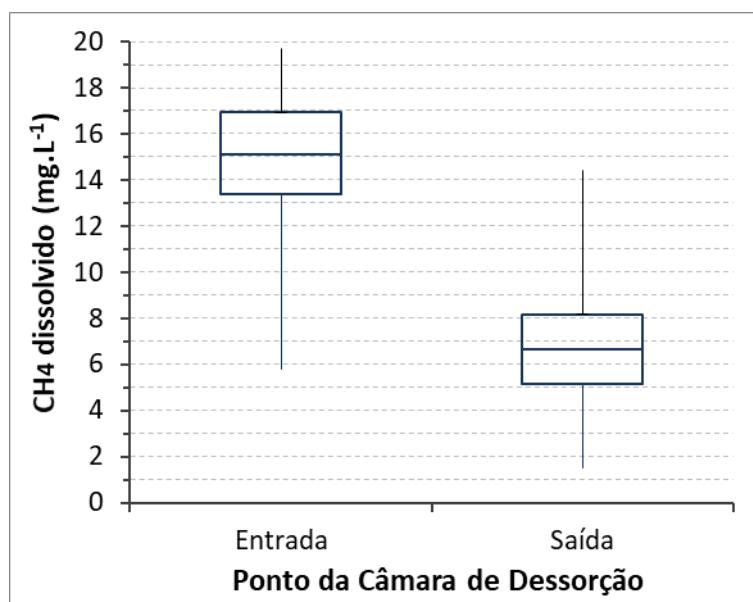
**Tabela 5.27 - Concentração de metano dissolvido para CD piloto**

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

	(mg.L <sup>-1</sup> )			25% (mg.L <sup>-1</sup> )	75% (mg.L <sup>-1</sup> )	(mg.L <sup>-1</sup> )
Entrada	14,9	2,7	0,18	39	13,4	16,9
Saída	6,7	2,4	0,35	39	5,1	8,2

\* 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<sup>-1</sup> para a entrada e de 3,1 mg.L<sup>-1</sup> para a saída da CD, sendo que 75% das amostras apresentaram concentração abaixo do que 8,2 mg.L<sup>-1</sup>. Esta proximidade pode ser observada na Figura 5.20 que mostra as concentrações de CH<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub> 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 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup>, o presente estudo operou com CHS de 0,58 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup>.

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  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$ , 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  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}$ , ao passo que a CHS aplicada por Huete foi superior, de 0,9 e 1,7  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}$ .

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 CH<sub>4</sub> 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.

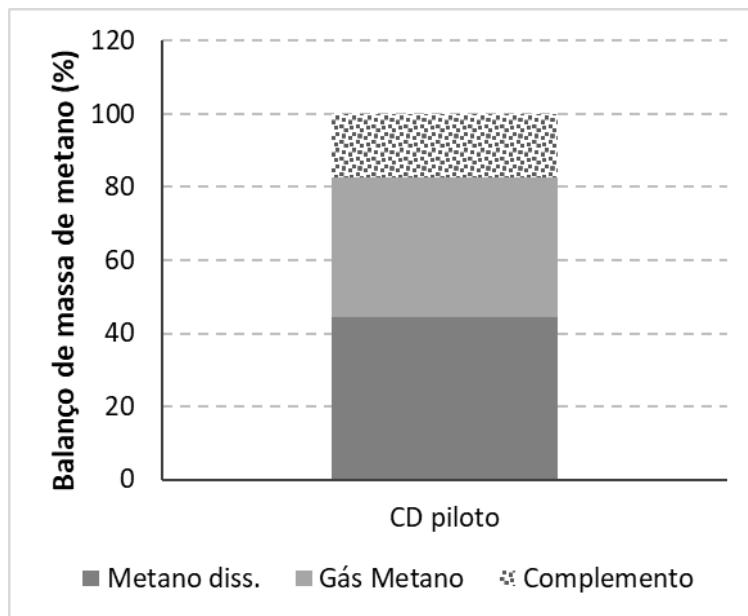
O gás residual poderia ser direcionado para a linha de biogás do reator UASB, sendo incorporado neste subproduto e tendo uma destinação mais adequada, simplificando o fluxograma do pós-tratamento de subprodutos gerados pela estação de tratamento de esgoto (BRANDT, 2016). Outra perspectiva é incorporar o gás residual gerado dentro do reator UASB, promovendo a microaeração. Esta técnica visa a remoção do H<sub>2</sub>S 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 <sup>-1</sup> )	Conc. (mg.L <sup>-1</sup> )	Fluxo (g.d <sup>-1</sup> )	Balanço (%)
Entrada	CH <sub>4</sub> (líquido)	4,6	14,9	97,9	100,0
	CH <sub>4</sub> (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 CH<sub>4</sub>.



**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 N<sub>2</sub>) 65,5 %.

**Tabela 5.31 - Composição do gás residual para CD piloto**

	Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
CH <sub>4</sub> (%)	16,4	6,0	0,37	28	12,2	19,7	15,4
H <sub>2</sub> S (ppm)	702	494	0,70	28	355	904	464
O <sub>2</sub> (%)	10,9	2,6	0,24	28	9,5	12,3	11,3
CO <sub>2</sub> (%)	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<sup>-1</sup>, com o coeficiente de variação de 36 % para os 34 dados de amostragem. Já para o efluente, após a dessorção e

