

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO  
CENTRO TECNOLÓGICO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA  
AMBIENTAL**

**WILLIAN LEMKER ANDREÃO**

**ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO ESCOAMENTO NO INTERIOR  
DE UMA CÂMARA DE FLUXO DINÂMICA NA TAXA DE  
EMISSÃO DE SULFETO DE HIDROGÊNIO**

Vitória  
2016

WILLIAN LEMKER ANDREÃO

**ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO ESCOAMENTO NO INTERIOR  
DE UMA CÂMARA DE FLUXO DINÂMICA NA TAXA DE  
EMISSÃO DE SULFETO DE HIDROGÊNIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Ambiental, na área de concentração em Poluição do Ar.

Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Jane Meri Santos

Vitória  
2016

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)  
(Biblioteca Setorial Tecnológica,  
Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

---

A556a Andreão, Willian Lemker, 1991-  
Análise da influência do escoamento no interior de uma câmara  
de fluxo dinâmica na taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio /  
Willian Lemker Andreão. – 2016.  
108 f. : il.

Orientador: Jane Meri Santos.  
Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) –  
Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Gases. 2. Controle de odor. 3. Sulfeto de hidrogênio. 4.  
Fluidodinâmica computacional. 5. Câmara de fluxo dinâmica. 6.  
ANSYS-CFX (Programa de computador). I. Santos, Jane Meri. II.  
Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico. III.  
Título.

CDU: 628

---



UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO  
CENTRO TECNOLÓGICO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

**“Análise da influência do escoamento no interior de uma câmara de fluxo dinâmica na taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio”.**

**WILLIAN LEMKER ANDREÃO**

**Banca Examinadora:**

Prof. Dra. Jane Meri Santos  
Orientadora – DEA/CT/UFES

Prof. Dr. Neyval Costa Reis Júnior  
Examinador Interno – DEA/CT/UFES

Prof. Dr. Rodrigo Silveira Vieira  
Examinador Externo – DEQ/UFC

Coordenador do PPGEA: Prof. Dr. Edmilson Costa Teixeira

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO  
Vitória, ES, 30 de Março de 2016

## AGRADECIMENTOS

A Deus e a Santa Catarina de Alexandria, padroeira dos estudantes.

Aos meus pais Brás e Rosângela (*in memoriam*).

Aos professores Jane Meri Santos, Neyval Costa Reis Junior e demais professores pela contribuição ao meu trabalho e pelos conhecimentos compartilhados.

Ao professor Richard M. Stuetz da University of New South Wales (Austrália) pelas sugestões ao trabalho.

Aos professores Maxsuel M. R. Pereira e Lucia Helena S. Pimassoni pelo encorajamento e ajuda com o mestrado.

Ao senhor Dirceu Fabres do setor de importação pela ajuda e conhecimentos passados em comércio exterior.

Aos colegas do Laboratório da Qualidade do Ar (NQualiAr) e demais amigos, em especial Karine, Rita, Rizzieri, Elson e Alexandre.

Ao CNPq pelo apoio financeiro.

A FAPES que possibilitou a aquisição do *cluster* pelo NQualiAr.

Se não fossem as minhas malas cheias de memórias  
Ou aquela história que faz mais de um ano  
Não fossem os danos  
Não seria eu

Se não fossem as minhas tias com todos os mimos  
Ou se eu menino fosse mais amado  
Se não desse errado  
Não seria eu

Se o fato é que eu sou muito do seu desagrado  
Não quero ser chato  
Mas vou ser honesto  
Eu não sei o que você tem contra mim

Você pode tentar por horas me deixar culpado  
Mas vai dar errado  
Já que foi o resto  
Da vida inteira que me fez assim

Se não fossem os ais  
E não fosse a dor  
E essa mania de lembrar de tudo feito um gravador  
Se não fosse Deus bancando o escritor [...]

[...] Eu não seria eu.

Clarice Falcão

## RESUMO

O processo de tratamento de efluentes domésticos leva à formação de compostos odorantes, como o sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ), que pode causar incômodo e impactos à saúde dos residentes próximos. A câmara de fluxo dinâmica é largamente utilizada para estimar a emissão dos gases odorantes a partir de superfícies líquidas quiescentes, presentes nas estações de tratamento de esgoto. A geometria da câmara deve promover uma completa mistura do gás volatilizado em seu interior para que a emissão medida seja independente do ponto de amostragem. Um dispositivo auxiliar, como um micro ventilador, é comumente utilizado para esse fim. O presente estudo investigou a influência do escoamento no interior da câmara sobre o transporte de  $H_2S$  e sua taxa de emissão. A modelagem matemática desses fenômenos foi efetuada por meio da solução numérica das equações de transporte considerando o escoamento turbulento, utilizando o código ANSYS-CFX 14.5. Os resultados mostram que uma câmara de fluxo com oito entradas de ar promove uma distribuição mais homogênea da concentração, porém a velocidade de fricção na interface ( $0,007 \text{ m s}^{-1}$ ) não é suficiente para promover um varrimento adequado da interface, onde são encontrados valores elevados de concentração. Já na configuração padrão (modelo US EPA), com quatro entradas, o fluxo de ar limpo pode atingir a sonda de amostragem, afetando o valor medido de concentração. Se micro ventiladores são utilizados, a turbulência criada dentro da câmara e a velocidade de fricção são significativamente maiores. A concentração rapidamente atinge o estado estacionário dentro da câmara (1 a 2 min) e a taxa de emissão final é, em média, 25,3% maior com o uso dos micro ventiladores. Se o objetivo do uso da câmara é representar as condições ambientais que seriam encontradas em campo, é recomendado o uso de micro ventiladores.

Palavras-chave: amostragem de gases odorantes, emissão de gases odorantes, câmara de fluxo dinâmica, dinâmica dos fluidos computacional, CFX.

## ABSTRACT

The wastewater treatment process lead to formation of odorous compounds, as hydrogen sulphide (H<sub>2</sub>S), which can cause nuisance and disturbance to health of nearby residents. The dynamic flux chamber (or flux hood) is widely used to estimate the emission of odorous gases from quiescent liquid surfaces, presented in wastewater treatment plants. The geometry of the flux hood must promote a complete mixing of the volatilized gas within the hood to the emission measured be independent of the point sampling. An auxiliary device, as a small fan, it is commonly used for this purpose. This study investigated the influence of the flow inside the chamber on the transport of H<sub>2</sub>S and its emission rate. Mathematical modeling of these phenomena was performed through the numerical solution of the transport equations considering the turbulent flow using ANSYS-CFX 14.5 code. The results show that a flux hood with eight air inlets promote a concentration distribution more homogeneous, although the friction velocity at interface ( $0.007 \text{ m s}^{-1}$ ) is not sufficient to promote an appropriate sweeping on interface, where it is found high values of concentration. In standard configuration (US EPA model), with four inlets, clean air jet can reaches the sampling probe, affecting in the concentration values measured. If micro fans are used, turbulence created within the hood and friction velocity are significantly higher. Concentration quickly reaches stationary state within the hood (1 to 2 min) and the final emission rate is on average 25.3% higher with the use of micro fans. If the purpose of using the flux hood is to represent environmental conditions that would be found in the field, it is recommended to use micro fans.

Keywords: Odour sampling, odorous emissions, flux hoods, computational fluid dynamics, CFX.



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Representação esquemática dos processos de transferência de massa através dos filmes líquido e gasoso .....	23
Figura 2. Valores da constante de Henry adimensional para compostos de importância ambiental e sua relação com o coeficiente global de transferência de massa .....	27
Figura 3. Diagrama em corte da câmara de fluxo de isolamento de emissão .....	33
Figura 4. Visão em corte do campo de escoamento e distribuição das concentrações de Hg no interior de uma câmara de fluxo, para as vazões de ar de entrada de 2 L min <sup>-1</sup> e 20 L min <sup>-1</sup> .....	37
Figura 5. Evolução da concentração de N <sub>2</sub> O com o tempo .....	39
Figura 6. Influência do uso de um micro ventilador no fluxo evaporativo da água .....	40
Figura 7. Linhas de corrente e concentração de H <sub>2</sub> S no interior da câmara nos planos XZ e YZ .....	41
Figura 8. Perspectiva isométrica de um túnel de vento portátil .....	43
Figura 9. Câmara de fluxo dinâmica pertencente ao NQualiAr .....	49
Figura 10. Vista interior do domo da câmara de fluxo dinâmica pertencente ao NQualiAr .....	49
Figura 11. Domínio com a configuração básica da câmara e incluindo um micro ventilador .....	50
Figura 12. Malha computacional com aproximadamente 3 milhões de pontos nodais ...	58
Figura 13. Localização da linha vertical (x = 0 m; y = 0 m) e perfis relativos às componentes $u$ (m s <sup>-1</sup> ), $v$ (m s <sup>-1</sup> ) e $w$ (m s <sup>-1</sup> ) da velocidade .....	61
Figura 14. Localização da linha vertical (x = 0,117 m; y = 0 m) e perfis relativos às componentes $u$ (m s <sup>-1</sup> ), $v$ (m s <sup>-1</sup> ) e $w$ (m s <sup>-1</sup> ) da velocidade .....	62
Figura 15. Localização da linha vertical (x = - 0,117 m; y = 0 m) e perfis relativos às componentes $u$ (m s <sup>-1</sup> ), $v$ (m s <sup>-1</sup> ) e $w$ (m s <sup>-1</sup> ) da velocidade .....	63

Figura 16. Localização da linha vertical ( $x = 0$ m; $y = 0,117$ m) e perfis relativos às componentes $u$ ( $m s^{-1}$ ), $v$ ( $m s^{-1}$ ) e $w$ ( $m s^{-1}$ ) da velocidade .....	64
Figura 17. Localização da linha vertical ( $x = 0$ m; $y = - 0,117$ m) e perfis relativos às componentes $u$ ( $m s^{-1}$ ), $v$ ( $m s^{-1}$ ) e $w$ ( $m s^{-1}$ ) da velocidade .....	65

### **INFLUENCE OF INLET MIXING ON FLUX HOOD SAMPLING OF ODOROUS EMISSIONS AT LIQUID SURFACE**

Figure 1. Schematic drawing of flux hood with 4 inlet holes and computational mesh used in the CFD simulations .....	70
Figure 2. Streamlines at vertical planes XZ and YZ for 4, 6 and 8 inlet holes .....	72
Figure 3. Turbulent kinetic energy distribution at vertical planes XZ and YZ for 4, 6 and 8 inlet holes .....	73
Figure 4. Evolution of concentration of $H_2S$ at vertical planes XZ and YZ for 4 holes flux hood .....	74
Figure 5. Evolution of concentration of $H_2S$ at vertical planes XZ and YZ for 6 holes flux hood .....	75
Figure 6. Evolution of concentration of $H_2S$ at vertical planes XZ and YZ for 8 holes flux hood .....	76

### **INFLUENCE OF FAN MIXING ON FLUX HOOD SAMPLING OF ODOROUS EMISSIONS AT LIQUID SURFACE**

Figure 1. Schematic drawing of flux hood with fans turned down .....	83
Figure 2. Streamlines at the vertical planes XZ and YZ without fan and with fans .....	87
Figure 3. Turbulent kinetic energy distribution at the vertical planes XZ and YZ without fan and with fans .....	88
Figure 4. Evolution of concentration of $H_2S$ at vertical planes XZ and YZ without fan .....	90

Figure 5. Evolution of concentration of H <sub>2</sub> S at vertical planes XZ and YZ with larger fan turned down .....	91
Figure 6. Evolution of concentration of H <sub>2</sub> S at vertical planes XZ and YZ with larger fan turned up .....	92
Figure 7. Evolution of concentration of H <sub>2</sub> S at vertical planes XZ and YZ with smaller fan turned down .....	93
Figure 8. Evolution of concentration of H <sub>2</sub> S at vertical planes XZ and YZ with smaller fan up .....	94
Figure 9. Friction velocity distribution at interface .....	95

## LISTA DE SIGLAS

COV	Compostos Orgânicos Voláteis
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
NMSE	<i>Normalised Mean Square Error</i> (Erro Quadrático Médio Normalizado)
NQualiAr	Núcleo de estudo da Qualidade do Ar
OU	Unidade de Odor
pH	Potencial Hidrogeniônico
ppb	Partes por Bilhão
ppm	Partes por Milhão
RANS	<i>Reynolds Averaged Navier-Stokes</i>
RFR	<i>Rotating Frames of Reference</i>
RMS	<i>Root Mean Square</i> (Resíduo Médio Normalizado)
rpm	Rotações por Minuto
SST	<i>Shear Stress Transport</i> (Modelo de Turbulência)
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente)
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo
US EPA	<i>United States Environmental Protection Agency</i>
UNSW	<i>University of New South Wales</i>

## LISTA DE SÍMBOLOS

$A$	Área superficial coberta pela câmara [m <sup>2</sup> ]
$a_p$	Coefficiente representativo do volume de controle
$A_s$	Área superficial coberta pelo túnel de vento [m <sup>2</sup> ]
$A_t$	Área de seção transversal do túnel de vento [m <sup>2</sup> ]
$C$	Concentração de odor [UO m <sup>-3</sup> ]
$C_A$	Concentração da substância A [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_G$	Concentração do composto na fase gasosa [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_{G,0}$	Concentração do composto no seio da fase gasosa [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_{G,i}$	Concentração do composto na interface gasosa [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_{G,\infty}$	Concentração do composto distante da interface para a fase gasosa [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_L$	Concentração do composto na fase líquida [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_{L,0}$	Concentração do composto no seio da fase líquida [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_{L,i}$	Concentração do composto na interface líquida [kg m <sup>-3</sup> ]
$C_{L,\infty}$	Concentração do composto distante da interface para a fase líquida [kg m <sup>-3</sup> ]
$D_{AB}$	Coefficiente de difusão de transferência de massa [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$D_G$	Difusividade molecular do composto na fase gasosa [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$d_G$	Espessura do filme gasoso [m]
$D_L$	Difusividade molecular do composto na fase líquida [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$d_L$	Espessura do filme líquido [m]
$D_m$	Difusividades molecular [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$D_t$	Difusividades turbulenta [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$E$	Taxa de emissão de odor [UO m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$H$	Profundidade [m]
$J$	Fluxo total entre as fases [kg s <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> ]
$J_A$	Fluxo de massa da substância A [kg s <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> ]

$J_G$	Fluxo de massa do composto A que atravessa o filme gasoso [ $\text{kg s}^{-1} \text{m}^{-2}$ ]
$J_L$	Fluxo de massa do composto A que atravessa o filme líquido [ $\text{kg s}^{-1} \text{m}^{-2}$ ]
$k$	Constante de von Karman [ $k \sim 0.4$ ]
$k_G$	Coefficiente de transferência de massa da fase gasosa [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$K_H$	Constante da Lei de Henry na forma adimensional
$k_L$	Coefficiente de transferência de massa da fase líquida [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$K_L$	Coefficiente global de transferência de massa da fase líquida [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$L$	Comprimento da fonte de área na direção do vento [m]
$l$	Comprimento de escala da turbulência [m]
$m$	Fração mássica [ $\text{kg}_A \text{kg}_{\text{Mistura}}^{-1}$ ]
$n$	Número de amostras
$p$	Pressão [Pa]
$Q$	Vazão [ $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ ]
$R_q$	Taxa de geração da espécie química por unidade de volume [ $\text{kg s}^{-1} \text{m}^{-3}$ ]
$r_\varphi$	Desbalanceamento do resíduo bruto do volume de controle
$u$	Componente da velocidade na direção x [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$U_{10}$	Velocidade do vento a 10 m [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$U^*$	Velocidade de fricção [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$v$	Componente da velocidade na direção y [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$V_t$	Velocidade do vento dentro do túnel de vento [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$w$	Componente da velocidade na direção z [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$x_i$	Valor da variável observada [unidade depende da variável]
$y_i$	Valor da variável estimada [unidade depende da variável]
$z_0$	Comprimento de rugosidade aerodinâmica [m]
$z$	Altura de referência [m]
$\Delta_\varphi$	Diferença representativa da variável no domínio [unidade depende da variável]

$\delta_{ij}$	Delta de Kronecker [1, se $i = j$ e 0, se $i \neq j$ ]
$\varepsilon$	Dissipação de energia cinética turbulenta [ $\text{m}^2 \text{s}^{-3}$ ]
$k$	Energia cinética turbulenta [ $\text{m}^2 \text{s}^{-2}$ ]
$\rho$	Massa específica [ $\text{kg m}^{-3}$ ]
$\tau$	Tensão [Pa]
$\nu$	Viscosidade molecular [ $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ]
$\nu_t$	Viscosidade turbulenta [ $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ]
$\omega$	Taxa de dissipação específica [ $\text{s}^{-1}$ ]

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	17
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	21
2.1 OBJETIVO GERAL.....	21
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	21
<b>3 REVISÃO DA LITERATURA</b> .....	22
3.1 VOLATILIZAÇÃO DE GASES EM SUPERFÍCIES QUIESCENTES .....	22
3.2 MODELOS ALGÉBRICOS DE EMISSÃO DE GASES PARA UNIDADES DE TRATAMENTO DE EFLUENTES .....	28
3.3 MÉTODOS DE MEDIÇÃO DA TAXA DE EMISSÃO DE GASES EM SUPERFÍCIES QUIESCENTES.....	29
<b>3.3.1 Câmara de fluxo estática</b> .....	30
<b>3.3.2 Câmara de fluxo dinâmica</b> .....	31
<b>3.3.3 Túnel de vento</b> .....	42
3.4 COMPARAÇÃO DAS CARACTERÍSTICAS FÍSICAS E AERODINÂMICAS DE CÂMARAS DE FLUXO DINÂMICA E TÚNEIS DE VENTO.....	44
<b>4 METODOLOGIA</b> .....	48
4.1 CONFIGURAÇÃO DA CÂMARA DE FLUXO DINÂMICA .....	49
4.2 MODELAGEM MATEMÁTICA NUMÉRICA.....	50
<b>4.2.1 Domínio computacional</b> .....	50
<b>4.2.2 Equações governantes</b> .....	50
<b>4.2.3 Tratamento da turbulência</b> .....	51
<b>4.2.4 Solução numérica</b> .....	54
<b>4.2.5 Condições de contorno</b> .....	55
<b>4.2.6 Condições de contorno para a interface</b> .....	56
<b>4.2.7 Teste de malhas</b> .....	57
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	67



5.1 INFLUENCE OF INLET MIXING ON FLUX HOOD SAMPLING OF ODOROUS EMISSIONS AT LIQUID SURFACE .....	68
5.2 INFLUENCE OF FAN MIXING ON FLUX HOOD SAMPLING OF ODOROUS EMISSIONS AT LIQUID SURFACE .....	80
<b>6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS ...</b>	<b>100</b>
<b>7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>102</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Emissões de gases odorantes provenientes de fontes antropogênicas são uma preocupação crescente para os órgãos públicos e reguladores, assim como para a sociedade. Diversas podem ser as fontes de gases odorantes: operações envolvendo o refino, estoque e transferência de produtos petroquímicos, indústrias de papel e celulose, agroindústrias, estações de tratamento de efluentes líquidos, aterros sanitários, entre outras. A emissão de gases odorantes proporcionam um impacto real sobre as pessoas e o seu bem estar. Resolver problemas de odor envolve a mudança do processo operacional ou o controle da emissão de gases odorantes. Para tanto, é necessário determinar a taxa de emissão do composto que se deseja reduzir ou controlar por meio de filtros, o que requer o conhecimento da vazão de ar contaminado e a concentração do gás odorante correspondente. Assim, a medição de emissões a partir de fontes canalizadas (chaminés de fábricas) é relativamente fácil, pois a vazão pode ser facilmente mensurada. Por outro lado, para as fontes tipo área, como lagoas anaeróbias, tanques de sedimentação (primário e secundário), tanques de equalização, reatores sequenciais em batelada, filtros biológicos aerados (com lodo acumulado antes da lavagem) e lagoas de estabilização, não há um escoamento canalizado do qual possa ser medida a vazão do gás. Emissões de fontes tipo área ocorrem por processos de difusão, em que um gradiente de concentração fornece a força motriz para a transferência de gases do líquido para o ar. A determinação da taxa de emissão de compostos odorantes a partir de superfícies líquidas é uma demanda recorrente no estudo dos impactos ambientais relacionados aos odores provenientes do tratamento de esgotos e outros efluentes (GOSTELOW; PARSONS; STUETZ, 2001; GOSTELOW *et al.*, 2003; MUEZZINOGLU, 2003; BLUDEN; ANEJA; OVERTON, 2008; SANTOS *et al.*, 2009; BEGHI *et al.*, 2011; LATOS *et al.*, 2011).