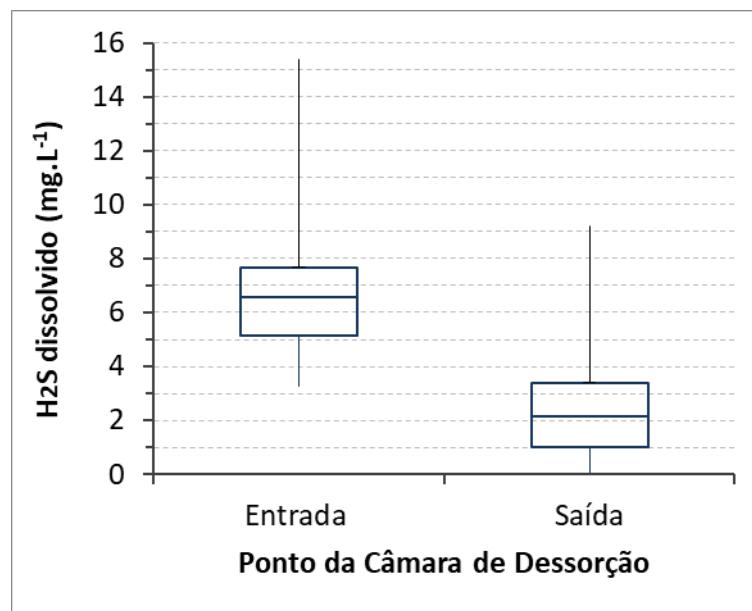
oxidação do sulfeto de hidrogênio dissolvido, a concentração média foi de  $2,6 \text{ mg.L}^{-1}$ , contudo, a estabilidade dos dados variou mais do que no afluente, uma vez que o coeficiente de variação encontrado foi de 81%. Já a amplitude interquartil foi de  $2,6 \text{ mg.L}^{-1}$  para a entrada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

**Tabela 5.32 - Concentração de sulfeto dissolvido para CD piloto**

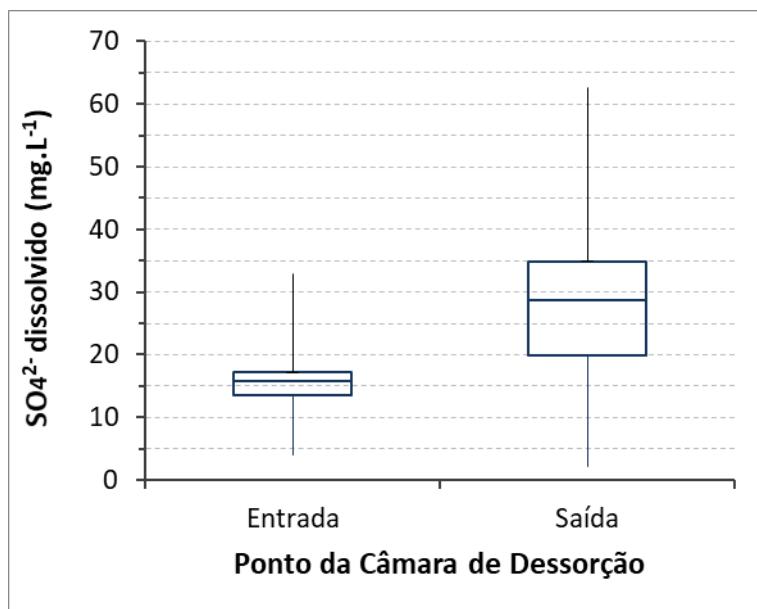
Amostra	Média (%)	DV* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
Entrada	6,9	2,5	0,36	34	5,1	7,7	6,6
Saída	2,6	2,1	0,81	33	1,4	2,5	2,2

\* 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  $\text{H}_2\text{S}$  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  $17 \text{ mg.L}^{-1}$  e a saída apresentou média aproximadamente  $29 \text{ mg.L}^{-1}$ . 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 exibe as eficiências de remoção do  $\text{H}_2\text{S}$  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  $2,6 \text{ mg.L}^{-1}$ , ao passo que no trabalho de Santo (2017) foi de  $1,3 \text{ mg.L}^{-1}$ . 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  $\text{H}_2\text{S}$ , próximo ao indicado por Santo (2017).

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

Média (%)	DP* (%)	CV*	N*	Percentil 25% (%)	Percentil 75% (%)	Mediana (%)
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  $\text{H}_2\text{S}$  média encontrada foi de 32 % e a concentração do  $\text{H}_2\text{S}$  no gás residual gerado foi 422 ppm. Huete *et al.* (2016)

justifica as baixas remoções de H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S em HS<sup>-</sup>, entretanto, não ficou claro se os autores mediram a concentração H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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* (ppm)	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<sup>-1</sup> e a de saída foi 4,3 mg.L<sup>-1</sup>. 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 <sup>-1</sup> )	DP* (mg.L <sup>-1</sup> )	CV* (mg.L <sup>-1</sup> )	N*	Percentil 25% (mg.L <sup>-1</sup> )	Percentil 75% (mg.L <sup>-1</sup> )	Mediana (mg.L <sup>-1</sup> )
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.