Os principais compostos odorantes emitidos a partir de estações de tratamento de esgoto doméstico (ETE) pertencem às famílias de compostos químicos tais como os sulfurados, nitrogenados e hidrocarbonetos como fenóis, aldeídos, cetonas, álcoois e ácidos graxos voláteis. Comumente o sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ) é utilizado como indicador de impacto para o monitoramento de emissões dos gases odorantes em ETE, devido a sua fácil detecção e reconhecimento, mesmo em concentrações baixas (ppb - partes por bilhão) (SANTOS *et al.*, 2009). Dentre as ETE que apresentam unidades com superfícies líquidas quiescentes, que são superfícies com baixo grau de perturbação, a emissão de  $H_2S$  ocorre principalmente em tanques e lagoas. Além disso, sua concentração é facilmente

mensurada por equipamentos manuais, o que otimiza o tempo e reduz análises em laboratório. A produção de sulfeto de hidrogênio está associada ao efeito de bactérias redutoras de sulfato. Em condições de anaerobiose, essas bactérias reduzem o sulfato produzindo sulfeto de hidrogênio (VON SPERLING, 2002; LATOS *et al.*, 2011; BEGHI *et al.*, 2012).

O H<sub>2</sub>S é um gás incolor, de cheiro desagradável característico, extremamente tóxico, corrosivo e mais denso que o ar (densidade relativa igual a 1,2) (SANDRES e MAINIER, 2009). De acordo com Mainer (2001) e WHO (2003), exposições a concentrações de H<sub>2</sub>S em torno de 0,05 a 5 ppm (partes por milhão) já permite a detecção do odor característico do gás. Se essa exposição ocorre em concentrações em torno de 10 a 30 ppm, num período de seis a oito horas, pode causar irritação dos olhos. Concentrações acima de 150 ppm, num tempo de exposição entre dois e quinze minutos, já pode causar perda de olfato, irritação dos olhos, inconsciência, convulsão, distúrbios respiratórios e circulatórios e em casos de concentração acima de 700 ppm, um tempo de exposição de até dois minutos pode levar a colapso e morte. O tempo de vida do H<sub>2</sub>S foi estimado em cerca de duas horas em atmosferas urbanas e de dois dias em áreas remotas (GOMES, 2010). Dessa forma, caso haja um acidente envolvendo vazamento de sulfeto de hidrogênio, as consequências podem alcançar proporções grandiosas, colocando em risco a vida humana, a integridade do patrimônio público e industrial e o meio ambiente.

Para se estimar a emissão de gases odorantes, geralmente são adotadas duas abordagens distintas. A primeira refere-se à utilização de modelos matemáticos algébricos (WATER9; TOXCHEM + e GOSTELOW, PARSONS e COBB, 2001) que permitem a estimativa da taxa de emissão tendo por base características da fase líquida e da fase gasosa. Tais modelos são muito utilizados em estudos de impacto ambiental, onde ainda não existe uma fonte odorante instalada, sendo também um recurso que disponibiliza os resultados de maneira rápida e pode ser aplicado em soluções de engenharia (SANTOS *et al.*, 2012).

A segunda abordagem considera a realização de medições na fonte e/ou no entorno, englobando métodos indiretos e diretos. Nos métodos indiretos, monitora-se a concentração dos gases e as condições meteorológicas ao longo do tempo e do espaço através de modelos de dispersão empregados de forma reversa, e estima-se a emissão dos mesmos em suas fontes (GOSTELOW *et al.*, 2003; RO *et al.*, 2013). Esse método tem como vantagem o fato de não interferir na emissão no ponto medido, porém necessita de

inúmeras amostragens, tornando o método pouco prático em situações cotidianas (HUDSON e AYOKO, 2008a).

Já os métodos diretos utilizam equipamentos capazes de enclausurar as emissões provenientes de uma parte da superfície para estimar a emissão do gás odorante através da obtenção da concentração do gás de interesse na saída do equipamento (HUDSON e AYOKO, 2008a). Dois principais equipamentos usados em medições diretas são a câmara de fluxo dinâmica (KIENBUSCH, 1986; EKLUND, 1992) e o túnel de vento portátil (JIANG, BLISS e SCHULZ, 1995).

No entanto, estudos apontam que os resultados obtidos com a câmara de fluxo diferem daqueles provenientes da utilização do túnel de vento, como mostrado por Hudson *et al.* (2009) e Hudson e Ayoko (2009), os quais compararam a câmara de fluxo recomendada pela *United States Environmental Protection Agency* (US EPA) (KIENBUSCH, 1986; EKLUND, 1992) e o túnel de vento desenvolvido pela *University of New South Wales* (UNSW), largamente utilizado no meio técnico e científico australiano (JIANG, BLISS e SCHULZ, 1995). Baseando-se em revisão da literatura e em considerações de ordem teórica, Hudson e Ayoko (2008b) recomendam o uso do túnel de vento em detrimento da câmara de fluxo.

A principal preocupação relativa ao uso de uma câmara de fluxo é o fato de que, quando um equipamento de medição direta é colocado sobre uma superfície líquida quiescente, compostos odorantes podem se acumular no interior do equipamento, elevando sua concentração na fase gasosa (HUDSON e AYOKO, 2008b). Tal aumento poderia acarretar a supressão da taxa de emissão do composto na fração da superfície líquida enclausurada pelo equipamento, resultando em uma medição incorreta da taxa de emissão no local, diferindo da emissão que de fato ocorreria na ausência da câmara de fluxo (GOSTELOW *et al.*, 2003).

Sabendo que aspectos relativos ao escoamento e ao transporte de massa estabelecidos no interior dos equipamentos de medição direta também influenciam os resultados das medições da taxa de emissão de odores (HUDSON e AYOKO, 2008a), a sua determinação a partir de superfícies quiescentes deve ser realizada de modo que melhor represente a emissão real.

O escoamento no interior da câmara deve promover a homogeneização da concentração do gás volatilizado a partir da superfície líquida, o que torna necessário muitas vezes o

emprego de um dispositivo para promover a mistura da fase gasosa. A omissão desse dispositivo, seja ele um micro ventilador ou um impulsor, apenas se justifica quando a atmosfera da câmara já está misturada de forma adequada, devido ao design do sistema de varrimento proporcionado pela introdução de ar na câmara (EKLUND, 1992). O ar introduzido na câmara cria zonas de recirculação que varrem a superfície emissora, favorecendo a volatilização do gás odorante. Se o sistema de introdução de ar não estiver bem projetado, a atmosfera da câmara pode não estar bem misturada e os resultados das medições serão tendenciosos. Além disso, há a necessidade de a câmara de fluxo reproduzir a turbulência do ambiente externo em seu interior, para que a emissão estimada com câmara seja bem próxima da emissão real.

Nesse contexto, o objetivo do presente trabalho é analisar numericamente a estimativa da taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio em superfície líquida quiescente resultante da utilização da câmara de fluxo dinâmica pertencente ao Núcleo de estudo da Qualidade do Ar (NQualiAr) da Universidade Federal do Espírito Santo (UFES), adaptada de Eklund (1992) e Kienbusch (1986) utilizando duas abordagens: a primeira considera um aumento do número de entradas de ar limpo na câmara, mantendo-se a vazão padrão, e a segunda considera a existência de um micro ventilador dentro da câmara de fluxo dinâmica. Ambas abordagens implicam numa mudança do padrão de escoamento dentro da câmara e conseqüentemente na mudança do transporte de  $H_2S$  e emissão final.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Analisar a influência do escoamento no interior da câmara de fluxo dinâmica adaptada de Eklund (1992) e Kienbusch (1986) na taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Investigar o escoamento e o transporte de  $H_2S$  com a câmara de fluxo operando em três configurações de introdução de fluxo de ar: 4 furos, 6 furos e 8 furos; mantendo a vazão padrão.
- Analisar a influência do uso de micro ventilador no escoamento e no transporte de  $H_2S$  na fase gasosa no interior da câmara.

### 3 REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo é apresentado uma revisão científica, abordando a volatilização de gases, modelos algébricos de emissão de gases e métodos de medição da taxa de emissão de gases odorantes, todos em superfícies quiescentes.

#### 3.1 VOLATILIZAÇÃO DE GASES EM SUPERFÍCIES QUIESCENTES

A volatilização pode ser entendida como o processo de transporte de massa de um determinado composto que se encontra dissolvido num meio líquido e que se transfere para um meio gasoso adjacente (SANTOS *et al.*, 2008), ou seja um processo físico-químico resultante da falta de equilíbrio entre um composto na fase gasosa e em solução.

A volatilização de gases é comumente observada em processos de tratamento de esgotos, em unidades que apresentam superfícies quiescentes, como tanques de sedimentação, tanques de equalização, lagoas de estabilização, etc., caracterizadas pelo baixo nível de agitação da interface ar-líquido. Dessa forma, na fase líquida, a difusão molecular é a única força capaz de transportar as substâncias químicas do filme líquido para a interface gás-líquido e o processo de volatilização nessa interface pode ser modelado através da Lei de Fick da difusão molecular representada na Equação 1:

$$J_A = -D_{AB} \frac{\partial \rho m_A}{\partial z} \quad (1)$$

onde A indica a substância que é difundida na substância B;  $J_A$  é o fluxo de massa da substância A ( $\text{kg s}^{-1} \text{m}^{-2}$ );  $D_{AB}$  é o coeficiente de difusão de transferência de massa de A para B ( $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ );  $\rho$  representa a massa específica ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $m_A$  é a fração mássica ( $\text{kg}_A \text{kg}_{\text{Mistura}}^{-1}$ ). O sinal negativo indica que o fluxo está em sentido oposto ao gradiente de concentração.

A Equação 1 pode ser escrita em termos de concentração e expressa pela relação entre a massa da substância A e o volume da mistura ( $\text{kg}_A \text{m}_{\text{Mistura}}^{-3}$ ):

$$J_A = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z} \quad (2)$$

A magnitude do coeficiente de difusão depende das propriedades tanto do constituinte que é transportado quanto do fluido (água).

De acordo com a teoria dos dois filmes (WHITMAN, 1923; LEWIS e WHITMAN, 1924), adjacentes à interface gás-líquido, formam-se duas finas camadas estagnadas (filmes), uma na fase líquida e outra na fase gasosa (Figura 1). É assumido em cada filme um gradiente de concentração e que, no interior de cada fase exista agitação suficiente para a eliminação do gradiente, ou seja, em pontos além do filme, a turbulência é suficiente para eliminar o gradiente de concentração, de modo que a resistência associada aos filmes é o fator limitante do processo de transferência de massa entre as fases.

O modelo convencional de dois filmes tem sido usado para descrever a volatilização de uma mistura de solvente-soluto. Grande parte da pesquisa já realizada sobre o modelo de dois filmes está relacionada a estimativa das trocas gasosas sobre o oceano (PARKER *et al.*, 2009; CARPENTER e NIGHTINGALE, 2015).

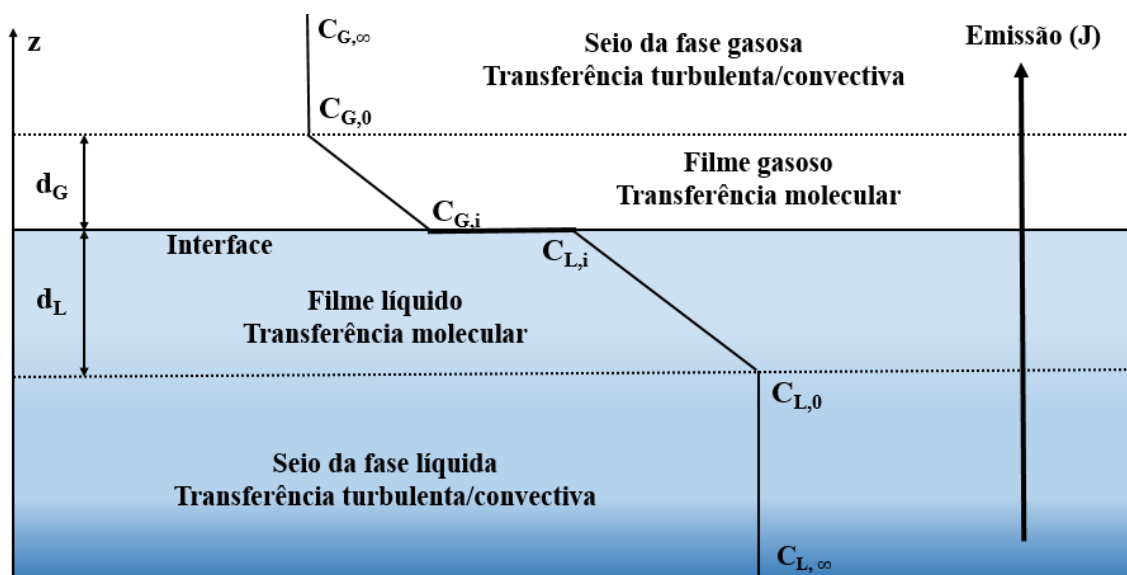


Figura 1 - Representação esquemática dos processos de transferência de massa através dos filmes líquido e gasoso.

Dessa maneira, a Equação 2 pode ser aplicada ao filme líquido onde a difusão molecular é dita ser dominante. Como o filme representa uma camada de espessura muito fina ( $d_L$ ) o perfil de concentração em seu interior se aproxima de um perfil linear, portanto, a derivada na Equação 2 pode ser reescrita como (omitindo o índice A e inserindo o índice L para denotar que o composto está na fase líquida):

Para a fase líquida:

$$J_L = -D \frac{\Delta C_L}{\Delta z} = -D_L \frac{(C_{L,i} - C_{L,0})}{d_L} \quad (3)$$



$$J_L = k_L(C_{L,0} - C_{L,i}) \text{ onde } k_L = \frac{D_L}{d_L} \quad (4)$$

onde  $J_L$  é o fluxo de massa do composto A que atravessa o filme líquido ( $\text{kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ );  $D_L$  é difusividade molecular do composto na fase líquida ( $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$ );  $C_{L,i}$  é a concentração do composto na interface líquida ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $C_{L,0}$  é a concentração do composto no seio da fase líquida ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $d_L$  é a espessura do filme líquido (m) e  $k_L$  é o coeficiente de transferência de massa da fase líquida ( $\text{m s}^{-1}$ ).

De forma análoga, para a fase gasosa tem-se:

$$J_G = -k_G(C_{G,i} - C_{G,0}) \text{ onde } k_G = \frac{D_G}{d_G} \quad (5)$$

sendo  $J_G$  o fluxo de massa do composto A que atravessa o filme gasoso ( $\text{kg s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ );  $D_G$  é difusividade molecular do composto na fase gasosa ( $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$ );  $C_{G,i}$  é a concentração do composto na interface gasosa ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $C_{G,0}$  é a concentração do composto no seio da fase gasosa ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $d_G$  é a espessura do filme gasoso (m) e  $k_G$  é o coeficiente de transferência de massa da fase gasosa ( $\text{m s}^{-1}$ ).

Em condições ideais de equilíbrio, a distribuição de um composto entre as fases líquida e gasosa obedece a uma proporção definida (dependente da temperatura, entre outros fatores), descrita matematicamente pela Lei de Henry:

$$K_H = \frac{C_{G,i}}{C_{L,i}} \quad (6)$$

onde  $K_H$  é a constante da Lei de Henry na forma adimensional;  $C_{G,i}$  é a concentração do composto na interface gasosa ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $C_{L,i}$  é a concentração do composto na interface líquida ( $\text{kg m}^{-3}$ ).

Essa situação representa um equilíbrio dinâmico, sendo considerado que o fluxo de massa no sentido gás-líquido compensa o fluxo de massa no sentido contrário (fluxos estes resultantes do movimento espontâneo e aleatório das moléculas entre as fases), de modo que o balanço final se torna nulo. Nos casos em que esse equilíbrio não está configurado, os fluxos não se anulam, sendo verificada uma transferência de massa efetiva entre as fases. Essa transferência ocorre no sentido líquido-gás (volatilização), quando a

concentração na fase líquida é maior que a concentração de equilíbrio, e no sentido gás-líquido (solubilização), quando a concentração na fase gasosa encontra-se acima da concentração de equilíbrio. Mesmo nessa situação em que há transferência de massa efetiva entre as fases, considera-se que na interface gás-líquido o equilíbrio se estabelece de maneira instantânea (CHAO *et al.*, 2005), sendo a lei de Henry sempre aplicável.

Com o objetivo de eliminar a necessidade de conhecer a concentração do composto na fase líquida e gasosa, pode-se utilizar que  $J_L$  calculado na fase líquida deve ser igual a  $J_G$  calculado na fase gasosa, uma vez que não há consumo nem produção do composto no interior dos filmes, ou seja, o fluxo de massa que atravessa o filme líquido ( $J_L$ ) é o mesmo fluxo que atravessa o filme gasoso ( $J_G$ ), correspondente ao fluxo total entre as fases ( $J$ ).

Então,

$$J = k_G (C_{G,i} - C_{G,0}) = k_L (C_{L,i} - C_{L,0}) \quad (7)$$

Com a constante adimensional da Lei de Henry do composto dada pela Equação 6:

$$C_{L,i} = \frac{k_L C_{L,0} + k_G C_{G,0}}{k_G K_H + k_L} \quad (8)$$

Substituindo a equação a equação 8 na equação 4 tem-se a equação:

$$J_L = \frac{k_L k_G K_H}{k_L + k_G K_H} \left( C_{L,0} - \frac{C_{G,0}}{K_H} \right) \quad (9)$$

$$J_L = K_L \left( C_{L,0} - \frac{C_{G,0}}{K_H} \right) \text{ onde } K_L = \frac{k_L k_G}{k_G + k_L / K_H} \text{ ou } \frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{k_G K_H} \quad (10)$$

onde  $K_L$  é o coeficiente global de transferência de massa da fase líquida ( $\text{m s}^{-1}$ ). Os termos  $1/k_L$  e  $1/k_G K_H$  podem ser entendidos como as resistências relativas aos filmes líquido e gasoso, respectivamente. Nessa perspectiva,  $1/K_L$  representa a resistência global à transferência de massa entre as fases. Assim, o coeficiente global de transferência de massa torna-se um importante parâmetro que incorpora os efeitos da Lei de Henry, juntamente com as transferências de massa individuais através dos filmes líquido e gasoso.

Para resolver a Equação 10 é necessário conhecer os valores de  $C_{L,0}$ ,  $C_{G,0}$ ,  $K_H$  e  $K_L$ . Nesse caso, pode ser assumido que  $C_{L,0}$  é igual a  $C_{L,\infty}$  para uma mistura homogênea. Porém,  $C_{G,0}$  dificilmente pode ser assumido igual a  $C_{G,\infty}$  e uma medida na fase gasosa muito perto da interface deve ser feita.

Vale destacar que o sentido em que ocorre a transferência de massa (líquido-gás ou gás-líquido) é determinado pelo sinal da diferença entre  $C_L$  e  $C_G/K_H$  sendo a volatilização indicada pelo sinal positivo de  $J$ , e a solubilização pelo sinal negativo, segundo o referencial adotado.

Para compostos poucos solúveis, com  $K_H$  muito maior que  $10^{-3}$ , o termo  $1/k_G K_H$  se torna negligenciável, ou seja  $K_L \approx k_L$ , ou seja, o coeficiente global de transferência de massa é limitado pelas condições de transporte no filme líquido. Para compostos muito solúveis, com  $K_H$  significativamente menor que  $10^{-3}$ , pode-se negligenciar o termo  $1/k_L$  diante do termo  $1/k_G K_H$ , ou seja,  $K_L \approx k_G K_H$ . Neste caso o coeficiente global de transferência de massa é limitado pelas condições de transporte no filme gasoso. Já para os casos em que o valor de  $K_H$  fica em torno de  $10^{-3}$ , nenhum dos termos pode ser negligenciado, de modo que tanto as condições do filme líquido quanto as do filme gasoso são significativas para o valor final do coeficiente global de transferência de massa.

A Figura 2 apresenta esquematicamente os valores de  $K_H$  para uma série de compostos de importância ambiental, relacionando-os com a dominância pelas condições da fase líquida, da fase gasosa ou de ambas sobre a transferência de massa entre fases, de acordo com o caso.



Figura 2 – Valores da constante de Henry adimensional para compostos de importância ambiental e sua relação com o coeficiente global de transferência de massa. As letras indicam que o coeficiente global de transferência de massa é dominado pelas condições de transporte: A – do filme gasoso; B – de ambos os filmes; C – do filme líquido.

Fonte: Adaptado de HUDSON e AYOKO (2008a).

### 3.2 MODELOS ALGÉBRICOS DE EMISSÃO DE GASES PARA UNIDADES DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

Os modelos matemáticos para estimar a taxa de emissão de um composto são muito utilizados em estudos de impacto ambiental, onde ainda não existe uma fonte odorante instalada. Além disso, trata-se de um recurso que disponibiliza os resultados de maneira rápida. Em geral, os modelos de emissão efetuam um balanço de massa do composto de interesse na fase líquida que incluiu a volatilização, biodegradação e *stripping* para calcular sua emissão em uma determinada fonte (SANTOS *et al.*, 2009). Dentre os modelos algébricos mais citados na literatura pode-se destacar o WATER9 (US EPA, 2001), TOXCHEM+ (ENVIROMEGA, 2004), e o proposto por Gostelow, Parsons e Cobb (2001).

Aneja *et al.* (2006) compararam as emissões de amônia de lagoas de tratamento de dejetos suínos medidas com uma câmara de fluxo dinâmica com o modelo matemático WATER9 (US EPA, 2001). Os resultados mostraram que há uma boa correlação ( $r^2 = 0,82$ ) entre os valores medidos pela câmara e os estimados pelo modelo.

Santos *et al.* (2012) investigaram a volatilização do  $H_2S$  em um túnel de vento sob diferentes velocidades de fricção e compararam os valores do coeficiente global de transferência de massa para o  $H_2S$  obtidos experimentalmente com os preditos pelos três diferentes modelos de volatilização apresentados anteriormente. A velocidade de fricção apresentou fraca influência sobre o coeficiente global de transferência de massa para o sulfeto de hidrogênio nos experimentos realizados com túnel de vento, indicando que a volatilização do  $H_2S$  pode ser considerada independente da velocidade do vento quando a velocidade de fricção é menor que  $0,3 \text{ m s}^{-1}$ . Para elevadas velocidades do vento, o  $H_2S$  pode exibir volatilização dependente da velocidade de fricção, como sugerido nos modelos de volatilização.

Segundo Santos *et al.* (2012) os modelos de volatilização existentes, originalmente desenvolvidos para compostos orgânicos voláteis, podem prover estimativas realísticas para o coeficiente global de transferência de massa se são adaptados para modelar  $H_2S$ . O modelo WATER9 apresentou melhor concordância com os resultados experimentais que os outros modelos, embora tenha superestimado o coeficiente global de transferência de massa para o  $H_2S$  por um fator de 4,0. Os autores indicaram que os modelos

TOXCHEM+ e Gostelow, Parsons e Cobb (2001) superestimaram o coeficiente global de transferência de massa para o  $\text{H}_2\text{S}$ , devido as formulações empregadas para o cálculo do coeficiente de transferência de massa  $k_L$  apresentar dependência com a velocidade de fricção.

Sá (2011) avaliou a taxa de emissão de  $\text{H}_2\text{S}$  em um reator UASB predita pelos três diferentes modelos de emissão considerando os mecanismos de formação e volatilização de  $\text{H}_2\text{S}$ , e comparou-os com taxas de emissão de  $\text{H}_2\text{S}$  determinadas experimentalmente. Os modelos de emissão de gases em estações de tratamento de esgotos utilizados no estudo para quantificar a volatilização e a emissão de  $\text{H}_2\text{S}$  em processos de tratamento de esgotos, apresentaram melhores resultados quando os experimentos reuniram baixos valores para a velocidade do vento (e de fricção) e para a concentração afluyente de  $\text{H}_2\text{S}$ . O modelo WATER9 apresentou melhor habilidade em estimar a volatilização de  $\text{H}_2\text{S}$  nos experimentos com túnel de vento, e os modelos WATER9 e TOXCHEM+ forneceram melhores resultados nos processos de tratamento de esgotos investigados. Em contraste, o modelo proposto por Gostelow, Parsons e Cobb (2001) superestimou a volatilização do  $\text{H}_2\text{S}$  em ambos os casos. O modelo WATER9 foi recomendado para estudos envolvendo volatilização de  $\text{H}_2\text{S}$  em fontes de área extensas ( $14 < L/H < 51,2$ ), sendo  $L$  o comprimento e  $H$  a profundidade, e baixa velocidade de fricção ( $U^* < 0,3 \text{ m s}^{-1}$ ), e os modelos WATER9 e TOXCHEM+ são recomendados em estudos envolvendo volatilização de  $\text{H}_2\text{S}$  em fontes de área estreitas ( $L/H < 14$ ) e baixa velocidade de vento ( $U_{10} < 3,25 \text{ m s}^{-1}$ ).

### 3.3 MÉTODOS DE MEDIÇÃO DA TAXA DE EMISSÃO DE GASES EM SUPERFÍCIES QUIESCENTES

Estimativa de taxas de emissão de materiais voláteis a partir de fontes tipo área, tais como lagoas anaeróbias de tratamento de águas residuais, canteiros de compostagem, aterros sanitários, operações de alimentação animal, entre outros, é complexa. Mas, essencialmente, podem ser utilizados quatro métodos básicos (HUDSON e AYOKO, 2008a; PARKER *et al.*, 2008; PARKER *et al.*, 2013):

- 1) Balanço de massa;
- 2) Técnicas micrometeorológicas em que a taxa de emissão é calculada a partir das concentrações medidas na pluma de material emitido e de dados de perfil de velocidade do vento;

- 3) Métodos indiretos onde as concentrações ambientais são medidas e a taxa de emissão da fonte é calculada utilizando os modelos de dispersão de forma inversa;
- 4) Os métodos diretos em que os fluxos são medidos e calculados a partir da fonte usando um dispositivo que pode ser estático (selado ou aberto) ou possuir um fluxo de ar contínuo, que passa por dentro da câmara com vazão controlável. A taxa de emissão é calculada como o produto de concentração e o fluxo de ar através do dispositivo.

Em princípio, essas técnicas podem ser utilizadas para calcular as taxas de emissão de gases odorantes. Todo o processo compreende: a coleta de amostras representativas do gás para determinação da concentração de odor por olfatométrica dinâmica, se for o caso; medição das taxas de amostragem do dispositivo, se usado (métodos diretos) ou medição de condições meteorológicas do ambiente (métodos indiretos) e cálculo de taxas de emissão de odor (HUDSON e AYOKO, 2008a).

Ainda segundo os autores, o alto custo de avaliação de odor limita o número de amostras que podem ser analisadas de forma realista. Isso impede a eficácia das técnicas micrometeorológicas e de modelos de dispersão de forma inversa, que requerem a coleta de um número significativo de amostras de gases odorantes a montante da fonte emissora.

Os métodos diretos foram identificados como dispositivos estáticos ou dinâmicos. Dispositivos estáticos foram definidos como aqueles em que não há escoamento de ar do seu interior para o ambiente externo. Isto incluiu uma série de câmaras seladas e ventiladas. Dispositivos dinâmicos incluem câmaras dinâmicas e túneis de vento.

### **3.3.1 Câmara de fluxo estática**

Câmaras estáticas são dispositivos côncavos, ocos, de fundo aberto e que enclausuram os gases emitidos por uma determinada superfície sem permitir fluxo de gases externos, no entanto, esses dispositivos não têm sido utilizados com sucesso para a amostragem de odor e subsequente determinação da taxa de emissão. Com as câmaras estáticas, o ar odorante se acumula no espaço acima da superfície de emissão, enquanto a amostragem é realizada a intervalos de tempo específicos (NAVARATNASAMY; EDEGO; FEDDES, 2009).

Uma preocupação com essa técnica é que a câmara de fluxo estática está sujeita à pressurização, o que impacta o processo de difusão e pode causar uma mudança nas taxas de emissão (HUTCHISON e LIVINSTON, 2001). As concentrações de substâncias voláteis irão aumentar no domo do dispositivo, em função do tempo de amostragem,

diminuindo a força motriz química. A terminologia química diz que os processos espontâneos são aqueles nos quais existe uma força motriz que faz com que a reação ou o processo tenda a ocorrer. Nesse caso, a força motriz é a difusão molecular e o processo é a volatilização. Assim, com a diminuição da força motriz química, a taxa de emissão de compostos voláteis também diminui durante o período de tempo de amostragem com a câmara estática (HUDSON e AYOKO, 2008b).

O sucesso no uso desses dispositivos requer períodos de posicionamento sobre a superfície emissora de curta duração e coleta de uma série de amostras de pequeno volume durante um curto período que se inicia imediatamente após a colocação da câmara (HUDSON e AYOKO, 2008b). Além disso, uma vez que várias amostras são recolhidas, como 15 litros por exemplo, é necessário manter uma regularidade na amostragem, uma vez que o volume da amostra removida do interior da câmara estática pode ser superior ao volume emitido pela superfície. Dentre as três técnicas de medição direta, a técnica da câmara de fluxo estática parece ser a mais variável, inexata e não confiável (NAVARATNASAMY; EDEOGO; FEDDES, 2009).

### **3.3.2 Câmara de fluxo dinâmica**

Para uma câmara de fluxo dinâmica, o ar inodoro é introduzido num espaço superior (gás de arraste), acima da superfície líquida emissora de odor. As amostras de ar a partir do espaço superior supõem-se estar homogeneamente misturadas, devido aos vórtices produzidos pela introdução de ar na câmara, e, por conseguinte, serem representativas de uma concentração uniformemente distribuída em todo o espaço da câmara (NAVARATNASAMY; EDEOGO; FEDDES, 2009).

A câmara é colocada sobre a superfície da lagoa, onde flutua com o auxílio de uma boia. Um gás de arraste é introduzido para o interior da câmara. O gás odorante misturado ao gás de arraste é succionado pela mangueira de saída e analisado. O funcionamento geral de uma câmara de fluxo segue naturalmente uma operação dinâmica, com vazões de entrada e saída de ar do seu interior; nesse caso, ocorre uma mistura entre os gases despreendidos da superfície líquida e o ar alimentado ao interior da câmara (gás de arraste). O início da amostragem propriamente dita dá-se apenas após um período de homogeneização da mistura no interior da câmara.



Há um limite prático quanto ao tamanho de uma câmara de fluxo, que é utilizado no campo. Portanto, é necessário fazer uma série de medições ao longo da superfície líquida para avaliar a variabilidade espacial das emissões para uma dada fonte. As medidas repetidas em um dado local podem ser realizadas para avaliar a variabilidade temporal (EKLUND, 1992).

Câmaras de fluxo têm sido amplamente utilizadas para medir fluxos de emissão de compostos orgânicos voláteis e gases poluentes inorgânicos a partir de uma grande variedade de fontes. A abordagem da câmara de fluxo foi originalmente desenvolvida para medir as emissões biogênicas de gases inorgânicos. No início da década de 1980, a US EPA tornou-se interessada nessa técnica para estimar as taxas de emissão de resíduos perigosos e financiou uma série de projetos para desenvolver e avaliar o método de câmara de fluxo. O trabalho inicial envolveu o desenvolvimento de um projeto e uma abordagem para medir os fluxos de COV de superfícies de terra. Uma célula de teste foi construída e testes paramétricos realizados para avaliar o desenho da câmara e sua operação. Uma série de ensaios de campo foram realizados para avaliar o método sob condições de campo. Um guia do usuário foi preparado, no qual se resume orientações sobre a concepção, construção e operação da câmara de fluxo recomendada pela US EPA (ANEJA *et al.*, 1979; ANEJA, 1986; EKLUND, 1992).

Os fatores importantes de projeto para uma câmara de fluxo dinâmica são tamanho da câmara, volume, geometria, materiais de construção, extensão das linhas de amostragem, construção da linha, sistema de fornecimento de ar e impulsor/sistema de mistura (KIENBUSCH 1986).

Segundo Eklund (1992), a área de superfície fechada deve ser tão grande quanto possível, de modo que o fluxo de emissão observado não seja indevidamente influenciado por áreas relativamente pequenas de emissões não representativas, assim como a área perturbada pela presença da câmara ou borda de vedação seja uma pequena percentagem do total da área de amostragem. Por outro lado, a câmara deve ser suficientemente pequena para que seja leve, fácil de transportar e simples de fabricar. Um pequeno volume de câmara é vantajoso uma vez que minimiza a quantidade de ar que irá varrer a superfície emissora. Porém o volume deve ser grande o suficiente para que a amostragem do ar na linha de saída não perturbe muito o ambiente ou a pressão no interior da câmara.

Ainda de acordo com o autor, a geometria da câmara deve promover a mistura mais completa da atmosfera em seu interior, no mais breve espaço de tempo possível. Se colocada sobre uma superfície emissora, a câmara de fluxo contém ar ambiente, o que leva um certo tempo para a concentração no interior atingir as condições de estado estacionário.

A câmara de fluxo padrão da US EPA possui uma cúpula cilíndrica e é mostrada na Figura 3. Essa forma proporciona uma mistura eficiente uma vez que não estão presentes cantos, o que dessa forma, torna os chamados espaços mortos minimizados. O uso de câmaras de fluxo quadradas ou retangulares de baixa altura e comprimento não é recomendado devido a preocupações com a mistura adequada do ar no interno da câmara.

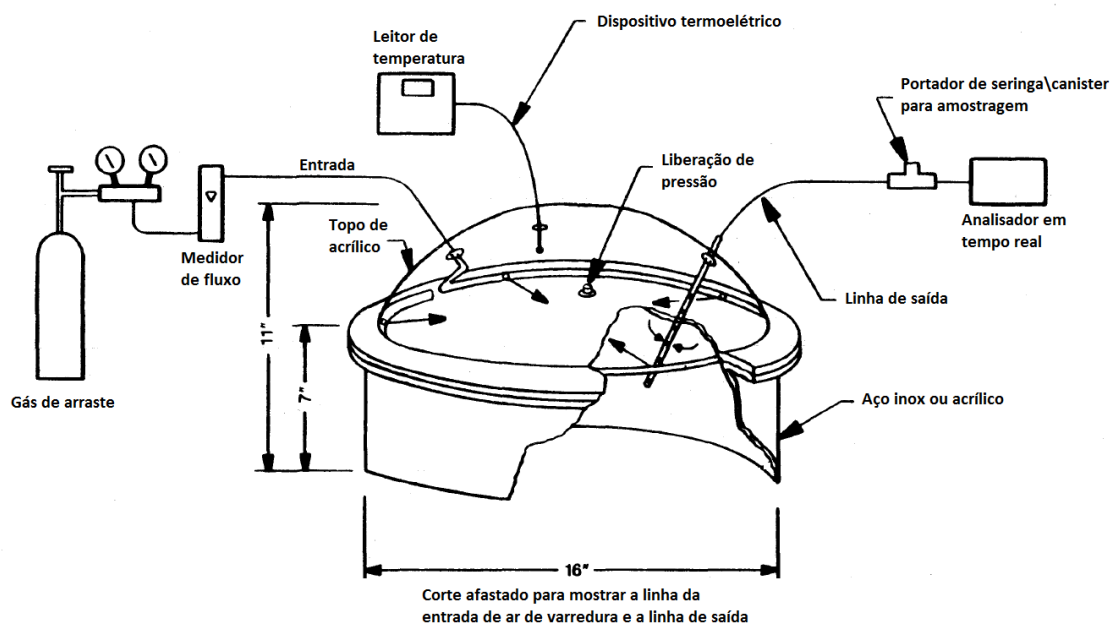


Figura 3 – Diagrama em corte da câmara de fluxo de isolamento de emissão.  
Fonte: Adaptado de Eklund (1992).

A introdução do fluxo de ar no interior da câmara é outro fator importante. O procedimento padrão é a utilização de um tubo de 1,3 m de comprimento por 0,6 cm de diâmetro enrolado em torno e perto do cruzamento do cilindro com a cúpula, no interior da câmara. O tubo deve conter pelo menos quatro perfurações espaçadas de forma equidistante em torno da câmara. O fluxo de ar é dirigido para o centro da câmara, e em paralelo com superfície emissora. (EKLUND, 1992).

Ainda segundo o autor, se o sistema de introdução de ar não estiver devidamente projetado e testado, a atmosfera da câmara pode não estar bem misturada e os resultados da medição serão tendenciosos. Essa é uma consideração crítica e deve ser tratada com

cuidado. É recomendado um fluxo de ar de arraste de  $5,0 \text{ L min}^{-1}$ . Muito embora outros fluxos sejam possíveis, é ressaltado que quanto menor for o fluxo, há uma tendência de as emissões obtidas serem minoradas em relação ao valor real.

Conforme discutido na seção 3.1, para a maioria dos compostos orgânicos voláteis,  $k_G$  é muito maior que  $k_L$  e a resistência da fase líquida controla o processo de volatilização. Para a transferência de massa, as propriedades físicas e químicas da película fina na interface ar-líquido são mais importantes do que as propriedades dos volumes das fases líquida e gasosa. Qualquer fator que altere o coeficiente médio global de transferência de massa de uma superfície irá alterar a taxa de emissão de COV a partir dessa fonte emissora. Na situação real, sem a presença da câmara, segundo Eklund (1992), a resistência da fase líquida diminui proporcionalmente ao quadrado da velocidade do vento para COV. Os ventos fortes, portanto, causam uma baixa resistência à transferência de massa na fase líquida, com conseqüente elevação de emissões. A taxa de emissão é também sensível a qualquer fator que aumenta a mistura no seio da fase líquida, como por exemplo, o tempo de retenção do líquido na superfície de uma lagoa, por exemplo, e a velocidade do fluxo afluyente.

Para uma mistura homogênea do gás no interior da câmara, a concentração medida será independente do ponto de amostragem. Em câmaras pequenas, a mistura promovida pelo escoamento sem a utilização de micro ventiladores é geralmente adequada. Já em câmaras de maiores dimensões, o uso de um ventilador é muitas vezes necessário. Um grande cuidado deve ser tomado quando um ventilador é usado uma vez que a turbulência introduzida pelo ventilador pode influenciar a medição do fluxo. Para melhores resultados, a direção do vento do ventilador deve ser na horizontal e a velocidade deverá ser ajustada para gerar apenas turbulência suficiente para proporcionar uma mistura adequada (ROCHETTE *et al.*, 1997).

Como a câmara de fluxo foi originalmente projetada para medir as emissões de compostos orgânicos voláteis em solos, muitos dos trabalhos encontrados na literatura referem-se às emissões em superfícies sólidas.

Poissant e Casimir (1998) mediram o fluxo de mercúrio com uma câmara de fluxo dinâmica construída em acrílico e revestida de Teflon® que possuía  $0,13 \text{ m}^2$  de área da seção transversal da base e  $0,010 \text{ m}^3$  de volume numa área rural de grama curta cercada por fazendas e áreas arborizadas e também em uma superfície líquida (35 m da costa).

Um ventilador assegurou a homogeneidade do ar no interior da câmara, evitando assim, qualquer fluxo preferencial dentro da câmara. Porém, nenhuma medição comparando o uso do ventilador foi feita pelos autores.

O estudo de Lindberg *et al.* (2002) indica que medições com câmara de fluxo dinâmica realizadas com baixa taxa de circulação de ar podem subestimar os fluxos de emissão de mercúrio do solo. Altas taxas de circulação de ar (25 a 40 L min<sup>-1</sup>) são recomendadas pelos autores para uma estimativa mais precisa. A dependência da taxa de circulação do ar nas medições de Hg a partir de solos é um fenômeno físico inerente às operações com câmaras de fluxos, independentemente do design do dispositivo e das características físicas do solo.

Capareda *et al.* (2005) estudaram a recuperação de amônia e sulfeto de hidrogênio utilizando uma câmara de fluxo. Um dos objetivos foi avaliar e compreender os fenômenos de adsorção de H<sub>2</sub>S nas paredes de uma câmara de fluxo sob condições controladas de laboratório com a finalidade de otimizar o método analítico usado para medir esse gás. A câmara de fluxo utilizada pelos autores possuía 49,5 cm de diâmetro de base, 22,9 cm de altura de parede, em aço inoxidável e 16,5 cm de altura da cúpula, em acrílico. O volume total da câmara era de 64,5 litros, e a área da secção transversal da base, 0,192 m<sup>2</sup>.

A recuperação de H<sub>2</sub>S durante 30 minutos de amostragem foi quase completa para as concentrações maiores que 2100 ppb. Para a menor concentração de H<sub>2</sub>S (80 ppb), 92,55% do gás pode ser recuperado. Houve alguma adsorção mínima dentro da câmara de fluxo usada na amostragem, que era evidente para baixa concentração de H<sub>2</sub>S. Foi teorizado que, em concentrações de gás mais elevadas, os sítios de adsorção das paredes da câmara poderiam facilmente ser preenchidos dentro do período de amostragem de 30 minutos e, dessa forma, a adsorção torna-se insignificante e não deve afetar os cálculos das taxas de emissão (CAPAREDA *et al.*, 2005).

De acordo com os autores, em concentrações mais baixas de gás, o período de saturação local pode levar mais tempo e, portanto, no final do tempo de amostragem de 30 minutos, as concentrações de entrada e saída são ainda bastante diferentes. As diferenças nas concentrações podem ser consideradas perdas, mas, na realidade, pode não haver qualquer perda de adsorção se foram alcançadas as condições de equilíbrio, o que exigiria amostragem em períodos mais longos.