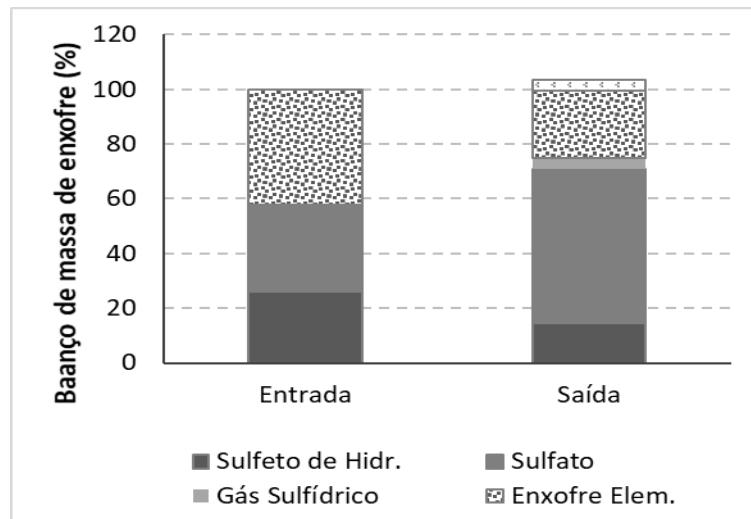
O balanço de massa para sulfeto de hidrogênio (Figura 5.24) apresenta uma complexidade maior do que o balanço de metano, visto que houve conversão de compostos de enxofre pelo processo de oxidação, além do desprendimento do H<sub>2</sub>S para o gás residual. Desta maneira, a Tabela 5.36 mostra que a parcela responsável pelo desprendimento do sulfeto para o gás residual foi de apenas 0,3 %. A parcela de S<sup>0</sup> 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 <sup>-1</sup> )	Conc. (mg.L <sup>-1</sup> )	Fluxo (g.d <sup>-1</sup> )	Balanço (%)
Entrada	H <sub>2</sub> S(líquido)		6,9	29,5	26,2
	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (líquido)	4,6	16,2	35,4	31,5
	S <sup>0</sup> (líquido)		7,3	47,7	42,4
	Total			112,6	100
Saída	H <sub>2</sub> S(líquido)		2,6	16,3	14,5
	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (líquido)	4,6	29,2	63,7	56,6
	S <sup>0</sup> (líquido)		4,3	27,8	24,7
	H <sub>2</sub> 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 <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> S	Unidade
CHS	0,58	0,58	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .min <sup>-1</sup>
rQ	0,06	0,06	-
H	1,50	1,50	m
Entrada – Fase líquida	14,9	6,9	mg.L <sup>-1</sup>
Saída – Fase líquida	6,7	2,6	mg.L <sup>-1</sup>
Eficiência de remoção	57,2	64,9	%
Fase gasosa	17,2	702	(% / ppm)
Principais Resultados (metano)	<ul style="list-style-type: none"> <li>O estudo indicou eficiência de remoção de metano inferior a outros estudos semelhantes, em torno de 57 %;</li> <li>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 CH<sub>4</sub> dissolvido;</li> <li>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;</li> </ul>		
Principais Resultados (sulfeto de hidrogênio)	<ul style="list-style-type: none"> <li>Diferente do ocorrido para a CD simplificada, parte da remoção do H<sub>2</sub>S dissolvido pode ser explicada pela oxidação dos compostos de enxofre;</li> <li>Mesmo com aumento de CHS aplicada e menor gasto energético por conta da rQ, a eficiência de remoção do H<sub>2</sub>S foi superior ao da CD simplificada, indicando que mesmo com o objetivo principal ser a recuperação de CH<sub>4</sub>, essa alternativa traz um ganho de remoção de sulfeto interessante;</li> </ul>		

## 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 maus odores 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<sub>4</sub> 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<sub>4</sub>, 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<sub>4</sub> 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<sub>4</sub> 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 H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S 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 CH<sub>4</sub>, 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<sup>-1</sup>.

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 H<sub>2</sub>S 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 CH<sub>4</sub> 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 H<sub>2</sub>S foi superior ao da CD simplificada, indicando que mesmo com o objetivo principal da recuperação do CH<sub>4</sub>, 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 H<sub>2</sub>S 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, 18 th 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 biopercilação 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, 2<sup>a</sup> 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.TCHOBANOGLOUS, G. MWH. Water Treatment: Principles and Design. 2th edition. New Jersey: John Wiley & Sons, 2005, 1948 p.
- DAELMAN, M. R. J., VAN VOORTUIZEN, 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 Tecnology*. 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. *Brazillian Journal of Chermical 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 CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S 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. 4<sup>a</sup> 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 highperformance liquid chromatography on 10-μm 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., WEICHGREB, 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., NICOLAEWSKY, 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.
- TALAIEKHOZANI, A.; BAGHERI M.; GOLI, A.; KHOOZANI, 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, 5<sup>a</sup> 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, 2<sup>a</sup> edição, 211 p., 2016.

## X-013 - MICROAERAÇÃO CONJUGADA À RECIRCULAÇÃO DO BIOGÁS APLICADA EM REATOR UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO: AVALIAÇÃO DO CONTROLE DE SULFETO DE HIDROGÊNIO NO BIOGÁS E DISSOLVIDO

**Tamile Dafne Marinho<sup>(1)</sup>**

Engenheira Ambiental pela Escola de Minas da Universidade Federal de Ouro Preto. Mestranda no Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais (SMARH/UFMG).

**Cláudio Leite de Souza<sup>(2)</sup>**

Engenheiro Civil pela Universidade Federal de Viçosa (UFV). Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos pela Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos pela Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). Professor Adjunto do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG).

**Roberto Meireles Glória<sup>(3)</sup>**

Engenheiro Ambiental pela Universidade FUMEC. Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos pelo Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA-UFMG). Professor Efetivo do Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais (CEFET-MG). Doutorando em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos pelo Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA-UFMG).

**Sarah Estela Almeida Matoso<sup>(4)</sup>**

Graduanda em Engenharia Ambiental e Sanitária pelo Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais (CEFET-MG). Bolsista no Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA-UFMG).

**Lucas Soares Furini<sup>(5)</sup>**

Graduando em Engenharia Ambiental e Sanitária pelo Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais (CEFET-MG). Bolsista no Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA-UFMG).

**Endereço<sup>(1)</sup>:** Avenida Antonio Carlos, 6627 - Pampulha - Belo Horizonte - MG - CEP: 31270-901 - Brasil  
Tel: (31) 3409-1011 - e-mail: [tamilemarinho@hotmail.com](mailto:tamilemarinho@hotmail.com)

### RESUMO

O uso de reatores UASB para o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos possui como principal desafio o gerenciamento dos gases formados no processo de conversão dos compostos orgânicos, sendo um dos mais problemáticos o sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ), por ser corrosivo, mau cheiroso e tóxico à saúde humana. Uma tecnologia promissora para o controle deste gás é a microaeração, que consiste na introdução de pequena quantidade de oxigênio no reator para promover a oxidação bioquímica do sulfeto. Desta forma, o presente trabalho avaliou, em duas fases, o efeito da microaeração introduzida no leito de lodo de reator UASB piloto, com vazão de  $70\text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ , sem recirculação e associada à recirculação do biogás, para favorecer a redução do  $H_2S$  no biogás e dissolvido no efluente do reator. Os resultados alcançados na Fase 1 para remoção de  $H_2S$  presente no biogás foram satisfatórias, superiores à 95% e na Fase 2 as eficiências de remoção apresentaram-se menores que o esperado, cerca de 75 %. Já para remoção sulfeto dissolvido, os resultados para as duas fases apresentaram baixas eficiências de remoção, indicando que a microaeração sem e com associação da recirculação do biogás não favoreceu a oxidação bioquímica do sulfeto dissolvido no efluente, fazendo-se necessárias novas proposições e modificações no sistema a fim de se conseguir também elevadas eficiências de remoção deste gás na fase líquida de reator UASB.

**PALAVRAS-CHAVE:** Reator UASB, Sulfeto de Hidrogênio, Microaeração, Recirculação de Biogás.

### INTRODUÇÃO

O uso de reatores UASB como tecnologia anaeróbia para tratamento de esgotos sanitários tem demonstrado ser uma tendência na realidade brasileira, já que apresenta baixos custos de investimentos e operação, adapta-se bem a climas quentes, possui uma eficiência razoável de remoção da matéria orgânica e a geração de subprodutos, como o biogás, que pode ser aproveitado como fonte de energia renovável (CHERNICHARO,

2016). Porém, apresenta como principal desafio para os sistemas de esgotamento sanitário o gerenciamento dos gases formados no processo anaeróbio de conversão dos compostos orgânicos. Entre estes gases, tem-se como um dos mais problemáticos o sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ), por este ser: um gás mau cheiroso, sendo objeto de reclamações da população do entorno; corrosivo, causando danos às estruturas e tubulações do sistema; e tóxico, sendo prejudicial à saúde humana.

O  $H_2S$  encontra-se no reator tanto na fase gasosa como constituinte do biogás e podendo ser liberado em emissões fugitivas, como também se encontra dissolvido na fase líquida, podendo ser liberado na saída do efluente do reator UASB. Dessa forma, faz-se necessária a busca por tecnologias eficientes e de baixo custo para controle e remoção do sulfeto de hidrogênio presente nas fases líquida e gasosa.

Uma opção que vem se mostrando promissora para esse controle é a técnica de microaeração, por apresentar satisfatórias eficiências, baixo custo operacional e não necessitar de instalação de novas unidades. O processo microaeróbico se caracteriza, então, pela injeção de pequenas quantidades de ar ou oxigênio puro no interior de reatores anaeróbios, para o fornecimento de oxigênio em concentrações que favoreçam a oxidação bioquímica do sulfeto de hidrogênio formado no reator (DÍAZ; FDZ-POLANCO, 2012).

Pesquisas anteriores, como de Glória *et al.* (2015) e Castro (2017), utilizaram a microaeração em reatores UASB tratando esgoto doméstico com fluxo de ar de vazões de 20, 30 e 40  $mL\cdot min^{-1}$  e obtiveram eficiências acima de 90 % na remoção do  $H_2S$  em biogás, porém para o  $H_2S$  dissolvido as eficiências foram insignificantes. Já Fdz-Polanco *et al.* (2009) e Díaz *et al.* (2011) obtiveram eficiências acima de 95 % para o  $H_2S$  gasoso e acima de 85 % para o  $H_2S$  dissolvido, utilizando a microaeração junto à recirculação do biogás em digestores anaeróbios de lodo.

Isto posto, o objetivo deste trabalho é avaliar o efeito da introdução da microaeração sem e associada à recirculação do biogás em reatores UASB tratando esgoto doméstico, na diminuição do sulfeto de hidrogênio presente no biogás e dissolvido no efluente de reator UASB piloto.

## MATERIAIS E MÉTODOS

### Área de estudo e aparato experimental

A parte experimental da pesquisa foi desenvolvida no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS) UFMG/COPASA, localizado na Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) da bacia do ribeirão Arrudas, a qual recebe grande parte do esgoto doméstico gerado na região metropolitana de Belo Horizonte. O CePTS é constituído por unidades experimentais onde são desenvolvidas diversas pesquisas com sistemas de tratamento de esgoto doméstico. O esgoto doméstico utilizado nos sistemas experimentais provém de uma tomada do esgoto que chega à ETE, após passar por tratamento preliminar.

Para desenvolver o estudo em questão foram utilizados dois reatores UASB em escala piloto. As características e a representação real desses reatores podem ser visualizadas na Tabela 1 e na Figura 1, respectivamente. Sendo que o reator denominado R1 foi operado em condições normais anaeróbias e utilizado como controle e o outro reator, denominado R2, foi operado em condições de microaeração e recirculação de biogás.