Quando os autores utilizaram de 46 m a 90 m de tubo de Teflon® para medição do gás por meio de um analisador não obtiveram nenhum efeito sobre a adsorção de gás, tal como a recuperação foi concluída quase instantaneamente, no início dos ensaios. Assim, segundo os autores, no cálculo para a determinação dos fatores de emissão, não é necessário nenhum fator de correção por perda de adsorção por causa do tubo de Teflon®. Por parecer não haver adsorção a partir da tubagem de Teflon® até 90 m, as paredes internas das câmaras de fluxo podem ser revestidas com este tipo de material para reduzir a adsorção. Folhas finas de polímeros de Teflon® podem ser utilizadas para revestir as paredes interiores da câmara de fluxo para reduzir ou eliminar a absorção de H<sub>2</sub>S pela câmara (CAPAREDA *et al.*, 2005).

Eckley *et al.*(2010) estudaram como diferenças de materiais da câmara, colocação de porta de amostra, volume, e vazão de entrada de ar na câmara influenciam no fluxo de Hg a partir de materiais geológicos. Tais variáveis foram investigadas por meio de testes experimentais e uma análise numérica foi feita para complementar o entendimento de como a vazão de entrada de ar influencia no escoamento e transporte de mercúrio. Para isso, foi utilizado o *software Fluent 6.3.26*. Os fluxos de Hg medidos com uma câmara de Teflon® foram maiores do que aqueles medidos com uma câmara de policarbonato. Diferenças na alocação da porta de amostragem (lado e topo) não influenciaram a taxa mensurada. Para a mesma taxa de fluxo de entrada de ar aplicada a duas câmaras de diferentes volumes, fluxos mais elevados foram calculados para a câmara com o menor volume. Por outro lado, a câmara de maior volume obteve maiores fluxos quando as duas câmaras operaram com mesmo tempo de detenção. A modelagem numérica computacional (Figura 4) confirmou que maiores valores de vazão de entrada de ar na câmara contribuem para um maior fluxo medido.

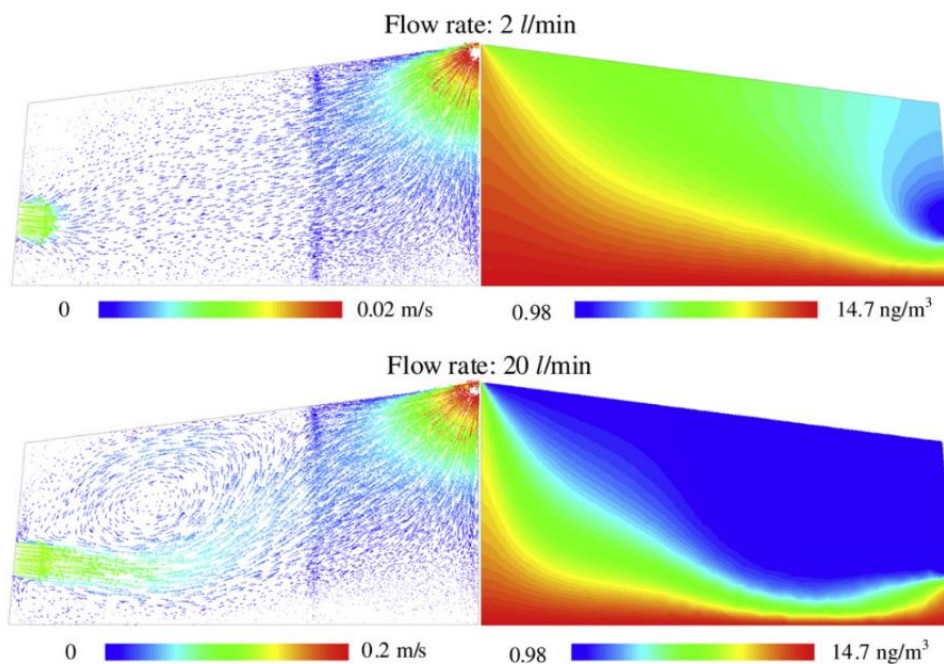


Figura 4 - Visão em corte do campo de escoamento (lado esquerdo das figuras) e distribuição das concentrações de mercúrio (lado direito das figuras) no interior de uma câmara de fluxo, para as vazões de ar de entrada de 2 L min<sup>-1</sup> (figura superior) e 20 L min<sup>-1</sup> (figura inferior).

Fonte: Adaptado de Eckley *et al.*(2010).

Begui *et al.* (2012) mediram o fluxo de emissão de sulfeto de hidrogênio utilizando uma câmara de fluxo dinâmica, assim como parâmetros físicos e químicos numa lagoa anaeróbia da estação de tratamento de esgotos em Porto Canoa, Serra – ES em duas campanhas e posteriormente calcularam a taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio dessa lagoa utilizando o fluxo medido.

Nos cálculos considerando a área da lagoa anaeróbia dividida em setores, a emissão global da lagoa anaeróbia de Porto Canoa foi de 2922,12 g s<sup>-1</sup> de H<sub>2</sub>S na primeira campanha, cujos pontos de medição foram perto das bordas da lagoa, e de 3290,29 g s<sup>-1</sup> de H<sub>2</sub>S na segunda campanha, com os pontos de medição mais próximos do centro da lagoa. A taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio medida pela câmara de fluxo mostrou ter correlação direta com a concentração de sulfeto dissolvido na fase líquida, (concentração de H<sub>2</sub>S medida no local antes da realização da medição com a câmara) sendo esta correlação de 64%. A velocidade do vento e a temperatura do ar ambiente possuíram as correlações de 34% e 30%, respectivamente. O sulfeto de hidrogênio na fase líquida da lagoa possuiu variação ao longo do perfil de entrada e saída da lagoa, podendo ser até 11 vezes maior na saída da lagoa devido sua formação por bactérias redutoras de sulfato ao longo do perfil do escoamento do esgoto (BEGHI *et al.*, 2012).

Ainda segundo os autores, ficou evidenciado a importância de medir o fluxo de emissão em vários pontos da lagoa, entre entrada, o meio e a saída da lagoa, uma vez que a concentração de sulfeto dissolvido aumenta em direção à saída. Também, a primeira campanha de medição com a câmara de fluxo efetuada na borda da lagoa mostrou correlações diferentes com outros parâmetros medidos do que durante a segunda campanha realizada com os pontos de medição mais afastado da borda da lagoa. Isto mostra novamente a importância de aplicar o método do grid que divide a lagoa em múltiplas partes para que o cálculo não seja aproximado de forma incorreta e possam reproduzir o mais próximo do comportamento real da lagoa.

Woodbury *et al.* (2011) realizaram um estudo para determinar as características de mistura e de escoamento numa câmara de fluxo dinâmica. Os testes foram realizados com e sem um ventilador em operação, na determinação da emissão de  $N_2O$ . O ventilador de 12 volts gerava um fluxo de aproximadamente  $130 \text{ L min}^{-1}$  e foi suspenso no centro da câmara a cerca de 0,18 m acima da superfície. As vazões de entrada foram fixadas em 2,5, 5,0 e  $7,5 \text{ L min}^{-1}$ . A Figura 5 mostra o decaimento da concentração de  $N_2O$  com o tempo. Observou-se que os picos de concentração foram maiores e o tempo para atingir os picos, menores, para todos os experimentos que utilizaram o ventilador. Também se observou que a câmara se encontrava bem misturada até mesmo sem a utilização do ventilador. Vale destacar que a emissão do  $N_2O$  era realizada de forma pontual, no centro da superfície que servia de apoio para a câmara de fluxo.

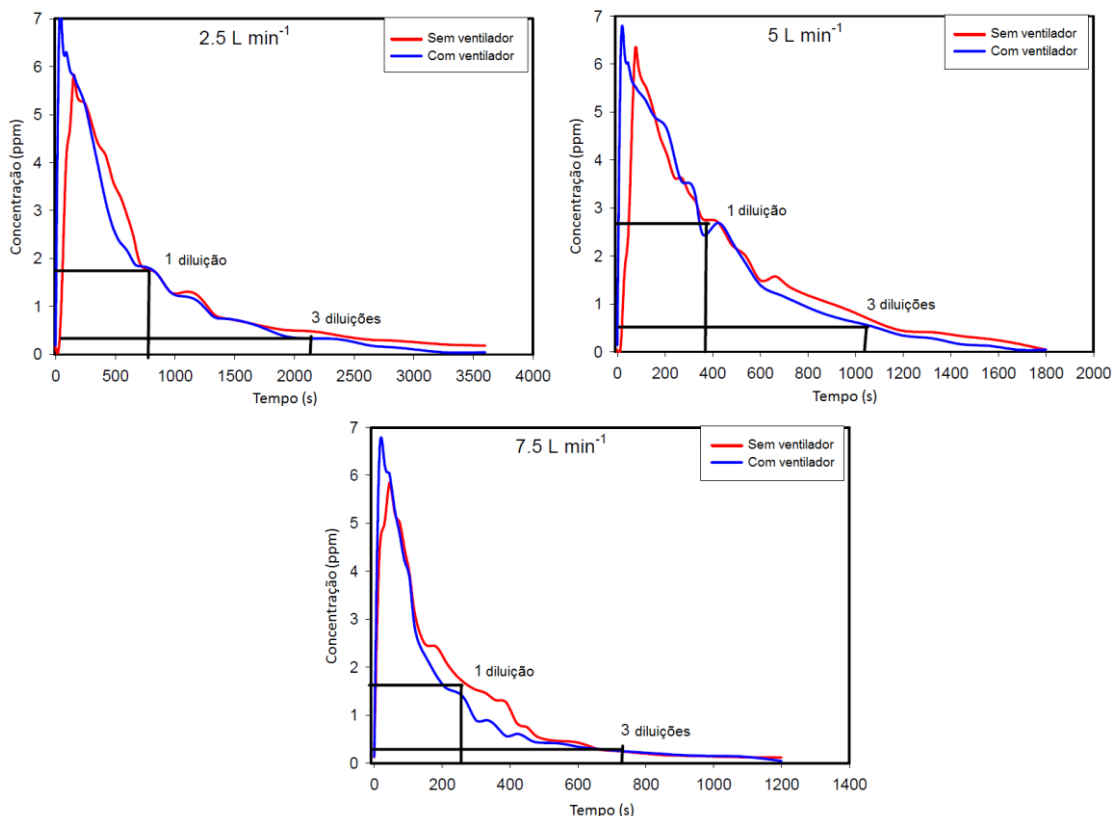


Figura 5 – Evolução da concentração de  $N_2O$  com o tempo.  
 Fonte: Adaptado de Woodbury *et al.* (2011).

Parker *et al.* (2013) investigaram o efeito de uma maior homogeneização no interior da câmara para avaliar o fluxo de evaporação da água, utilizando um ventilador de computador (12 volts e 5.500 rpm) localizado a 10 cm do topo da cúpula da câmara, num único experimento. O ar foi direcionado para cima onde então recirculava para os lados e para baixo. O fluxo evaporativo aumentou consideravelmente com a utilização do ventilador (Figura 6), passando a perturbar a camada limite na interface água e ar. O ventilador só recirculou ar no interior da câmara, ou seja, o ar não foi direcionado sobre a superfície emissora. Apesar do resultado, os autores concluem que a câmara baseada na norma da US EPA com nenhum ventilador instalado não simula as condições de campo.



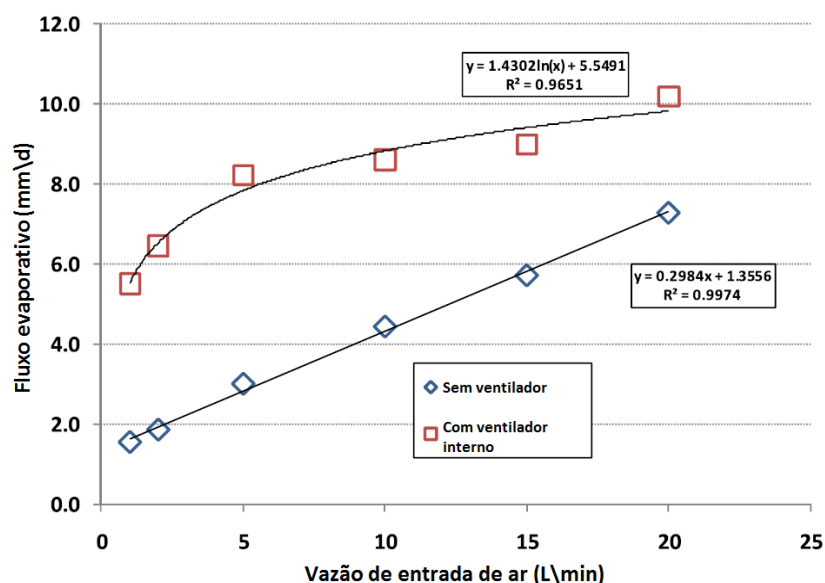


Figura 6 – Influência do uso de um micro ventilador no fluxo evaporativo da água.  
Fonte: Adaptado de Parker *et al.* (2013).

Prata Jr. *et al.* (2016) analisaram a estimativa da taxa de emissão de  $H_2S$  em superfície líquida quiescente por meio de uma câmara de fluxo dinâmica recomendada pela US EPA. A ferramenta básica utilizada foi a simulação numérica computacional do escoamento do ar e do transporte do  $H_2S$  na fase gasosa no interior da câmara, combinando, adicionalmente, ensaios experimentais (para fins de validação parcial da simulação computacional) e uma análise baseada em argumentações teóricas. O software CFX, versão 13.0, foi utilizado para a solução numérica computacional das equações, baseada no método dos volumes finitos. Foi utilizado uma malha não-estruturada com aproximadamente 2,2 milhões de pontos nodais e o modelo  $k - \epsilon$  como modelo de turbulência.

Para a determinação das condições de contorno, os autores consideraram uma vazão de entrada de ar de  $5 \text{ L min}^{-1}$ , igualmente distribuída entre os quatro orifícios de entrada (vazão mássica de  $2,47 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$  em cada orifício). Na linha de saída da sonda de amostragem, a vazão estabelecida foi de  $1 \text{ L min}^{-1}$  (vazão mássica de  $1,98 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$ ), e na saída para alívio de pressão, uma pressão diferencial de  $0 \text{ Pa}$ , sendo considerado gradiente de concentração constante em ambas as saídas. Nas paredes da câmara, foram definidas condições de impermeabilidade (velocidade normal nula), não deslizamento (velocidade tangencial nula) e ausência de fluxo de  $H_2S$  através das paredes (fluxo nulo).

Para a interface gás-líquido, também foram adotadas as condições de impermeabilidade (pois não há fluxo de ar através da interface) e de não deslizamento (como uma aproximação da resistência que a superfície da água impõe ao escoamento do ar). Foi estabelecido um valor constante para a concentração na interface ( $C_{G,i}$ ) igual  $4,813 \times 10^{-5}$  kg m<sup>-3</sup>, estimado com base em ensaios laboratoriais e numa análise teórica preliminar, a qual assume, a priori, que a câmara de fluxo apresenta uma fase gasosa bem misturada.

A taxa de emissão calculada pela simulação numérica foi de  $20 \mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$ , encontrando-se dentro do intervalo de valores das taxas de emissão determinadas a partir dos experimentos.

Os resultados da simulação numérica revelaram que o escoamento no interior da câmara descreve um padrão complexo, onde foi observado o desenvolvimento de um grande número de vórtices, conforme mostram as Figuras 7a e 7c. Foram distinguidas quatro zonas de maior velocidade, relacionadas aos jatos de entrada de ar.

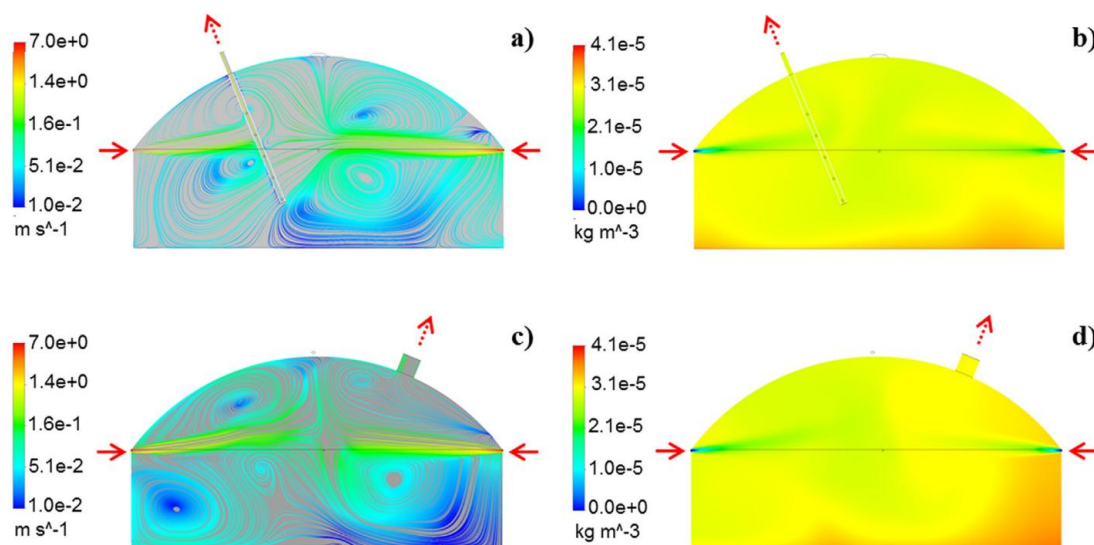


Figura 7 – (a) Linhas de corrente; (b) concentração de H<sub>2</sub>S no interior da câmara no plano XZ; (c) linhas de corrente e (d) concentração de H<sub>2</sub>S no interior da câmara no plano YZ.

Fonte: Prata Jr. *et al.* (2016).

A fase gasosa permaneceu bem misturada devido à entrada do ar em alta velocidade e a ocorrência de turbulência somados aos efeitos dos vórtices. Houve uma tendência de estagnação e conseqüente acúmulo de H<sub>2</sub>S em regiões próximas às paredes da câmara, regiões estas onde as velocidades normalmente são menores. Como pode ser observado nas Figuras 7b e 7d, a concentração de H<sub>2</sub>S nessas regiões tende a ser ligeiramente maior, ainda que a diferença em relação a outras regiões seja pequena. Destaca-se que, caso o acúmulo de H<sub>2</sub>S atingisse níveis maiores, o resultante aumento da concentração poderia

afetar significativamente a taxa de emissão do composto, acarretando a diminuição da mesma e interferindo consideravelmente nos resultados das medições.

A simulação computacional indicou uma concentração de H<sub>2</sub>S média de  $2,894 \times 10^{-5}$  kg m<sup>-3</sup> na tubulação de saída da sonda de amostragem, enquanto que a concentração média calculada na saída para alívio de pressão foi de  $3,150 \times 10^{-5}$  kg m<sup>-3</sup>. Isso significa que a concentração que seria medida pelo analisador (e, por consequência, a taxa de emissão estimada) corresponderia a 93,4 % da verdadeira concentração representativa da totalidade do fluxo de ar que sai da câmara.

### 3.3.3 Túnel de vento

Um túnel de vento é uma unidade retangular de fundo aberto por meio do qual um fornecimento de ar inodoro varre uma superfície líquida ou sólida que emitem odores e as amostras de ar odoríferos são recolhidos no escape (NAVARATNASAMY; EDEOGO; FEDDES, 2009).

Assim como as câmaras de fluxo, os túneis de vento também utilizam uma corrente de ar para medições de taxa de emissão de odor. Diferentemente da maioria das câmaras de fluxo, os túneis de vento têm seção prismática e a corrente de ar é transportada no sentido longitudinal do túnel. O túnel de vento é projetado para simular uma condição atmosférica simples de fluxo paralelo à superfície emissora, sem mistura vertical, com velocidade conhecida. Essa técnica requer a produção de um fluxo de ar com velocidades de 0,3 a 1,0 m s<sup>-1</sup> no túnel. Esse ar é misturado aos gases emitidos da superfície, sendo a mistura gasosa amostrada para posterior análise, quando esta não for realizada em campo (SCHIRMER *et al.*, 2004).

Túneis de vento com altas taxas de fluxo de ar podem diluir muito a emissão para amostragem, tornando assim difícil medir a concentração por olfatométrica dinâmica. Por essa razão, os túneis de vento operando com baixas velocidades do ar, de poucos centímetros por segundo em seu interior (como por exemplo entre 1 a 10 cm s<sup>-1</sup>) são geralmente preferidos (CAPELLI; SIRONI; DEL ROSSO, 2013).

Jiang, Bliss e Schulz (1995) criaram um sistema de amostragem de gases odorantes do tipo túnel para determinar as taxas de emissão em fontes tipo área baseado na transferência de massa, conforme ilustrado na Figura 8. Esse conjunto de aparelhos inclui um ventilador externo, um filtro de carvão ativado e um túnel de vento de aço inoxidável (materiais acrílicos ou inertes também podem ser utilizados segundo os autores),

composta de um tubo de entrada, uma seção de expansão, uma seção principal, aberta na porção convexa, uma seção de contração e uma câmara de mistura.