**Figura 1:** Representação real dos reatores - controle (R1) e microaerado (R2).

#### Fases experimentais

A presente pesquisa foi desenvolvida em duas etapas experimentais, nas quais as modificações necessárias foram realizadas no sistema operacional do reator R2, enquanto o reator R1 permaneceu sem alterações, operando em condições anaeróbias. Dessa forma, as eficiências de remoção de sulfeto de hidrogênio foram obtidas comparando os resultados do monitoramento do reator microaerado R2 com os resultados do reator anaeróbio R1.

FASE 1: constituiu-se na introdução de  $70 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$  de fluxo de ar no reator R2 através de uma bomba peristáltica Exatta 0517EX, onde o ar foi distribuído no interior do reator através de um difusor (pedra porosa de cerâmica - diâmetro: 9,0 cm) de ar instalado em seu interior, a 60 centímetros do fundo do reator UASB (leito de lodo). Esta fase foi realizada no período de 16/05/2017 a 29/06/2017.

FASE 2: constituiu-se na microaeração associada à recirculação do biogás e foi realizada no período de 11/07/2017 a 24/10/2017, de forma contínua. A introdução de fluxo de ar e a recirculação do biogás, foram realizadas por meio de bombas peristálticas, Exatta 0517EX e Masterflex® console drive 7518-10, respectivamente, a fim de se conseguir uma vazão controlada de fluxo de ar de  $70 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$  e uma vazão total de  $450 \text{ L} \cdot \text{dia}^{-1}$ . Os dois fluxos eram interligados e inseridos no reator R2 através de um difusor (pedra porosa de cerâmica - diâmetro: 9,0 cm) de ar instalado no interior do reator, a 60 centímetros do fundo do reator UASB (leito de lodo).

Como a recirculação era realizada em sistema fechado, foi necessária a introdução de biogás externo, a partir de outro reator maior existente no CePTS, apenas para atingir o volume necessário à vazão aplicada. Igualmente ao R1, o biogás gerado no reator R2 ainda era encaminhando ao gasômetro (medidor de gás Ritter® TG05), para quantificação continua da produção de biogás.

Para entender o efeito da microaeração sem e associada à recirculação do biogás no tratamento anaeróbio do esgoto doméstico em reator UASB foram realizadas coletas, monitoramentos e análises com frequência de duas vezes por semana dos seguintes parâmetros físico-químicos: sulfeto dissolvido; composição do biogás, quanto às concentrações (%v/v) de  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ , CO,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{O}_2$  e balanço; demanda química de oxigênio (DQO);

**Tabela 1:** Características e condições operacionais dos reatores UASB - anaeróbio (R1) e microaerado (R2).

Características	<i>Reatores Piloto</i>	
	R1 (anaeróbio)	R2 (microaerado)
Volume útil (L)	340	364
Diâmetro principal (m)	0,3	0,3
Altura útil (m)	4,0	4,25
TDH (h)	7,0	7,0
Vazão média ( $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ )	1,17	1,25

pH; temperatura; oxigênio dissolvido; e potencial de oxirredução. A Tabela 2 apresenta os métodos e referências utilizados.

**Tabela 2: Parâmetros físico-químicos monitorados, métodos de determinação e referências correspondentes.**

PARÂMETRO	MÉTODO	REFERÊNCIA
Sulfeto dissolvido	Colorimétrico	Plas <i>et al.</i> (1992); APHA (2012)
DQO total e filtrada	Colorimétrico refluxo fechado	
pH		
Potencial de oxirredução	Potenciométrico	APHA (2012)
Temperatura		
Oxigênio dissolvido		
Produção de biogás	Gasômetro volumétrico	Ritter® - TG05
Composição do biogás	Analizador portátil	Landtec® - GEM 5000

## RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados encontrados, em termos de mediana, para concentração de H<sub>2</sub>S no biogás durante a Fase 1 e a Fase 2 para o reator microaerado e para o reator controle podem ser observados na Tabela 3. A partir desses valores têm-se que a eficiência de remoção de H<sub>2</sub>S presente no biogás foi de 95 % para Fase 1 e 75 % para Fase 2. Além disso, a Tabela 3 apresenta a composição e a produção diária do biogás, em termos de mediana, durante as duas fases para o reator microaerado (R2) e controle (R1). Por meio da avaliação destes dados percebe-se um aumento da produção de biogás durante as duas fases para o reator microaerado em comparação ao reator controle. Este aumento é justificado pela contínua introdução de ar no reator, assim, o O<sub>2</sub> que não é consumido e o N<sub>2</sub> (principal constituinte do ar), somam-se ao biogás produzido. Esta mesma explicação justifica a menor concentração de CH<sub>4</sub> e o aumento de O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> no biogás do reator microaerado (R2), em que o fluxo de ar introduzido leva a diluição do biogás e prejudica, assim, seu aproveitamento energético, já que o poder calorífico do biogás está relacionado à quantidade de metano presente em sua composição.

**Tabela 3: Condições operacionais dos reatores UASB anaeróbio (R1) e microaerado (R2) e seus resultados quanto à produção e composição do biogás.**

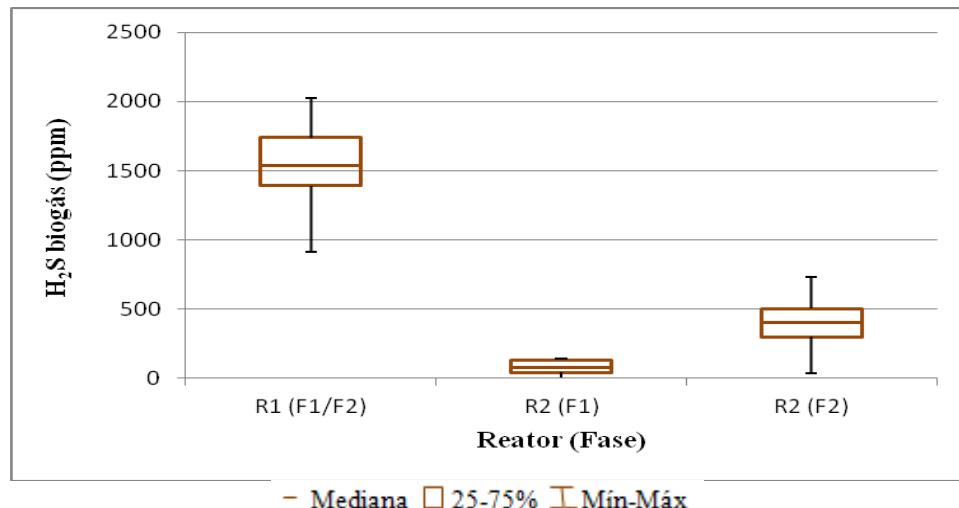
Fase Operacional	N	Vazão de ar (mL.min <sup>-1</sup> )	Vazão de recirculação* (mL.min <sup>-1</sup> )	Produção de biogás (L.d <sup>-1</sup> )	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> S (ppm)	O <sub>2</sub> (%)	N <sub>2</sub> (%)
<b>R1 (F1/F2)</b>	11	0,0	0,0	69,1	58,1	1542,7	0,6	36,9
<b>Fase 1</b>	11	70,0	0,0	156,0	17,5	75,7	10,7	64,2
<b>Fase 2</b>	23	70,0	450,0	112,2	24,1	403,0	9,7	61,7

\*Vazão total de recirculação incluída a vazão de ar introduzida continuamente.

Através da análise dos dados obtidos para concentração de H<sub>2</sub>S presente no biogás na forma de gráfico Box-Whiskers (Figura 2), percebe-se que a introdução de ar durante as duas fases de microaeração proporcionou significativa redução do sulfeto no biogás quando comparado ao reator controle (R1).

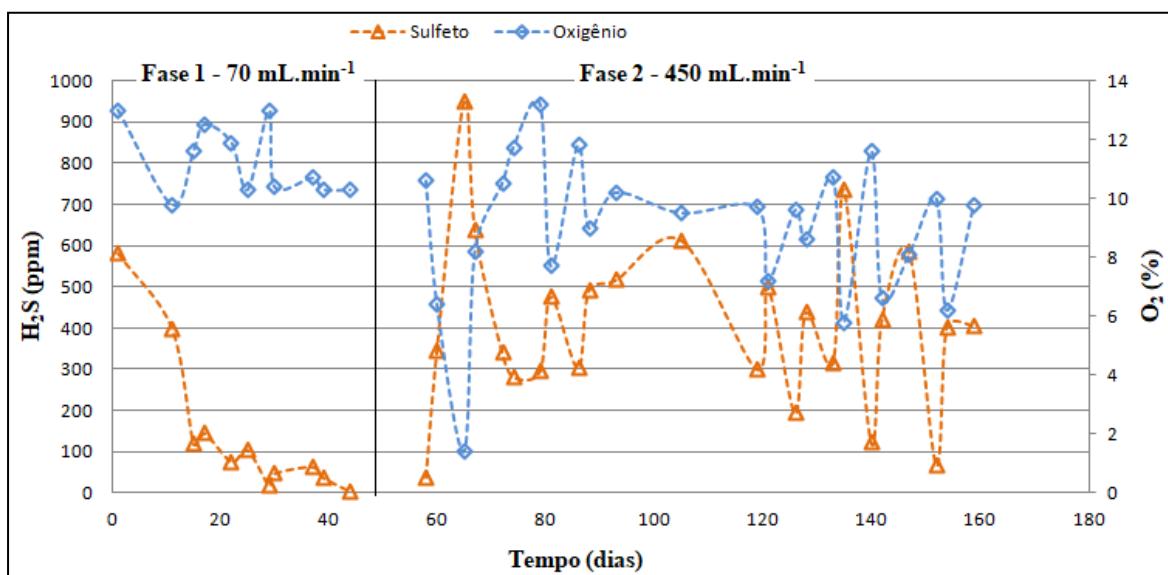
As eficiências alcançadas na presente pesquisa, quanto ao H<sub>2</sub>S gasoso em biogás, foram próximas as encontradas em trabalhos anteriores. Como nos estudos, já mencionados, desenvolvidos por Glória *et al.* (2015), que introduziram vazões de fluxo de ar de 30 e 40 mL.min<sup>-1</sup> à 3 metros do fundo do reator UASB piloto (manta de lodo), tratando esgoto doméstico, e alcançaram eficiência de remoção do H<sub>2</sub>S no biogás, em termos de carga, em torno de 95 % e por Castro (2017), que introduziu vazão de fluxo de ar de 20 mL.min<sup>-1</sup>, aplicado à 3 metros do fundo do reator UASB (manta lodo) piloto tratando esgoto doméstico, e com mesmo TDH, 7 horas, alcançando também elevada eficiência de remoção de sulfeto no biogás, em torno de 97 % e alta estabilidade de dados. Desta forma, a elevada remoção, em termos de concentração, na presente pesquisa, para Fase 1, enfatizou a eficácia do método para a remoção almejada, apresentando eficiência de remoção de

95 % de H<sub>2</sub>S em biogás. Já a menor eficiência relatada na Fase 2, em torno de 75 %, não foi um resultado positivo, já que esperava-se que o aumento da agitação/turbulência devido à recirculação de biogás no líquido pudesse otimizar a difusão de oxigênio e, por sua vez, a oxidação de sulfetos.