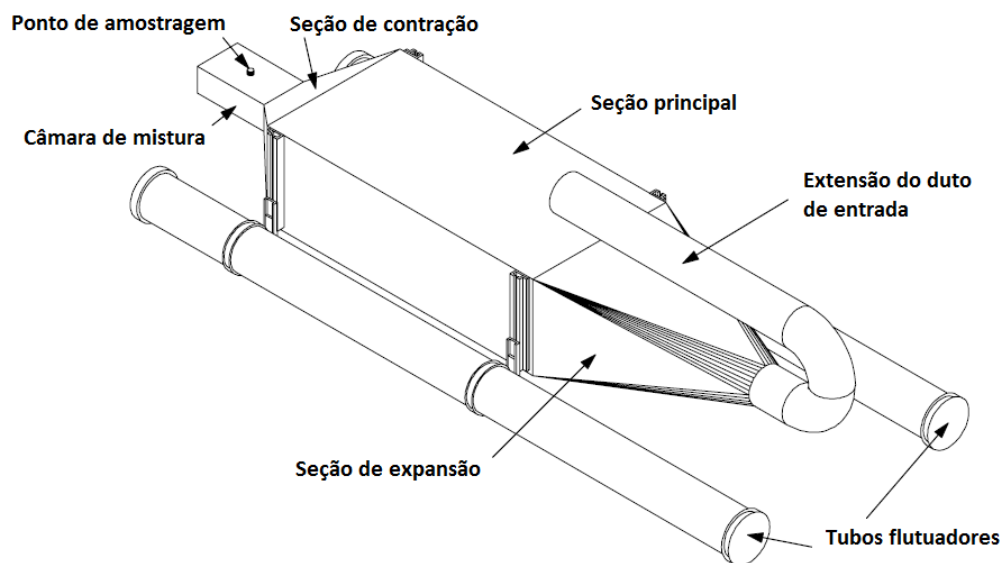


Figura 8 – Perspectiva isométrica de um túnel de vento portátil.

Fonte: Adaptado de Jiang, Bliss e Schulz (1995).

Em funcionamento, o sistema é posicionado de forma a flutuar sobre a fonte emissora de odor (superfície quiescente) e promove-se o escoamento do ar no tubo de entrada sob vazão controlada. A seção de expansão tem por objetivo minimizar o efeito de jato. A seção principal mede 400 mm de largura, 250 mm de altura e 800 mm de comprimento. A seção transversal possui 0,1 m<sup>2</sup> e uma área de contato de 0,32 m<sup>2</sup>. Um conjunto de defletores e difusores perfurados controlam a aerodinâmica do sistema, permitindo estabelecer um ambiente com camada limite experimental bem característica, possibilitando também a transferência de massa convectiva sobre a superfície enclausurada do líquido. Compostos químicos voláteis entram na corrente de ar, que carregam as emissões de odor para a câmara de mistura que possui pequena área de seção transversal e alta velocidade de ar para evitar os efeitos de ventos ambientais odoríferos aleatórios de fora do dispositivo. As amostras são tomadas da câmara de mistura. Os tubos flutuantes foram usados apenas quando a fonte de odor foi uma superfície líquida (JIANG, BLISS e SCHULZ, 1995).

Parker *et al.* (2010) estudaram o efeito da velocidade do ar do túnel de vento no fluxo de compostos orgânicos voláteis a partir de soluções padrões em água destilada de ácido acético (200 mg L<sup>-1</sup>), fenol (200 mg L<sup>-1</sup>), 2-mercaptoetanol (10000 mg L<sup>-1</sup>), sulfato de dimetilo (1000 mg L<sup>-1</sup>) além de dejetos e efluentes de operações de alimentação animal concentrada e esgotos de lagoas de tratamento de esgoto.

Operações de alimentação animal concentrada (*concentrated animal feeding operation* – CAFO) são locais onde um grande número de aves, suínos, bovinos ou outros tipos de animais são confinados em uma área muito menor do que as operações de pastagens tradicionais. A concentração de todos os resíduos a partir destes animais aumenta o potencial de impacto do ar, água, e da qualidade do solo.

O modelo de dois filmes foi utilizado para diferentes velocidades de vento. As emissões de compostos orgânicos voláteis encontrados em operações de alimentação animal foram bastante afetadas pela velocidade do vento, ao contrário da maioria dos COV tipo industrial e provenientes de resíduos perigosos, que são afetados pouco pela velocidade do vento. O modelo dos dois filmes não previu de forma confiável o fluxo de COV mesmo com outras fórmulas de correção de velocidade do vento, uma indicação de que o fluxo medido de COV também depende da geometria do túnel de vento e não apenas da velocidade do vento ou do fluxo de ar que varre a superfície emissora (PARKER *et al.*, 2010).

#### 3.4 COMPARAÇÃO DAS CARACTERÍSTICAS FÍSICAS E AERODINÂMICAS DE CÂMARAS DE FLUXO DINÂMICA E TÚNEIS DE VENTO

Estudos comparativos demonstram que as estimativas de taxa de emissão de odor realizadas por túneis de vento e câmaras fechadas e dinâmicas variam para uma mesma superfície emissora. Porém, a clara relação entre a velocidade do vento (turbulência atmosférica) e taxa de emissão indica que os dispositivos de amostragem dinâmicos ou turbulentos, como túneis de vento são mais propensos a modelar processos de emissão naturais, sendo de particular importância se as estimativas da taxa de emissão forem usadas como entrada para um modelo de dispersão (HUDSON e AYOKO, 2008b).

Gholson *et al.* (1991) avaliaram o método de câmara de fluxo para medir as emissões de compostos orgânicos voláteis (COV) a partir de superfícies de líquidos quiescentes, e afirmaram que a variação da taxa de varrimento mostrou ter pouco efeito sobre a taxa de emissão medidos entre  $2 \text{ L min}^{-1}$  e  $10 \text{ L min}^{-1}$ . Porém, Parker *et al.* (2009) cita um estudo de 1982 da US EPA em colaboração com a Universidade de Toronto onde um experimento foi realizado tal que os fluxos de onze compostos com diferentes constantes de Henry foram medidos num túnel de vento de 6 m. Concluiu-se que a velocidade do vento é a principal determinante do coeficiente de transferência de massa das fases gasosa e líquida. Essas duas hipóteses divergentes (se a velocidade do vento influencia ou não a taxa de fluxo) podem ser explicadas pelo uso de substâncias diferentes.

Os dados teóricos e experimentais mostraram que a temperatura e a velocidade do ar são os principais fatores que afetam o fluxo de compostos controlados pelo filme gasoso. Há evidências de que as câmaras de fluxo de baixo fluxo e túneis de vento alteram o fluxo real, gerando a necessidade de um fator de correção pós-amostragem (PARKER *et al.*, 2009).

Hudson *et al.* (2009) compararam a medição da taxa de odores a partir de um número de fontes de instalações típicas de criação intensiva utilizando a câmara de fluxo dinâmica e o túnel de vento. Amostras de ar odorante foram coletadas a partir dessas fontes utilizando-se tanto o túnel de vento quanto a câmara de fluxo dinâmica da US EPA e analisados utilizando o método olfatométrico. Essa foi a primeira publicação que comparou, de forma direta, os resultados experimentais obtidos com esses dois dispositivos.

O túnel de vento utilizado por Hudson *et al.* (2009) para a coleta de amostras de odor foi baseado no projeto da UNSW (Austrália). Durante o uso, ar filtrado por carbono foi usado para criar uma velocidade interna estável de cerca de  $0,3 \text{ m s}^{-1}$ .

Já a câmara de fluxo dinâmica era um cilindro de aço inoxidável de fundo aberto (40,6 cm de diâmetro interno e 17,8 cm de altura) tampado com uma cúpula de acrílico. A área de superfície coberta pelo dispositivo era de  $0,13 \text{ m}^2$ , enquanto que o volume interno era cerca de  $0,03 \text{ m}^3$ .

Um fluxo de ar que varre a superfície emissora foi iniciado através de ambos os dispositivos, os quais foram deixados estabilizar (3 a 5 min para o túnel de vento, 20 a 30 min para a câmara de fluxo).

A taxa de emissão de odor ( $E$ , expressa em  $\text{UO m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ ) foi calculada para o túnel de vento usando a Equação 11:

$$E = CV_t \frac{A_t}{A_s} \quad (11)$$

onde  $C$  é a concentração de odor da amostra de ar coletada derivada de uma avaliação olfatométrica ( $\text{UO m}^{-3}$ ),  $V_t$  é a velocidade do vento dentro do túnel ( $\text{m s}^{-1}$ ),  $A_t$  é a área da seção transversal do túnel ( $\text{m}^2$ ) e  $A_s$  é a área superficial coberta pelo túnel ( $\text{m}^2$ ).

Para o cálculo da taxa de emissão de odor para a câmara de fluxo foi utilizado a Equação:

$$E = \frac{[C] \cdot Q}{A} \quad (12)$$

onde  $[C]$  é a concentração de odor da amostra de ar coletada derivada da avaliação olfatométrica ( $\text{OU m}^{-3}$ ),  $Q$  é a vazão de entrada de ar na câmara ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ ) e  $A$  é a área superficial coberta pela câmara ( $\text{m}^2$ ).

As concentrações dos odores medidos são sempre mais elevadas para a câmara de fluxo em relação ao túnel de vento. A razão dos valores da média ou mediana das concentrações no túnel de vento pelos valores na câmara de fluxo indica uma razão entre 1:3 e 1:5.

As taxas de emissão (média ou mediana) das emissões derivadas do túnel de vento foram consistentemente maiores do que para as amostras coletadas com a câmara de fluxo. A gama de valores médios da taxa de emissão gerados utilizando a câmara de fluxo variaram de  $0,023 \text{ m}^2 \text{ OU}^{-1} \text{ s}^{-1}$  a  $3,92 \text{ m}^2 \text{ OU}^{-1} \text{ s}^{-1}$ . Em contraste, os valores médios de taxa de emissão gerados através do túnel de vento variaram de  $3,2 \text{ m}^2 \text{ OU}^{-1} \text{ s}^{-1}$  a  $650 \text{ m}^2 \text{ OU}^{-1} \text{ s}^{-1}$ . A razão entre os valores médios da taxa de emissão do túnel de vento pela câmara de fluxo variou de cerca de 60 a 240, enquanto que a razão dos valores medianos variou de cerca de 14 a 198.

Os resultados da investigação demonstraram que a relação entre as taxas de emissão fornecidos pelos dois dispositivos podem estar relacionados, mas a natureza da relação é influenciada pela:

- a) Substância emitida;
- b) Diferenças físicas da natureza das superfícies emissoras (por exemplo, sólido contra superfícies líquidas – provavelmente rugosidade superficial e porosidade);
- c) Diferenças físicas na natureza das superfícies sólidas (teor de umidade, porosidade e rugosidade);
- d) Diferenças físicas entre a natureza das superfícies líquidas e uma cobertura permeável sobre a superfície do líquido (rugosidade, transferência de massa através de um limite líquido-ar em oposição a um limite composto por barreira permeável ao ar-líquido).

Hudson e Ayoko (2009) deram continuidade à pesquisa anterior. Um par de dispositivos de amostragem, um túnel de vento UNSW e uma câmara de fluxo dinâmica USEPA, foi instalado em duas superfícies: uma superfície descoberta de uma lagoa de tratamento

anaeróbio de resíduos de suinocultura e numa de cobertura permeável semelhante e adjacente à anterior. As amostras odorantes foram analisadas usando olfatometria dinâmica triangular de escolha forçada para determinar a concentração de odor.

A taxa de emissão para o túnel de vento foi consistentemente maior do que a da câmara de fluxo, como previamente observado para todas as superfícies. A natureza da relação entre as taxas de emissão dos dois dispositivos também foi muito semelhante à observada anteriormente para superfícies dessa natureza (HUDSON e AYOKO, 2009).

Hudson e Ayoko (2009) afirmam que existe uma clara relação entre a velocidade do vento e a taxa de emissão, o que é bastante consistente com trabalhos anteriores onde é demonstrado que há uma forte relação entre a turbulência em fase gasosa e taxa de emissão de produtos químicos selecionados em uma faixa de velocidade de 0,1 a 2 m s<sup>-1</sup>. Essa consideração é válida, dependendo do composto emitido.

As taxas de emissão do gás odorante aumentaram linearmente com a velocidade do vento no túnel. A magnitude do aumento da taxa de emissão era dependente da concentração do material emissor dentro da fase líquida e da solubilidade. Os autores concluem que as taxas de emissão tanto do túnel de vento quanto da câmara de fluxo são funções das condições aerodinâmicas dentro do dispositivo – seja a velocidade no túnel de vento ou a taxa de circulação para a câmara de fluxo.

Navaratnasamy, Edeogo e Feddes (2009) conduziram um estudo para comparar as técnicas do túnel de vento e da câmara de fluxo dinâmica e explicar as diferenças nas taxas de emissão de odor.

Os autores destacam o estudo de Edeogo *et al.* (2001) que mostra que a concepção das taxas de fluxo de ar através de um túnel de vento e câmara de fluxo dinâmica afetam a concentração de odor. Para altas taxas de fluxo, a concentração de odor é tipicamente menor do que para taxas de fluxo de ar mais baixas, aplicadas para uma mesma fonte. Num estudo preliminar realizado na Universidade de Alberta, as concentrações de odores e taxas de emissão de odor de esterco armazenado foram medidos através de um túnel de vento operando em diferentes taxas de fluxo de ar (16, 27, 45 e 63 L s<sup>-1</sup>) e de uma câmara de fluxo dinâmica operando a 1 L s<sup>-1</sup>. As concentrações de odor medidas com o túnel de vento foram abaixo de 100 UO m<sup>-3</sup>, que é semelhante ao limite de detecção do olfatômetro utilizado na universidade, enquanto que 1250 UO m<sup>-3</sup> foi medido para a câmara de fluxo. Gostelow *et al.* (2003) e Frechen *et al.* (2004) também relataram medições de



concentração de odor muito baixas a partir do túnel de vento. Em contraste, as taxas de emissão de odor médias associados ao túnel de vento foram maiores do que as taxas médias de emissão associados à câmara de fluxo dinâmica.

Já em seu experimento, Navaratnasamy, Edeogo e Feddes (2009) concluíram que as taxas de emissão da câmara de fluxo dinâmica e do túnel de vento aumentaram linearmente com as taxas de fluxo de ar. A câmara de fluxo apresentou taxas de emissões consideravelmente mais elevadas, o que, segundo os autores, pode ser atribuído à sua geometria. Ou seja, operando com taxas de fluxo de ar similares, a câmara apresenta maiores taxas de emissão. Quando diferentes concentrações de n-butanol foram utilizadas para comparar o túnel de vento com a câmara de fluxo em suas taxas de fluxos típicas de  $30 \text{ L s}^{-1}$  e  $1 \text{ L s}^{-1}$  respectivamente, as taxas de emissão do túnel de vento foram 2,9 vezes maiores que a da câmara de fluxo. Porém, as concentrações de odores medidas a partir da câmara de fluxo são consideravelmente mais elevadas do que as do túnel de vento. Ou seja, apesar do túnel de vento apresentar menores concentrações, a vazão de entrada é tão grande que eleva a taxa de emissão calculada.

Bokowa e Liu (2008) estudaram técnicas de amostragem de odor a partir de fontes fugitivas e de fontes tipo área. Um ar limpo e filtrado foi introduzido no túnel de vento de  $0,33 \text{ m}^2$  de área superficial, à velocidade de  $0,3 \text{ m s}^{-1}$ . O ar foi misturado com as emissões da superfície. Concentrações na corrente de exaustão e a velocidade do ar no ponto de amostragem foram utilizados para estimar a taxa de emissão odor. Já a câmara de fluxo utilizada foi a recomendada pela US EPA e abrangia uma área de  $0,13 \text{ m}^2$  da superfície emissora de odor. Para cada local de amostragem (duas localidades), três amostras foram coletadas e analisadas. Esses valores, com a taxa de fluxo estimada (com base na velocidade e na área aberta) foram utilizados para o cálculo das taxas de emissão. A técnica usando o túnel de vento portátil forneceu taxas de emissão onze vezes maiores das aquelas obtidas usando a câmara de fluxo.

Como a principal preocupação relativa ao uso da câmara de fluxo dinâmica está relacionada à mistura da fase gasosa em seu interior, optou-se neste trabalho investigar a influência do escoamento no transporte de  $\text{H}_2\text{S}$ .

## 4 METODOLOGIA

### 4.1 CONFIGURAÇÃO DA CÂMARA DE FLUXO DINÂMICA

A câmara de fluxo dinâmica pertencente ao NQualiAr (UFES) adaptada de Eklund (1992) e Kienbusch (1986), que serviu de modelo para a construção do domínio computacional, é mostrada na Figura 9. A câmara possui um corpo cilíndrico com diâmetro de 0,407 m e altura de 0,18 m. Esse corpo cilíndrico é coberto no topo por um domo em forma de calota esférica, de modo que a altura que vai da base da câmara ao ponto mais alto do topo é de 0,28 m. A área de amostragem enclausurada pela câmara é de aproximadamente 0,130 m<sup>2</sup> e o seu volume é de 25 L. O domo interno da câmara é mostrado na Figura 10.



Figura 9 – Câmara de fluxo dinâmica pertencente ao NQualiAr.



Figura 10 – Vista interior do domo da câmara de fluxo dinâmica pertencente ao NQualiAr.

## 4.2 MODELAGEM MATEMÁTICA NUMÉRICA

### 4.2.1 Domínio computacional

O domínio computacional foi estabelecido de modo a melhor representar a câmara de fluxo dinâmica pertencente à UFES, utilizado o *software DesignModeler* do pacote computacional Ansys 14.5. Na configuração básica da câmara (Figura 11a) estão incluídos no domínio computacional o espaço interno ocupado pela fase gasosa, os quatro orifícios para entrada de ar, abertura para alívio de pressão e a sonda de amostragem constituída de um tubo perfurado. Para a avaliação da influência do número de entradas de ar na câmara, novos orifícios para entrada de ar foram criados. Para a avaliação da influência do uso de micro ventilador, dois domínios foram criados (Figura 11b). Um estacionário (câmara de fluxo) e um rotacional (micro ventilador enclausurado por um cilindro).

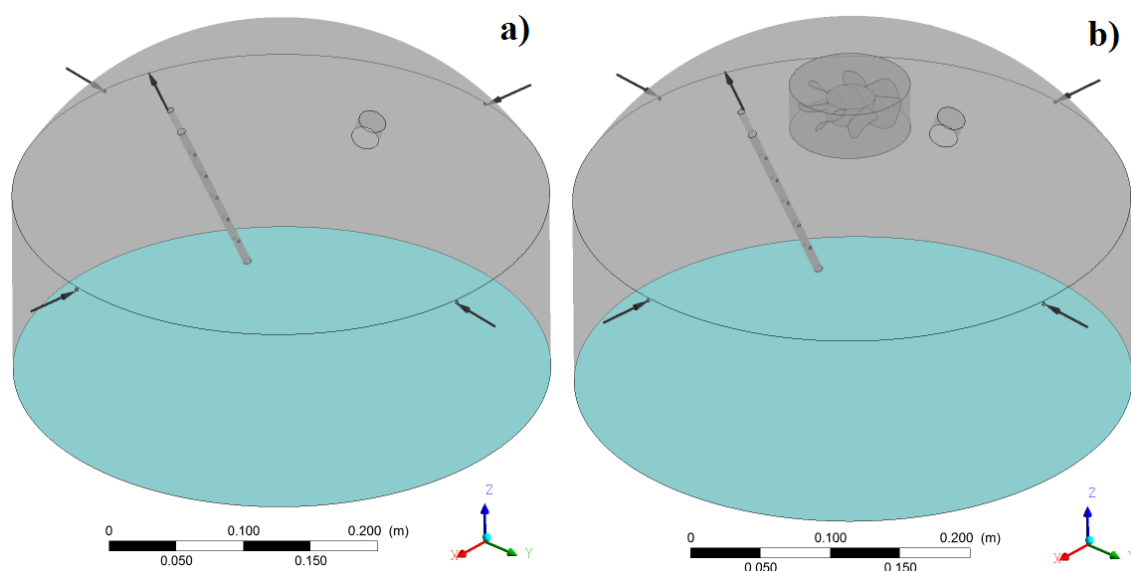


Figura 11 – (a) Domínio com a configuração básica da câmara e (b) domínio incluindo um micro ventilador.

### 4.2.2 Equações governantes

O escoamento do ar e o transporte de  $H_2S$  no interior da câmara são governados pelas equações diferenciais de conservação da massa, da quantidade de movimento e da massa da espécie química.