**Figura 2:** Gráfico de Box-Whiskers das concentrações de H<sub>2</sub>S do biogás durante as Fases 1 e 2 para reator anaeróbio (R1) e microaerado (R2).

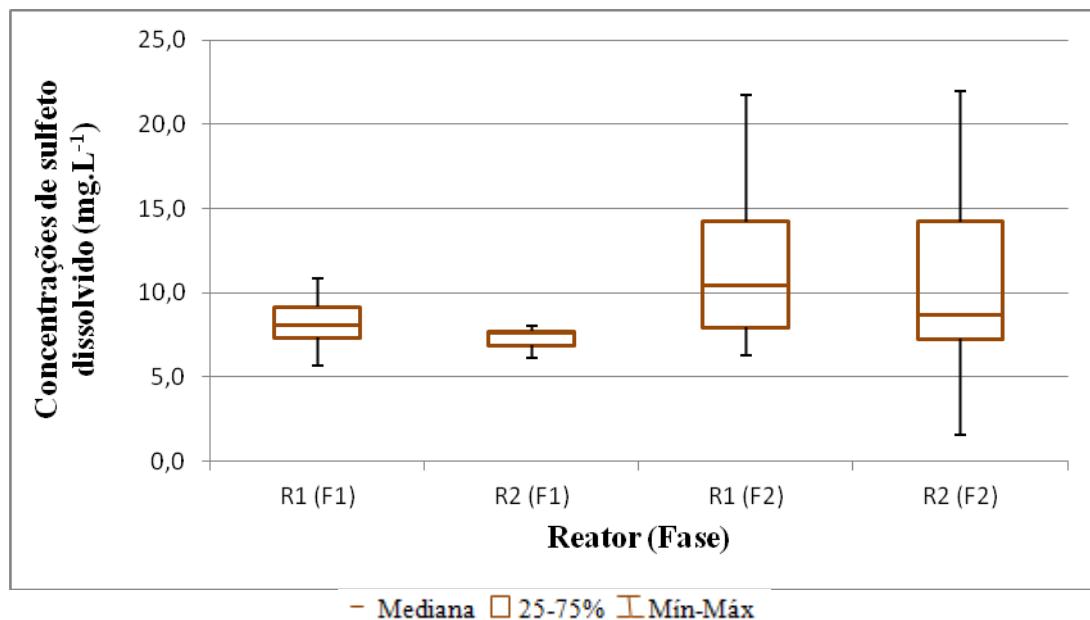
A série temporal apresentada na Figura 3 mostra a relação entre a concentração de H<sub>2</sub>S e de O<sub>2</sub> no biogás no decorrer do tempo. Analisando essa figura, pode-se perceber que o aumento da concentração de O<sub>2</sub> no biogás proporciona maior redução de H<sub>2</sub>S, como esperado.



**Figura 3:** Série temporal para os dados de oxigênio e sulfeto de hidrogênio, como constituinte do biogás para reator microaerado (R2) nas duas fases operacionais.

Quanto aos resultados encontrados para a fase líquida, tem-se que na Fase 1 com introdução da microaeração, as concentrações de sulfeto dissolvido, em termos de medianas, foram de 8,0 mg.L<sup>-1</sup> para o R1 e de 7,6 mg.L<sup>-1</sup> para o R2, apresentando eficiência de remoção insignificante, inferior a 5 %. Essas concentrações foram obtidas a partir de 12 dados. Na Fase 2, com introdução da microaeração associada à recirculação do biogás, as concentrações de H<sub>2</sub>S dissolvido no efluente foram de 10,5 mg.L<sup>-1</sup> para o R1 e de 8,7 mg.L<sup>-1</sup> para o R2, com eficiência de remoção de apenas 17,2 % (concentrações dadas em termo de medianas, obtidas a partir de 24 dados).

A análise dos dados nas duas fases da pesquisa, por meio do gráfico Box-Whiskers (Figura 4), evidencia à insignificante diferença entre as concentrações de sulfeto dissolvido no efluente do reator anaeróbio (R1) e microaeróbio (R2), principalmente durante a Fase 1.



**Figura 4:** Gráfico de Box-Whiskers das concentrações de H<sub>2</sub>S dissolvido durante as Fases 1 e 2 para os reatores anaeróbio (R1) e microaerado (R2).

A introdução de microaeração associada à recirculação de biogás, nesta pesquisa, não foi eficiente para remoção do sulfeto dissolvido no efluente, em contradição aparente aos resultados reportados nos estudos supramencionados para tratamento de lodo em digestores anaeróbios, onde os autores encontraram eficiências de remoção de sulfeto dissolvido acima de 85 %, utilizando-se da microaeração em conjunto com a recirculação do biogás. Esta contradição pode ser justificada pelo diferente cenário entre as duas pesquisas. Como no presente estudo a recirculação de biogás foi utilizada em reator UASB tratando esgoto doméstico, sistema que possui regime de aplicação de carga orgânica volumétrica muito diferenciada, com valores bem inferiores, alimentação contínua e vazões líquidas efluentes bem maiores, em relação aos digestores de lodo, consequentemente, a produção de biogás e de sulfeto no biogás é muito menor. A maior produção de gases em digestores de lodo possibilita o maior desprendimento dos gases dissolvidos, facilitando assim sua remoção a partir da técnica de microaeração com recirculação do biogás, inclusive também do sulfeto dissolvido.

Nesta pesquisa, foi avaliada também se a introdução de O<sub>2</sub> interfere no funcionamento dos reatores UASB quanto à remoção da matéria orgânica, considerando, para isso, as eficiências de remoção da Demanda Química de Oxigênio (DQO) durante as duas fases de operação. A Tabela 4 mostra uma estatística descritiva básica dos dados obtidos através das análises de DQO. A partir desses dados, tem-se que as eficiências de remoção de DQO em relação ao esgoto bruto (EB), em termos de mediana, foram de 55,5 %, 54,7 % e 64,3 %, para o reator anaeróbio (R1) durante as duas fases, para o reator microaerado (R2) na Fase 1 e para R2 durante a Fase 2, respectivamente. Dessa forma, a microaeração não prejudicou o funcionamento do reator UASB piloto R2, já que seus valores de eficiência da remoção de DQO encontraram-se próximos ou superiores aos valores de eficiência obtidos para reator anaeróbio R1, sendo que para ambos os reatores no período analisado, as eficiências de remoção de DQO encontraram-se dentro da faixa reportada por von Sperling (2014) para reator UASB tratando esgoto doméstico, de 55-70 %.

**Tabela 4: Estatística descritiva dos resultados de DQO ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para o reator anaeróbio (R1) e microaerado (R2) durante as Fases 1 e 2.**

DQO ( $\text{mg.L}^{-1}$ )						
	N	Média	Mediana	Mínimo	Máximo	Desvio Padrão
<b>EB</b>	29	414,9	375,0	154,0	1000,0	210,0
<b>R1</b>	31	179,8	167,0	78,0	391,0	69,0
<b>R2 (F1)</b>	12	182,0	170,0	117,0	315,0	52,0
<b>R2 (F2)</b>	19	158,0	134,0	72,0	398,0	75,0

## CONCLUSÕES/RECOMENDAÇÕES

A técnica de microaeração se mostrou bastante eficiente na remoção do  $\text{H}_2\text{S}$  gasoso, reforçando sua relevância no controle do gás sulfídrico gerado em sistemas anaeróbios de remoção de compostos orgânicos. Esta relevância é acentuada também pela simplicidade da técnica e por não ser necessário adicionar novas unidades às ETEs para o controle do sulfeto.

Quando se tentou conjugar a microaeração à recirculação do biogás para alcançar também elevadas eficiências de remoção do sulfeto dissolvido, os resultados não se apresentaram como esperado. Neste cenário, houve redução da eficiência de remoção do sulfeto gasoso e baixa ou nenhuma eficiência nas concentrações de sulfeto dissolvido no efluente líquido do reator UASB, diferindo, assim, das eficiências encontradas quanto à remoção de sulfeto de hidrogênio presente no biogás e dissolvido no efluente em digestores anaeróbios de lodo. As diferenças existentes entre os reatores UASB tratando esgoto doméstico e os digestores anaeróbios de lodo, como as configurações hidráulicas, condições operacionais e quantidade de gases produzidos, podem explicar as menores eficiências encontradas na presente pesquisa.

Constatou-se também que a introdução de ar durante as Fases 1 e 2 de microaeração não prejudicou o funcionamento do reator UASB quanto a remoção de matéria orgânica, quando considerada a remoção de DQO do reator anaeróbio em relação ao reator microaerado.

Dessa forma, faz-se necessário a continuação da pesquisa com modificações no sistema, como, por exemplo, alterando a vazão testada e/ou introduzindo o fluxo gasoso em diferentes alturas do reator, assim, possibilitando melhores eficiências e entendimentos quanto ao uso desta técnica em reatores UASB tratando esgoto doméstico.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. APHA; AWWA; WPCF. Standard methods for the examination of water and wastewater. 22 ed. Washington DC.: American Public Health Association, 2012.
2. CASTRO, I. M. P. Avaliação da microaeração em reator UASB piloto para remoção do sulfeto de hidrogênio produzido no tratamento de esgoto doméstico. 2017. 110 p. 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.
3. CHERNICHARO, C. A. L. Princípio do tratamento biológico de águas residuárias – Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA/UFMG, 2 ed. Belo Horizonte, v. 5, 380 p., 2016.
4. DÍAZ, I.; FDZ-POLANCO, M. Robustness of the microaerobic removal of hydrogen sulfide from biogas. *Water Science & Technology*, v. 65, n. 8, p. 1368-1374, 2012.
5. DÍAZ, I.; PÉREZ, S.I.; FERRERO, E.M.; FDZ-POLANCO, M. Effect of oxygen posing point and mixing on the microaerobic removal of hydrogen sulphide in sludge digesters. *Bioresource Technology*, v. 102, p. 3768-3775, 2011.

6. GLÓRIA, A.; SILVA, A. M. L.; MOTTA, T. M.; SANTOS, A. M. S.; SOUZA, C. L. *Estudo da microaeração em reatores UASB tratando esgotos domésticos.* In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 28., 2015, Rio de Janeiro. Anais... Rio de Janeiro: ABES, 2015. 8 p.
7. FDZ-POLANCO, M.; DÍAZ, I.; PÉREZ, S. I.; LOPES, A. C.; FDZ-POLANCO, F. *Hydrogen sulphide removal in the anaerobic digestion of sludge by micro-aerobic processes: pilot plant experience.* Water Science & Technology, v. 60, n. 12, p. 3045- 3050, 2009.
8. PLAS, C.; HARANT, H.; DANNER, H.; JELINEK, E.; WIMMER, K.; HOLUBAR P.; BRAUN, R. *Ratio of biological and chemical oxidation during the aerobic elimination of sulphide by colourless sulphur bacteria.* Applied Microbiology and Biotechnology. v. 36, n. 6, p. 817-822, 1992.
9. VON SPERLING, M. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA/UFMG. v. 1, 4 ed. Belo Horizonte, 2014. 472 p.