- Conservação de massa

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \bar{u}_i) = 0 \quad (13)$$

- Conservação de momento

$$\frac{\partial(\rho\bar{u}_i)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \rho\bar{u}_i \bar{u}_j + \bar{p}\delta_{ij} - \bar{\tau}_{ji}^{lam} - \bar{\tau}_{ji}^{turb} \right] = 0 \quad (14)$$

- Conservação da massa da espécie química

$$\frac{\partial(\rho\bar{m}_q)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \rho\bar{m}_q \bar{u}_i - (D_m + D_t) \frac{\partial\bar{m}_q}{\partial x_i} \right) = R_q \quad (15)$$

A fração mássica  $m_q$  de uma espécie química  $q$  é definida como a razão entre a massa da espécie  $q$  (contida num dado volume) pela massa total da mistura (contida no mesmo volume).  $D_m$  e  $D_t$  são as difusividades molecular e turbulenta, respectivamente. A quantidade  $R_q$  é a taxa de geração da espécie química por unidade de volume, causada por reação química.  $R_q$  é positivo se a reação produz a espécie química, negativo se a reação consome a espécie química e zero se a espécie não reage.

#### 4.2.3 Tratamento da turbulência

As equações de médias de Reynolds (*Reynolds Averaged Navier-Stokes* – RANS) governam o transporte das quantidades médias do escoamento, com todo o conjunto de escalas da turbulência sendo completamente modelado e dessa forma, a metodologia RANS reduz o esforço e os recursos computacionais exigidos, sendo amplamente utilizada em aplicações práticas de engenharia (GEORGE, 2013).

As equações da metodologia RANS são definidas por meio de um conjunto de médias das equações de Navier-Stokes e da continuidade, onde as grandezas estatísticas de interesse são valores médios sobre todas as escalas de comprimento. O fator crítico dessa técnica é a reprodução das tensões turbulentas que descrevem os efeitos resultantes das flutuações de pressão e velocidades (GEORGE, 2013).

Atualmente os modelos mais empregados para escoamentos turbulentos encontrados em problemas de engenharia utilizam-se de duas equações de transporte, uma para calcular a energia cinética turbulenta ( $k$ ) e outra para o comprimento de escala da turbulência ( $l$ ). Nessa segunda equação a variável dependente não é necessariamente o próprio  $l$ , mas geralmente uma função de  $k$  e  $l$ .

No modelo de turbulência  $k - \varepsilon$  (JONES e LAUNDER, 1972), as escalas de comprimento e tempo são constituídas a partir da energia cinética e dissipação dos turbilhões e, embora sua utilização seja a forma mais comum de tratamento de

escoamentos turbulentos, o modelo possui dois pontos fracos: não funciona bem em casos de grandes gradientes adversos de pressão, superestimando a tensão de cisalhamento e a viscosidade turbulenta; e necessita de uma modificação nas regiões próximas às paredes, como por exemplo, funções de aproximação (RONG, NIELSEN e ZHANG, 2010; SAHA, 2011).

A formulação do modelo  $k - \omega$  (WILCOX, 1986), também trata a turbulência por duas equações diferenciais parciais para duas variáveis. A primeira variável ( $k$ ) sendo a energia cinética turbulenta e a segunda ( $\omega$ ), a taxa específica de dissipação (da energia cinética turbulenta em energia térmica interna). A principal deficiência do modelo  $k - \omega$  padrão é que ele tem uma grande dependência da condição de contorno na corrente livre para  $\omega$ . Além disso, para baixo número de Reynolds, a aplicação do modelo pode produzir um atraso do início da camada-limite turbulenta na parede e, portanto, incide um modelo muito simples para transição laminar-turbulento.. Assim, para a transição laminar-turbulento e escoamento cisalhante livre, o modelo  $k - \omega$  não é recomendado.

Por sua vez, o modelo de turbulência *Shear Stress Transport* (SST) (MENTER, 1994) combina o modelo  $k - \omega$  (WILCOX, 1986) e o modelo  $k - \varepsilon$  (JONES e LAUNDER, 1972). Para isso, o modelo  $k - \varepsilon$  é transformado numa formulação  $k - \omega$ , onde um termo de difusão cruzada adicional aparece na equação de  $\omega$ . A introdução da difusão cruzada pode reduzir a dependência da corrente livre do modelo  $k - \omega$ . O principal efeito da difusão cruzada em escoamentos de cisalhamento livres é aumentar a produção de  $\omega$ , o que conseqüentemente aumenta a dissipação de  $\varepsilon$ . O modelo original  $k - \omega$  é então multiplicado por uma função de mistura  $F_1$  e o modelo  $k - \varepsilon$  transformado, por uma função  $(1 - F_1)$  e posteriormente, os modelos são somados. Assim, a função de mistura têm por objetivo selecionar o modelo  $k - \omega$  padrão na região da camada limite turbulenta (região da parede) e o modelo o  $k - \varepsilon$  no fluxo livre de cisalhamento. Dessa forma, o modelo SST mantém a formulação robusta e acurada do modelo  $k - \omega$  nas regiões próximas às paredes, e incorpora as vantagens da independência do fluxo livre do modelo  $k - \varepsilon$  na parte exterior da camada limite. A malha computacional deve ser adequadamente refinada para capturar as características do escoamento e transferência de massa dentro da camada limite próxima à interface. Rong, Nielsen e Zhang (2010) e Saha *et al.* (2011) aplicaram o modelo SST, que foi considerado capaz em prever o processo de transferência de massa na camada limite.

- Conservação da energia cinética turbulenta

$$\frac{\partial k}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial k}{\partial x_i} = \frac{\gamma}{\tau_{ij}} \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} - \beta^* k \omega + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ (v + \sigma_k v_t) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] \quad (16)$$

- Taxa de dissipação específica

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial \omega}{\partial x_i} = & \frac{\gamma}{\rho v_t} \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} - \beta \omega^2 + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ (v + \sigma_\omega v_t) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] \\ & + (1 - F_1) 2\sigma_{\omega 2} \frac{1}{\omega} \frac{\partial k}{\partial x_j} \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \end{aligned} \quad (17)$$

Nas Equações 16 e 17,  $\gamma$ ,  $\beta$ ,  $\beta^*$ ,  $\sigma_k$ ,  $\sigma_\omega$ ,  $\sigma_{\omega 2}$ , são coeficientes de fechamento;  $v_t$  é a viscosidade turbulenta;  $\tau_{ij}$  é a tensão de cisalhamento. O último termo do lado direito da Equação 17 é um termo de difusão cruzada adicional além dos termos originais da equação de transporte de  $\omega$ .

- Tensão de cisalhamento

$$\bar{\tau}_{ij} = \mu_t \left( \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \frac{\partial \bar{u}_k}{\partial x_k} \delta_{ij} \right) - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij} \quad (18)$$

O modelo SST utiliza uma nova definição da viscosidade turbulenta para que possa contar com o transporte da tensão principal de cisalhamento turbulento ( $\tau = : -\rho \overline{u'v'}$ ), que se acredita fornecer uma melhor representação do transporte das tensões de cisalhamento turbulentas em camadas limite com gradientes de pressão adversos. A relação de Menter da viscosidade turbulenta para o modelo SST é baseada na suposição de Bradshaw de que, em escoamentos de camada limite, a tensão de cisalhamento de Reynolds é proporcional à energia cinética turbulenta (BRADSHAW, FERRISS e ATWELL, 1967).

- Viscosidade turbulenta

$$v_t = \frac{a_1 k}{\max(a_1 \omega; \Omega F_2)} \quad (19)$$

onde  $\Omega$  é o valor absoluto da vorticidade;  $F_2$  é uma função que vale um para o escoamento na camada limite e zero para as camadas livres de cisalhamento;  $a_1$  é uma constante.

Coefficientes de fechamento e relações auxiliares podem ser encontradas em Menter (1994).

Diante desse contexto, o modelo de turbulência *Shear Stress Transporte* (SST) foi escolhido para o tratamento da turbulência.

#### 4.2.4 Solução numérica

O software Ansys CFX, versão 14.5 foi utilizado para a solução numérica computacional das equações de conservação, baseada no método dos volumes finitos baseado em elementos.

O método dos volumes finitos usa a forma integral das equações de conservação como seu ponto de partida. O domínio da solução é subdividido num número finito de volumes de controle e as equações de conservação são aplicadas a cada volume de controle. No centro de cada volume de controle encontra-se um nó computacional no qual os valores das variáveis devem ser calculados. Interpolação é usada para expressar os valores das variáveis na superfície do volume de controle em termos dos valores nodais. Integrais de superfície e de volume são aproximadas utilizando-se fórmulas de quadratura adequadas. Como resultado, obtém-se uma equação algébrica para cada volume de controle, na qual aparece um número de valores nodais vizinhos (FERZIGER e PERIĆ, 2002).

As equações de massa, momento e turbulência foram resolvidas considerando o ar como fluido Newtoniano isotérmico (temperatura de 25 °C) e considerando regime permanente e a equação da espécie química considerando regime transiente, onde um período de 20 minutos foi simulado. Esta situação simulada corresponde a um caso em que o escoamento se estabiliza rapidamente dentro da câmara, porém a concentração do composto químico ainda está em processo de estabilização, até atingir a condição permanente. Kienbusch (1986) recomenda esperar quatro tempos de detenção para que a concentração do gás comece a ser analisada, o que significa esperar 20 min para a câmara usada neste estudo.

Para o caso transiente, a configuração *time step adaptive* foi usada para determinar o tamanho do intervalo de tempo. Com essa escolha, não há a especificação de um passo de tempo, mas sim um intervalo em que ele deve estar contido (0,001 a 0,5 s). Assim, o *time step* inicial (0.01 s) se adapta para que a simulação permaneça estável. O CFX resolve as equações transientes utilizando o método *Second Order Backward Euler* (método implícito), o que torna o esquema incondicionalmente estável para qualquer *time step* (VERSTEEG e MALALASEKERA, 1995).

#### 4.2.5 Condições de contorno

Para as condições de contorno aplicou-se uma vazão de entrada de ar (com concentração zero de  $\text{H}_2\text{S}$ ) de  $5 \text{ L min}^{-1}$ , distribuída igualmente entre os orifícios de entrada. Assim, para cada configuração da avaliação da influência do número de entradas de ar na câmara, as vazões mássicas adotadas para cada orifício foram de  $2,47 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$ ,  $1,65 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$  e  $1,235 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$  para 4, 6 e 8 entradas de ar, respectivamente. Na linha de saída da sonda de amostragem, foi estabelecida uma vazão de  $1 \text{ L min}^{-1}$  (vazão mássica de  $1,98 \times 10^{-5} \text{ kg s}^{-1}$ ), e na saída para alívio de pressão, uma pressão diferencial de 0 Pa, sendo considerado gradiente de concentração constante em ambas as saídas. Nas paredes da câmara foram definidas condições de impermeabilidade (velocidade normal nula), não deslizamento (velocidade tangencial nula) e ausência de fluxo de  $\text{H}_2\text{S}$  através das paredes (fluxo nulo).

Nas simulações que envolveram os ventiladores, foi empregada a configuração padrão com quatro entradas de ar e para simular o ventilador, *Rotating Frames of Reference* (RFR) foi utilizado. O CFX-Pre permite especificar um domínio rotacional em relação a um eixo. Quando um domínio rotacional é especificado, o CFX-Solver calcula os termos apropriados para a força de Coriolis e força centrífuga, como termos fontes nas equações de quantidade de movimento. A câmara de fluxo dinâmica foi assumida estacionária enquanto o micro ventilador e o cilindro que o enclausura, rotacional. O cilindro é necessário para estabelecer condições de interface entre os domínios estacionário e rotacional. A geometria do micro ventilador também foi estabelecida como parede, ou seja, condições de impermeabilidade e não deslizamento.

No CFX-Pre, *Domain Interfaces* proporciona uma metodologia para conectar malhas e domínios. O tipo de interface (*interface type*) é usado para definir o tipo de conexão entre os domínios através da interface e a opção *Fluid Fluid* foi usada para conectar os dois domínios. O modelo de interface (*interface model*) define o modo com que o solver do CFX modela a física através da interface e a opção *General Connection* foi utilizada. A opção *General Connection* é necessária quando um frame de referência muda através da interface e deve ser usada quando um lado da interface está num frame de referência estacionário (câmara de fluxo dinâmica) e o outro lado, num frame de referência rotacional (ventilador). *Frozen Rotor* foi utilizado como modelo de troca/mistura de frames (*frame change/mixing model*). Nesse modelo, o frame de referência muda, porém a orientação relativa das componentes através da interface é fixa. Para conectar malhas



diferentes, um algoritmo de intersecção é usado para encontrar as partes sobrepostas da malha de cada face na interface. Nesse caso, o algoritmos utilizado é o *GGI*, uma vez que os nós computacionais das malhas dos dois lados das interfaces não estavam alinhadas. Com essa ferramenta, os fluxos são conservados através da interface. A opção *Specified Pitch Angles* permite especificar os ângulos de inclinação nos lados 1 e 2 na interface entre os domínios e o valor de 360 graus foi utilizado em ambos os lados, representando uma volta completa do ventilador.

#### 4.2.6 Condições de contorno para a interface

Considerando uma fase gasosa bem misturada, o valor da concentração na saída da sonda de amostragem de uma câmara de fluxo é igual ao valor da concentração em seu interior. O fluxo de massa do composto saindo da câmara pode ser dado, então, por  $Q \times C_{G,0}$ , onde  $Q$  ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ ) é a vazão que entra na câmara de fluxo. Já a taxa de emissão na superfície pode ser calculada pelo produto entre o fluxo de massa que entra na câmara ( $J$ ) (devido unicamente pela volatilização) e pela área de amostragem enclausurada pela câmara ( $A$ ), em  $\text{m}^2$ . Dessa forma, o balanço de massa para a câmara pode ser representado pela Equação 20.

$$Q \times C_{G,0} = J \times A \quad (20)$$

Como o fluxo de massa pode ser representado em função de  $K_L$  (ver Equação 10), a Equação 20 pode ser reescrita como:

$$Q \times C_{G,0} = K_L \left( C_{L,0} - \frac{C_{G,0}}{K_H} \right) \times A \quad (21)$$

$$C_{G,0} = \frac{K_L A C_{L,0}}{Q + \frac{K_L A}{K_H}} \quad (22)$$

Conforme apresentado no desenvolvimento das equações da teoria dos dois filmes, o fluxo de um composto químico que atravessa as fases líquido e gasosa é o mesmo fluxo que atravessa o filme líquido e, portanto, os fluxos podem ser igualados.

$$K_L \left( C_{L,0} - \frac{C_{G,0}}{K_H} \right) = k_L (C_{L,0} - C_{L,i}) \quad (23)$$

Como a resistência global ao processo de transferência de massa para o H<sub>2</sub>S é formada principalmente pela resistência do filme líquido, devido ao valor de sua constante de Henry (ver Figura 2), pode-se aproximar o coeficiente global de transferência de massa do H<sub>2</sub>S ( $K_L$ ) pelo coeficiente local de transferência de massa do filme líquido ( $k_L$ ). Com isso, a concentração líquida na interface ( $C_{L,i}$ ) pode ser aproximada em função da concentração gasosa no seio da fase gasosa ( $C_{G,0}$ ).

$$C_{L,i} = \frac{C_{G,0}}{K_H} \quad (24)$$

Confrontando a Equação 24 com a Equação da Lei de Henry (Equação 6), o valor de  $C_{G,i}$  pode ser aproximado pelo valor de  $C_{G,0}$ , que por sua vez pode ser calculado pela Equação 22.

Assim, utilizando os valores experimentais de  $C_{L,0}$  (10 mg L<sup>-1</sup>) e  $K_L$  ( $3,12 \times 10^{-6}$  m s<sup>-1</sup>) de Prata Jr. *et al.* (2016) e considerando  $A = 0,13$  m<sup>2</sup>,  $Q = 5$  L min<sup>-1</sup> ( $8,33 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>),  $K_H = 0,4088$  (SANDER, 1999), encontra-se um valor para a concentração na interface ( $C_{G,i}$ ) de  $4,813 \times 10^{-5}$  kg m<sup>-3</sup>, valor esse utilizado por Prata Jr. *et al.* (2016) em sua simulação numérica. Esse valor foi utilizado como condição de contorno para a concentração na interface gás-líquido, onde também foram adotadas as condições de impermeabilidade e não deslizamento.

#### 4.2.7 Teste de malhas

Teste de malha torna-se importante, pois ajuda a verificar a independência dos resultados em função do tamanho da malha computacional. Assim, a malha usada nas simulações deve ser fina o suficiente para assegurar que a solução seja independente das aproximações do esquema de discretização. Para isso foi utilizado o aplicativo *Mesh* do pacote computacional Ansys CFX 14.5 para gerar as malhas.

O domínio foi discretizado por meio de uma malha não estruturada e não uniforme. Nas regiões onde esperava-se um escoamento mais complexo (maiores gradientes) como paredes, interface gás-líquido e sonda de amostragem, a malha foi refinada utilizando o aplicativo do *Mesh* chamado *inflation* em que os elementos de volume são gerados por uma sucessão de linhas retas paralelas à face escolhida e que possuem uma certa espessura e uma quantidade determinada até se juntarem a malha tetraédrica. A construção dessa porção de prismas possibilita que os elementos gerados tenham suas faces

perpendiculares e/ou paralelas à direção principal do escoamento, assim tem-se um maior número de nós nas regiões onde se observam grandes gradientes. Esse refino também é importante para que o modelo de turbulência adotado capture as características do escoamento nessas regiões.

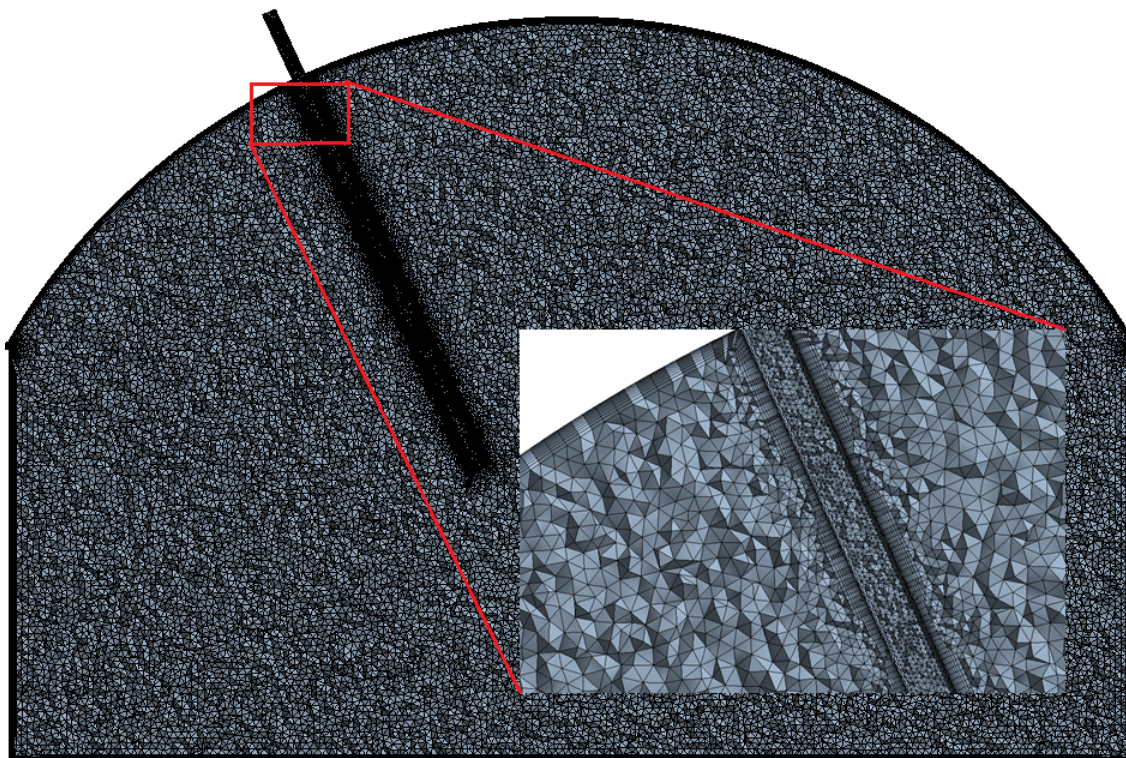


Figura 12 – Malha computacional com aproximadamente 3 milhões de pontos nodais.

Em qualquer fase de um cálculo, cada equação não será satisfeita exatamente e um resíduo de uma equação identifica o quanto o lado esquerdo da equação é diferente do lado direito em qualquer ponto do espaço. Se a solução é exata, o resíduo é zero. Se uma solução está convergindo, os resíduos devem diminuir com as iterações sucessivas.

O resíduo é uma medida do desequilíbrio local de cada equação de conservação do volume de controle. É um desbalanceamento no sistema linearizado das equações discretizadas, ou seja, o quão longe de zero estão os resultados dos valores das variáveis calculados substituídos nas suas equações de transporte. É a medida mais importante de convergência no que se refere diretamente ao fato de se as equações foram resolvidas.

Normalizando os resíduos pode-se julgar de maneira relativamente consistente a convergência além do propósito de monitoramento da solução. Para fazer as escalas dos resíduos significativas, o solver do CFX normaliza os valores dividindo-os pelas escalas apropriadas em cada ponto.

Para cada variável de solução,  $\varphi$ , os resíduos normalizados são dados em geral por:

$$[\tilde{r}_\varphi] = \frac{[r_\varphi]}{a_p \Delta_\varphi} \quad (25)$$

onde  $r_\varphi$  é o desbalanceamento do resíduo bruto do volume de controle,  $a_p$  é um coeficiente representativo do volume de controle e  $\Delta_\varphi$  é uma diferença representativa da variável no domínio.

O resíduo RMS (*Root Mean Square*) é obtido tomando todos os resíduos normalizados ao longo do domínio, elevando-os ao quadrado, efetuando-se a média e, em seguida, tomando a raiz quadrada da média. Isso apresenta uma ideia de uma magnitude típica dos resíduos.

Existe uma variedade de opiniões em como julgar a convergência. Geralmente precisa-se considerar a magnitude do RMS e do resíduo máximo (geralmente uma ordem de grandeza superior ao RMS) assim como o balanço (conservação) de massa global (*mass imbalance*). O nível de convergência requerido depende da proposta da simulação e dos detalhes do modelo.

Testes de sensibilidade de malha foram realizados no sentido de se obterem resultados independentes do tamanho da malha. A influência dos diferentes tamanhos de malha sobre os resultados foi analisada com base em perfis das componentes da velocidade ( $u$ ,  $v$  e  $w$ ), amostrados em cinco linhas verticais no interior da câmara. Foi adotado um limite de convergência para o RMS de  $1E^{-6}$ . O resultado do teste é apresentado nas Figuras 13 a 17. A malha menos refinada (malha 1) continha em torno de 1 milhão de pontos nodais; a intermediária (malha 2) contava com aproximadamente 2 milhões de pontos nodais; e a mais refinada (malha 3), cerca de 3 milhões de pontos nodais.

Para auxiliar na escolha da malha mais adequada foi avaliado o erro quadrático médio normalizado (NMSE - *Normalised Mean Square Error*) entre as malhas para cada uma das componentes da velocidade. O NMSE é um estimador dos desvios globais entre os valores previstos e medidos e mostra geralmente as diferenças mais marcantes entre modelos. O NMSE (Equação 26) é a média quadrática da diferença entre os valores das propriedades observadas e simuladas, e quando normalizado, apresenta valores de zero a

infinito, tendo como valores ideais, os menores erros e próximos a zero. Os resultados dessa estatística são apresentados na Tabela 1 e o valor do NMSE é em relação à malha anterior.

$$NMSE = \frac{1}{n} \sum_i \frac{(x_i - y_i)^2}{\bar{x}\bar{y}} \quad (26)$$

onde  $n$  é o número de amostra;  $x_i$  é o valor da variável observada e  $y_i$  é o valor da variável estimada.

Tabela 1 – Erro quadrático médio normalizado (NMSE).

		Velocidade u (m s <sup>-1</sup> )	Velocidade v (m s <sup>-1</sup> )	Velocidade w (m s <sup>-1</sup> )	
Linhas verticais	(x = 0 m; y = 0 m)	Malha 2,1	0,12	11,12	0,21
		Malha 3,2	0,03	2,95	0,13
	(x = 0,117 m; y = 0 m)	Malha 2,1	0,18	43,09	18,67
		Malha 3,2	0,06	37,6	0,9
	(x = - 0,117 m; y = 0 m)	Malha 2,1	0,08	43,62	1,81
		Malha 3,2	0,03	0,43	0,13
	(x = 0 m; y = 0,117 m)	Malha 2,1	3,96	0,16	4,38
		Malha 3,2	0,69	0,03	0,33
	(x = 0 m; y = - 0,117 m)	Malha 2,1	8,85	0,46	0,89
		Malha 3,2	4,05	0,04	0,05

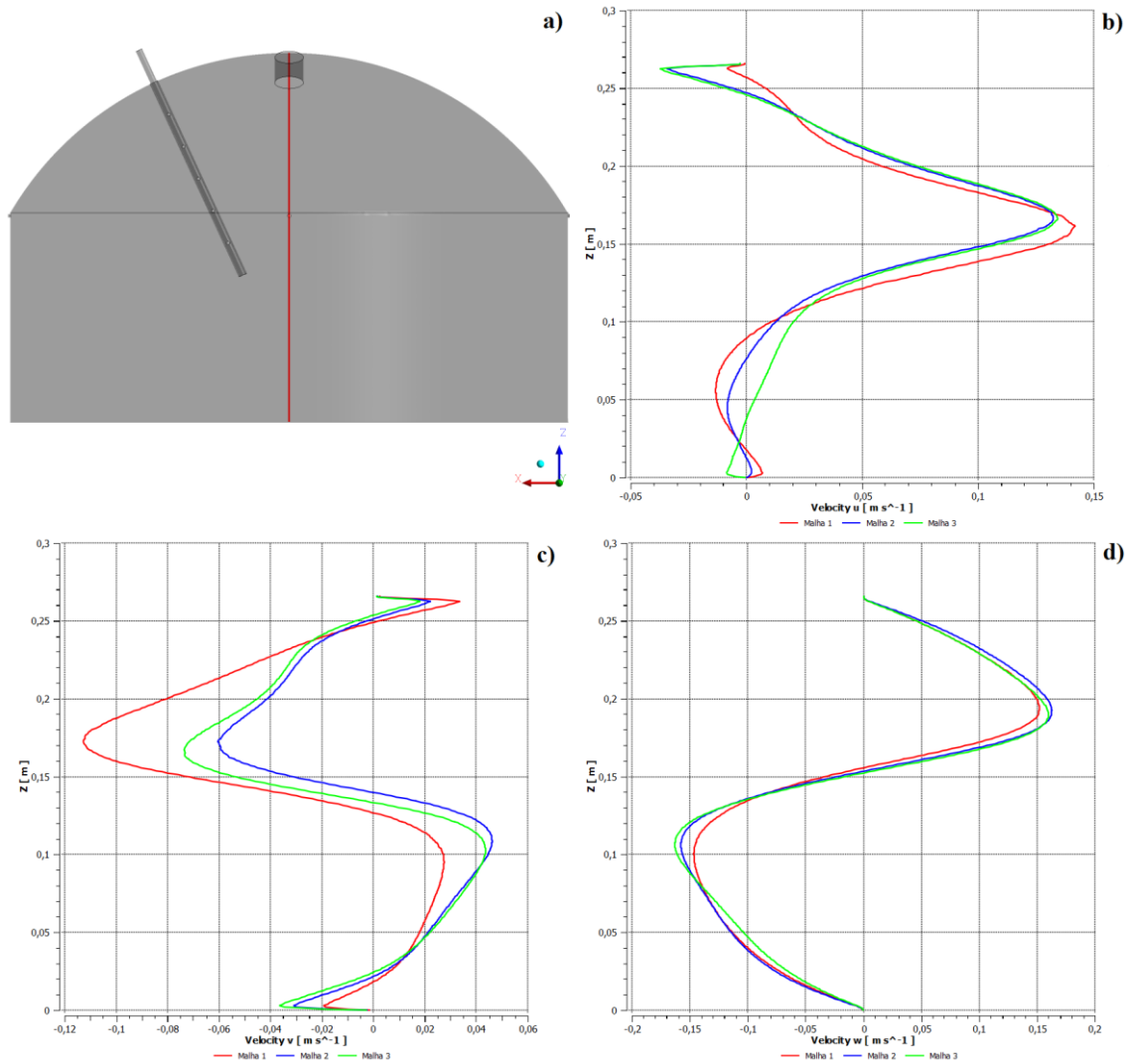


Figura 13 – (a) Localização da linha vertical ( $x = 0$  m;  $y = 0$  m) e perfis relativos às componentes (b)  $u$  (m s<sup>-1</sup>), (c)  $v$  (m s<sup>-1</sup>) e (d)  $w$  (m s<sup>-1</sup>) da velocidade. As linhas vermelha, azul e verde correspondem às malhas com 1 milhão, 2 milhões e 3 milhões de pontos nodais, respectivamente.

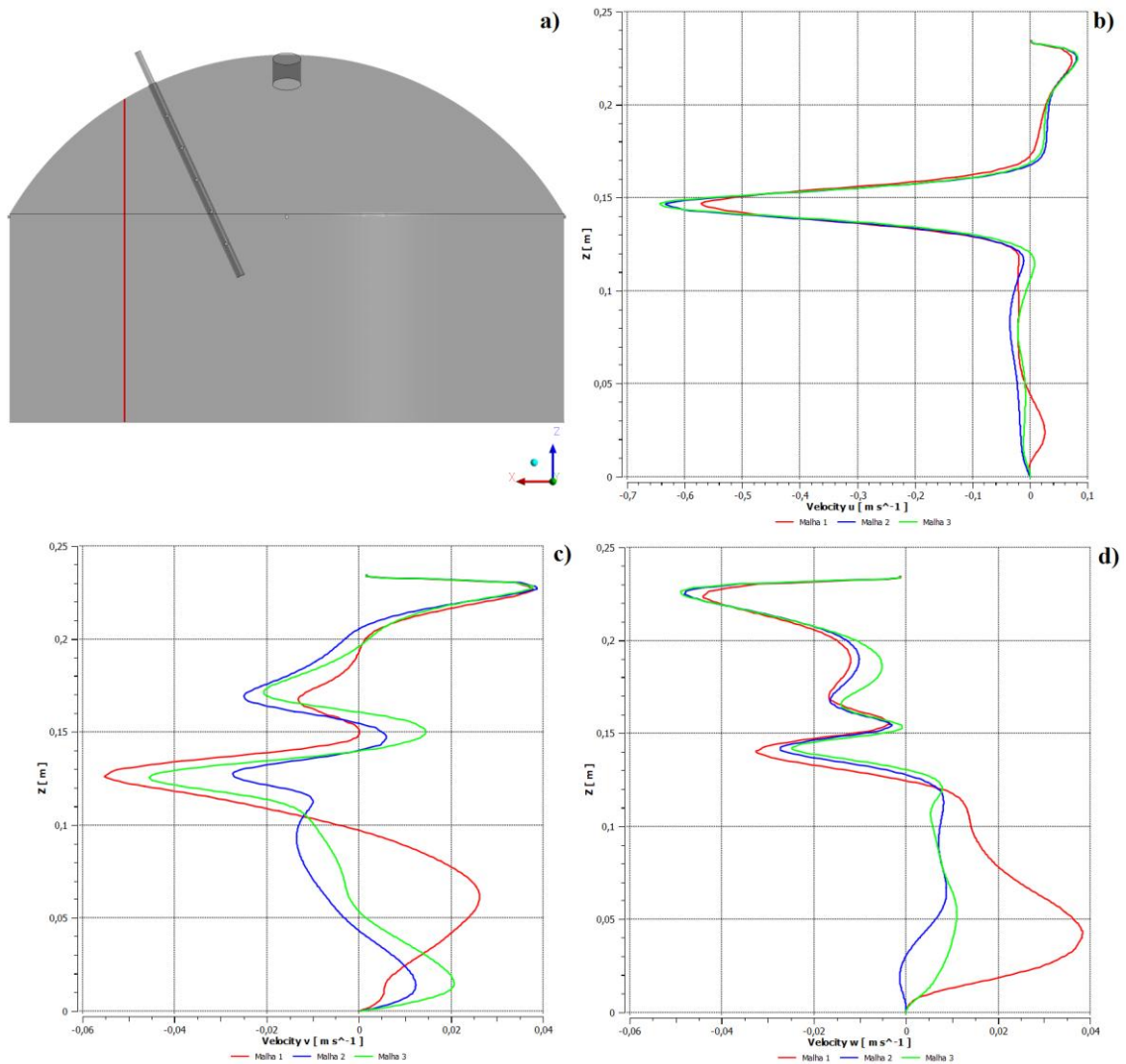


Figura 14 – (a) Localização da linha vertical ( $x = 0,117$  m;  $y = 0$  m) e perfis relativos às componentes (b)  $u$  (m s<sup>-1</sup>), (c)  $v$  (m s<sup>-1</sup>) e (d)  $w$  (m s<sup>-1</sup>) da velocidade. As linhas vermelha, azul e verde correspondem às malhas com 1 milhão, 2 milhões e 3 milhões de pontos nodais, respectivamente.

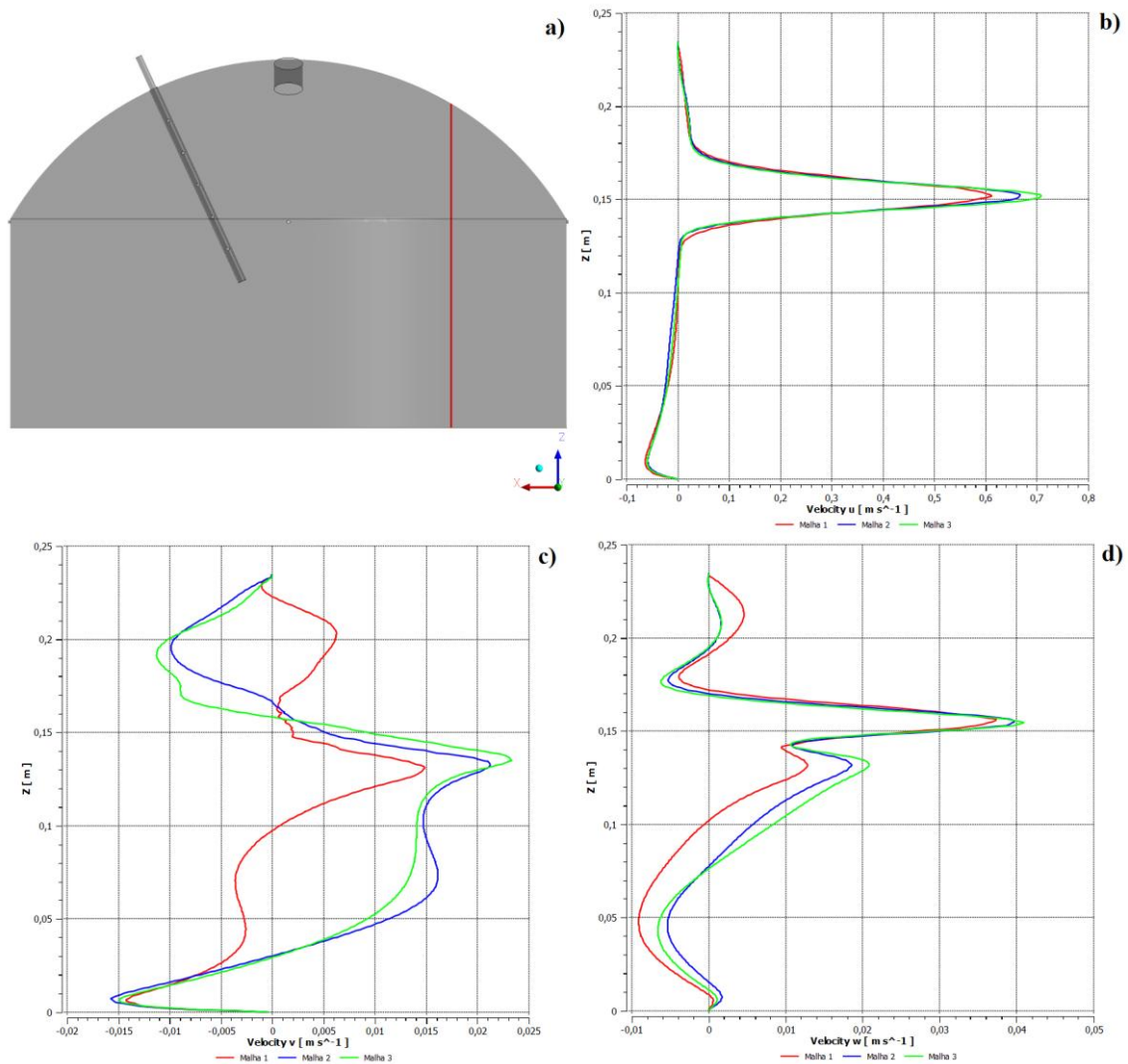


Figura 15 – (a) Localização da linha vertical ( $x = -0,117$  m;  $y = 0$  m) e perfis relativos às componentes (b)  $u$  ( $\text{m s}^{-1}$ ), (c)  $v$  ( $\text{m s}^{-1}$ ) e (d)  $w$  ( $\text{m s}^{-1}$ ) da velocidade. As linhas vermelha, azul e verde correspondem às malhas com 1 milhão, 2 milhões e 3 milhões de pontos nodais, respectivamente.



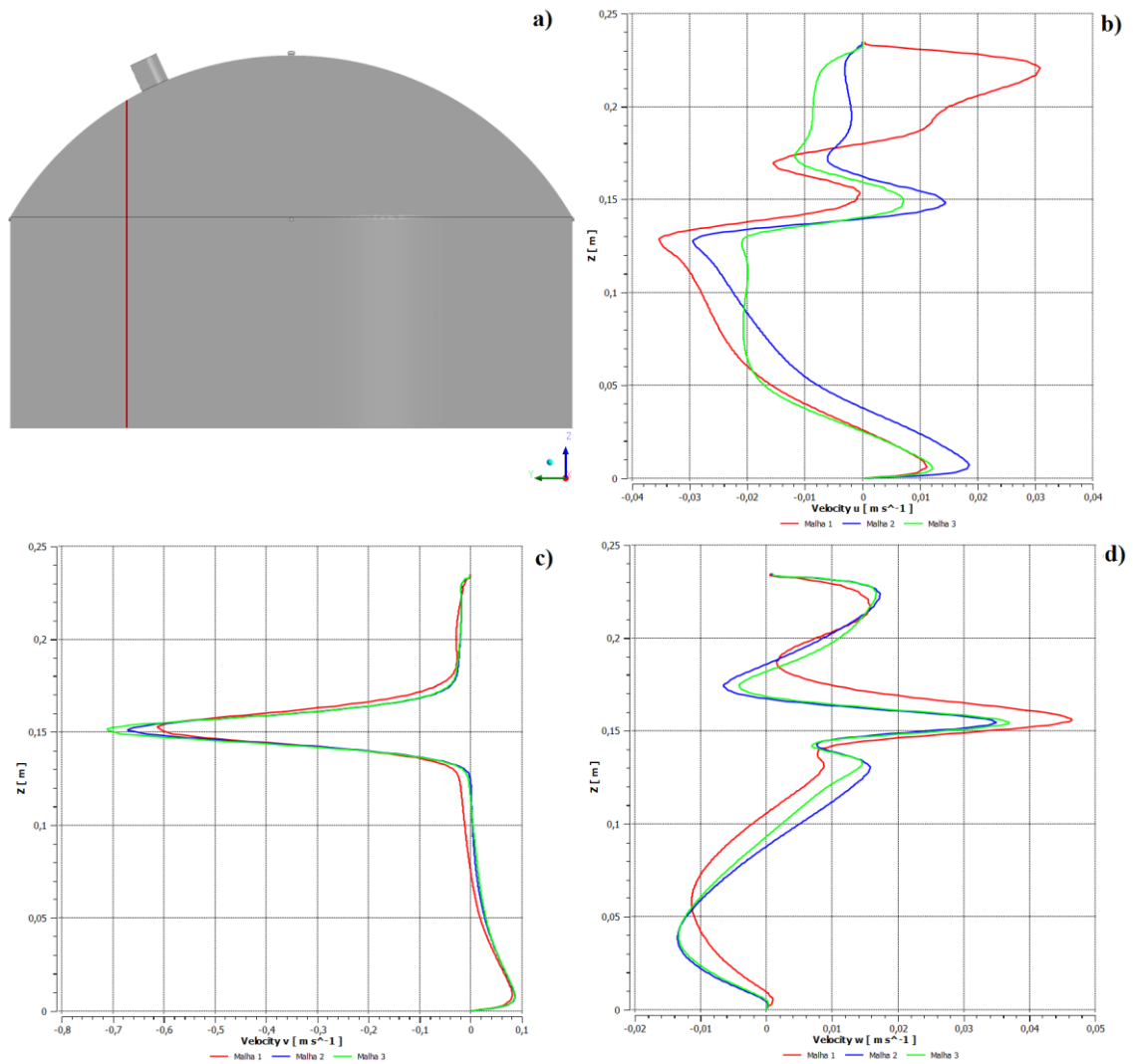


Figura 16 – (a) Localização da linha vertical ( $x = 0$  m;  $y = 0,117$  m) e perfis relativos às componentes (b)  $u$  (m s<sup>-1</sup>), (c)  $v$  (m s<sup>-1</sup>) e (d)  $w$  (m s<sup>-1</sup>) da velocidade. As linhas vermelha, azul e verde correspondem às malhas com 1 milhão, 2 milhões e 3 milhões de pontos nodais, respectivamente.

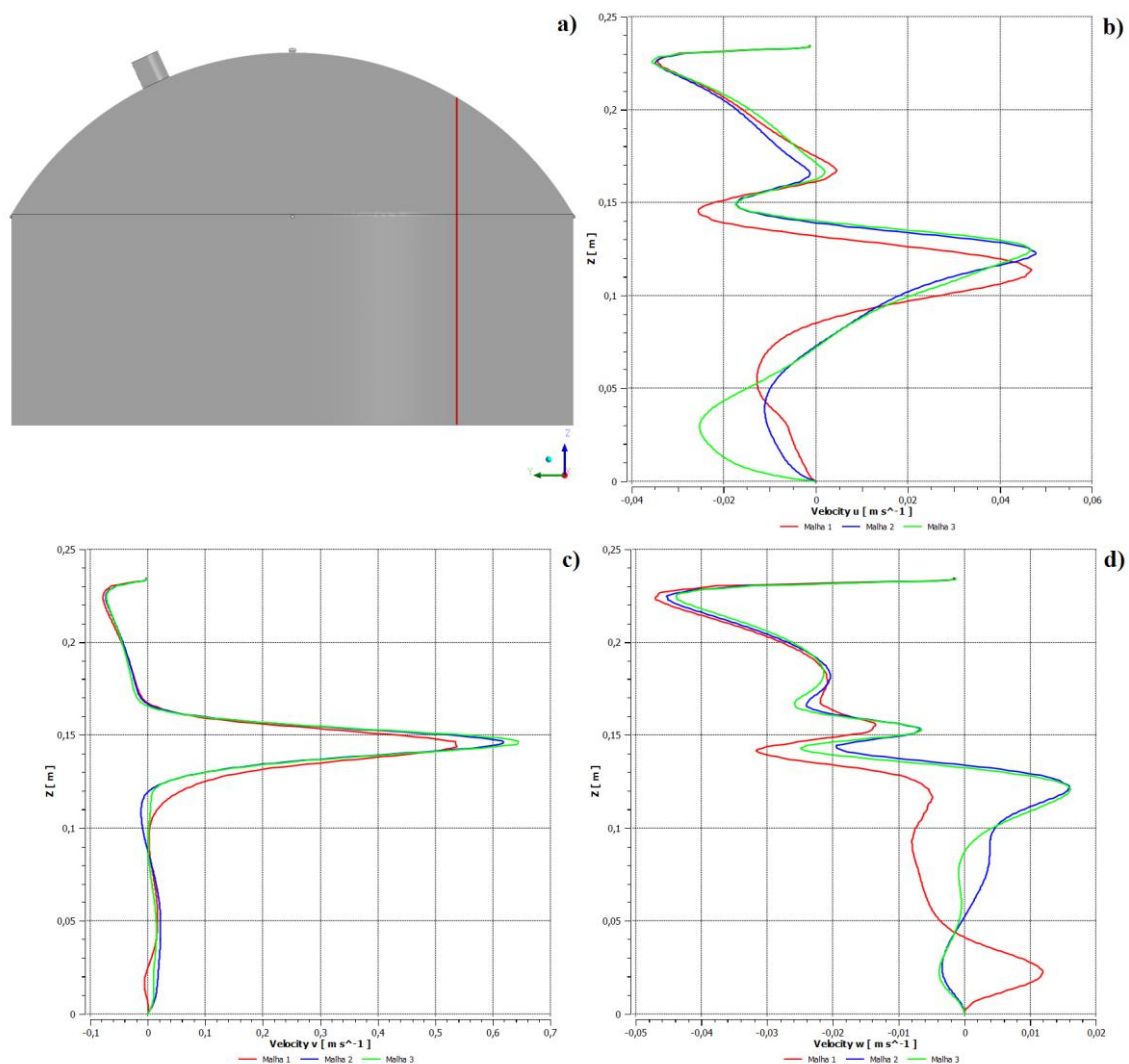


Figura 17 – (a) Localização da linha vertical ( $x = 0$  m;  $y = - 0,117$  m) e perfis relativos às componentes (b)  $u$  (m s<sup>-1</sup>), (c)  $v$  (m s<sup>-1</sup>) e (d)  $w$  (m s<sup>-1</sup>) da velocidade. As linhas vermelha, azul e verde correspondem às malhas com 1 milhão, 2 milhões e 3 milhões de pontos nodais, respectivamente.

Com base nas Figuras 13 a 17 e na Tabela 1, observa-se uma maior proximidade entre os valores das componentes da velocidade entre as malhas 2 e 3, que apresentaram os menores valores de NMSE. O maior valor do erro quadrático médio normalizado (37,6) foi observado na componente  $v$  da Figura 14. Devido a esse caráter pontual, o grau de refinamento da malha pode ser considerado adequado. Porém, por uma questão de segurança, optou-se por utilizar a malha com aproximadamente 3 milhões de pontos nodais, embora a prática comum seja utilizar aquela com o menor número de pontos.

Limpt *et al.* (2005), ao simular ensaios de evaporação sob influência de correntes de ar consideraram a concordância entre as taxas de evaporação resultantes da simulação numérica e as obtidas a partir dos experimentos como indicativo da adequabilidade de suas simulações. A taxa de emissão calculada pela simulação numérica para o H<sub>2</sub>S (apresentada no capítulo de resultados e discussão) foi de 22,2  $\mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$  encontrando-se dentro do intervalo de valores repostados por Prata Jr. *et al* (2016) em ensaios experimentais. A complexidade do escoamento, baixos valores de velocidade encontrados na câmara de fluxo e o limite de detecção de instrumentos para a realizações de medições, torna difícil e impreciso a medição de campos de velocidades no interior da câmara. Além disso, não há na literatura trabalhos reportando distribuições de concentração no interior da câmara de compostos volatilizados. Dessa forma, uma validação quantitativa mais aprofundada não foi possível ser realizada.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo está organizado em forma de dois artigos científicos. O primeiro artigo, intitulado “*Influence of inlet mixing on flux hood sampling of odorous emissions at liquid surfaces*”, consiste em investigar a influência no escoamento e na transferência de massa do aumento do número de entradas de ar limpo no interior de uma câmara de fluxo dinâmica, mantendo-se a vazão padrão de  $5 \text{ L min}^{-1}$ , por meio da dinâmica dos fluidos computacional. O artigo foi submetido e aceito para a 6th IWA *Conference on Odours and Air Emissions* (2015) em Paris, França.

O segundo artigo intitulado “*Influence of fan mixing on flux hood sampling of odorous emissions at liquid surfaces*” apresenta uma análise numérica da influência no escoamento e transferência de massa do uso de micro ventiladores no domo interno de uma câmara de fluxo dinâmica. Foram testados dois micro ventiladores ( $40 \times 40 \text{ mm}$ , 5500 rpm e  $80 \times 80 \text{ mm}$ , 2500 rpm) operando cada um em duas situações (voltado para baixo, direcionado à interface, e voltado para cima, direcionado para o domo da câmara), estando eles a 3 cm do topo da câmara. Este artigo será submetido para uma revista ainda a ser definida.

# Influence of inlet mixing on flux hood sampling of odorous emissions at liquid surfaces

Willian L. Andreão<sup>1</sup>, Ademir A. Prata Jr.<sup>2</sup>, Jane M. Santos<sup>1\*</sup>, Neyval C. Reis Jr.<sup>1</sup>,  
and Richard M. Stuetz<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Departamento de Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Av.  
Fernando Ferrari 514, 29.060-970 Vitória, ES, Brazil

<sup>2</sup> School of Civil and Environmental Engineering, University of New South Wales,  
Sydney, NSW 2052, Australia

*\*Corresponding author: jane.santos@pq.cnpq.br*

## ABSTRACT

The emission of odours from wastewater treatment plants (WWTPs) can be offensive to nearby residents. Liquid surfaces at WWTPs are often important sources of odorous emissions and the emission rate at such area sources must be correctly estimated. A device that is widely used for measuring emission rates at area sources is the flux hood, whose geometry must promote complete mixing of the internal air phase, in order to measure representative emission rates. Therefore, the introduction of sweep air into the flux hood is a feature that requires special attention. The airflow and H<sub>2</sub>S transport inside a flux hood was simulated using Computational Fluid Dynamics, to order to determine the affect of three airflow inlet configurations (4, 6 and 8 holes). The results showed a complex flow inside the flux hood with the concentration needing 10 minutes to become stable in all configurations. The fluid flow pattern indicates that inlet air may reach the probe outlet, forcing clean air to be collected by the probe, and, therefore, affecting the concentration measured at the outlet. This behavior is much more pronounced for the configuration with 4 holes. In addition, the flux hood with 8 holes produced more homogeneous concentrations. These two findings suggest that a configuration with 8 inlet holes may be more adequate than the standard configuration with 4 inlet holes.

**KEYWORDS:** Odour sampling, odorous emissions, flux hoods, computational fluid dynamics, CFX.

## INTRODUCTION

The emission of odorous compounds from wastewater treatment plants (WWTP) can cause annoyance to nearby residents, which sometimes results in complaints (Hayes et al., 2014). Community tolerance for such environmental impact is also lessening where the buffer zone surrounding emission sources has been encroached by residential areas (Gostelow et al., 2001). Solving odour problems requires the management of odorous emissions, the correct assessment of their impact and, in many cases, the adoption of control strategies. Therefore, it is necessary the appropriate determination of odorants emission rates is used to assess their impact surrounding WWTPs. Hydrogen sulfide (H<sub>2</sub>S) a common odorous gas in terms of its high emission rate and very low detection threshold (Santos et al., 2009) is often used as model odorants for such assessments.

To estimate the emission rates, various sampling devices have been used to collect samples from a range of area sources. One device widely used is the dynamic flux chamber, also called flux hood (Lebrero et al., 2011). In this technique, data regarding the concentration of compounds at the sample surface is obtained and combined with data regarding the physical dimensions of the device and operating conditions to calculate an emission rate (Hudson and Ayoko, 2008a; Parker et al., 2013). Knowing the aspects of the flow and mass transport established within the direct measuring equipment also influence the measurement results of the odour emission rate (Hudson and Ayoko, 2008a). A better understanding of their performance on quiescent surfaces is highly desired, in the pursuit of more representative estimates.

Considering that the flux hood is designed to be a mixing chamber (Gholson et al., 1991; Eklund, 1992), the optimal chamber geometry is one that promotes the most complete mixing of the internal atmosphere in the briefest possible time. When placed on the emitting surface, the flux hood contains ambient air and it takes some period for the concentration within the chamber to reach steady state conditions (Eklund, 1992). According to Eklund (1992), the introduction of sweep air into the flux hood is an important design factor to ensure mixing. The standard approach is to use a 1.3 m line of 0.6 cm diameter wrapped around the inside of the chamber near the intersection of the cylinder and the dome. The line needs to contain at least four perforations equidistantly spaced around the chamber. The airflow is directed towards the center of the chamber and parallel to the emitting surface. Gholson et al. (1991), reported that the sweep flow rate must be optimised to ensure good mixing and to prevent concentration buildup of volatile organic in the sampling chamber. If the sweep flow rate is too low, the vapor-phase concentration of organics will reach a point where gas-phase resistance will control the emission process. In most environments, natural air turbulence and mixing will prevent the gas-phase concentration from reaching significant levels. Therefore, a high sweep flow rate is needed to maintain a good concentration gradient across the liquid-gas interface. An increase of the concentration in the gas phase can also lead to a suppression of the emission rate of the odour compound from the liquid phase, resulting in an incorrect measurement and differing from emission that in fact would occur in the absence of the flux hood.

A range of different flux hood shapes (rectangular and cylindrical) and sizes (base area and height) have been reported in the literature (Hudson and Ayoko, 2008b). Limited reporting of experimental details and measurement results (e.g., velocity or concentration profiles) is available to support a validation comparison of these gas sampling devices. It is normally necessary to conduct experiments specifically designed to provide validation (and boundary conditions) representative for each particular case (Prata Jr. et al., 2014). Experimental validation is often not feasible due flux chamber geometry and operational conditions as a result numerical stimulations can be applied to study the mixing behavior of different flux hood configurations.

Computational Fluid Dynamics (CFD) constitutes a tool with great potential to contribute for the analysis of enclosure gas sampling devices (Eckley et al., 2010; Lin et al., 2012; Prata Jr. et al., 2014). This paper aims to investigate (using CFD modeling) the impact of increasing the number of inlet orifices to better understand the mixing behavior of H<sub>2</sub>S in flux hood sampling from a liquid surface.

## NUMERICAL SIMULATION

### Computational domain and mesh

The flux hood was drawn in three-dimensional (3D) configuration. The dimensions were inspired by the standard design described by Kienbusch (1986), with some modifications. The diameter is 40 cm; the height is 26.5 cm with 15 cm as the height of the cylinder body. The exit line probe is 15 cm long and has 0.635 cm OD; it is perforated with 2 rows of holes, 5 holes per row, 2.54 cm separated. The pressure release is 2.8 higher above the dome and has a diameter of 2.06 cm.

In the first configuration, 4 inlet holes with diameter of 0.238 cm were used, equidistantly positioned along the circumference of the chamber, as shown in the schematic drawing (Figure 1a). For the second and third configurations, respectively, 6 and 8 inlet holes (equidistantly positioned along the circumference of the chamber) were used, each hole with the same diameter as in the first case.

A non-uniform non-structured grid was constructed, using the Ansys Package Meshing software. The mesh was constructed with tetrahedral, prismatic and pyramidal volume elements, with grid refinement near the walls and the exit line probe (prismatic elements constructed by inflation), as shown in Figure 1b. It is noteworthy that the mesh used in the simulations must be thin enough to ensure that the solution is not dependent on the discretization scheme. After grid sensitivity tests, a 5.2 million of nodes mesh was selected for the simulations.

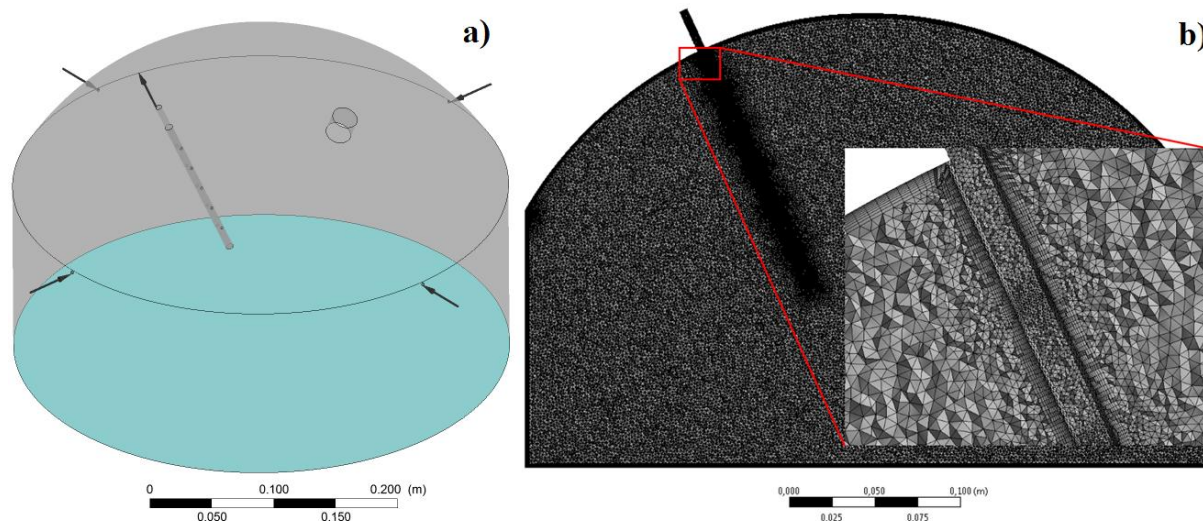


Figure 1: (a) Schematic drawing of flux hood with 4 inlet holes and (b) computational mesh used in the CFD simulations.

### Numerical model and boundary conditions

Ansys CFX 14.5 software was used to solve the governing equations. The solution algorithm is based on the finite volume method (Versteeg and Malalasekera, 1995). Airflow and  $\text{H}_2\text{S}$  dispersion inside the flux hood are governed by the conservation equations of mass, momentum and mass of chemical species ( $\text{H}_2\text{S}$ ).

The flow was assumed turbulent and the Shear Stress Transport (SST) turbulence model (Menter, 1994) was used. The SST model combines the  $\kappa$ - $\omega$  (Wilcox, 1986) and the well-known  $\kappa$ - $\epsilon$  model (Jones and Launder, 1972), such that the  $\kappa$ - $\omega$  is used in the inner region of the boundary layer and switches to the  $\kappa$ - $\epsilon$  in the free shear flow. One of the advantages of the  $\kappa$ - $\omega$  formulation is the near wall treatment for low-Reynolds number computations. The computational mesh can be adequately refined to capture the characteristics of fluid flow and mass transfer inside the boundary layer close to the air-liquid interface, without the possible inconsistencies related to the use of near wall functions.

Equations were solved for isothermal (25 °C) and incompressible flow. Mass, momentum and turbulence model equations were solved considering steady state conditions, and the chemical species equation, considering transient condition, in which a time period of 20 min was simulated. The situation simulated corresponds to the case when the air flow has quickly stabilized, but the compound concentration is still in the process of stabilization/achieving steady state. Kienbusch (1986) recommends waiting 4 residence times for the gas concentration to start to be recorded, which means 20 min for the chamber used in this study (with the flow rate of 5 L min<sup>-1</sup>). The configuration of time steps adaptive was used to determine the size of the time interval. With this feature, there is no specification of a time step, but a range in which the time step should be contained (0.01 to 0.5 s) and it adapts according to the simulation behavior. Thus, the starting time (0.1 s) adapts so that the simulation remains stable.

The airflow values at the inlet holes were different for each configuration, as the same total flow rate of 5 L min<sup>-1</sup> was used in all cases and the flow was considered equally distributed among the holes. Thus, for the first, second and third configurations, the airflow at each inlet hole was  $2.47 \times 10^{-5}$  kg s<sup>-1</sup>,  $1.65 \times 10^{-5}$  kg s<sup>-1</sup> and  $1.235 \times 10^{-5}$  kg s<sup>-1</sup>, respectively. Non-slip conditions were considered at flux hood walls and at the air-liquid interface, since it is considered that the water surface (quiescent) behaves as a wall under low air velocities (Saha et al., 2011; Prata Jr. et al., 2014).

For the solution of the chemical species equation, non-flux conditions were imposed at flux hood walls. A constant concentration of  $4.813 \times 10^{-5}$  kg m<sup>-3</sup> was adopted at the air-liquid interface. This value was derived considering a steady-state mass balance (for a case with a H<sub>2</sub>S bulk concentration of 10 mg L<sup>-1</sup> in liquid phase).

A maximum limit of 10<sup>-6</sup> for the value of the root mean squared (RMS) normalised residual was considered as convergence criteria for mass, momentum, SST model and chemical species equations.

## RESULTS AND DISCUSSION

In this section the results obtained for the fluid flow pattern and the concentration distribution inside the flux hood with 4, 6 and 8 inlet holes are presented. Figure 2 represents the streamlines pattern at the vertical planes XZ and YZ for the cases with 4, 6 and 8 inlet holes (Figure 2a, b and c, respectively).

The inlet air jets induce several recirculation regions inside the flux hood, for all configurations tested. The recirculation motion sweeps the air-liquid interface,



transporting  $\text{H}_2\text{S}$  concentration from the interface to the core of the fluid flow. In addition, the recirculation motion and the inlet air jets create turbulence inside the hood, which tends to increase mixing and homogenize concentration. This behavior can be clearly observed in Figure 3, which presents the turbulent kinetic energy  $\left[ k = \frac{1}{2} (\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2}) \right]$ , where  $u'$ ,  $v'$  and  $w'$  denote turbulent velocity fluctuations in the direction X, Y and Z) distribution at the vertical planes XZ and YZ for the cases with 4, 6 and 8 inlet holes (Figure 3a, b and c, respectively). It is possible to note that there is intense turbulence generation close to the inlet orifices. At the center of the flux hood there are also large levels of turbulence. Nonetheless, closer to the flux hood walls and to the interface air/liquid the turbulence levels are considerably reduced. It is noticeable that turbulence is larger for the case with 4 inlet holes (Figure 3a), which is probably related to the fact that the inlet jet velocities are considerably larger for this case. In the center of the flux hood, turbulent kinetic energy is nearly an order of magnitude higher for the case with 4 inlet holes when compared with the case with 8 inlet holes, which tend to induce larger mixing.

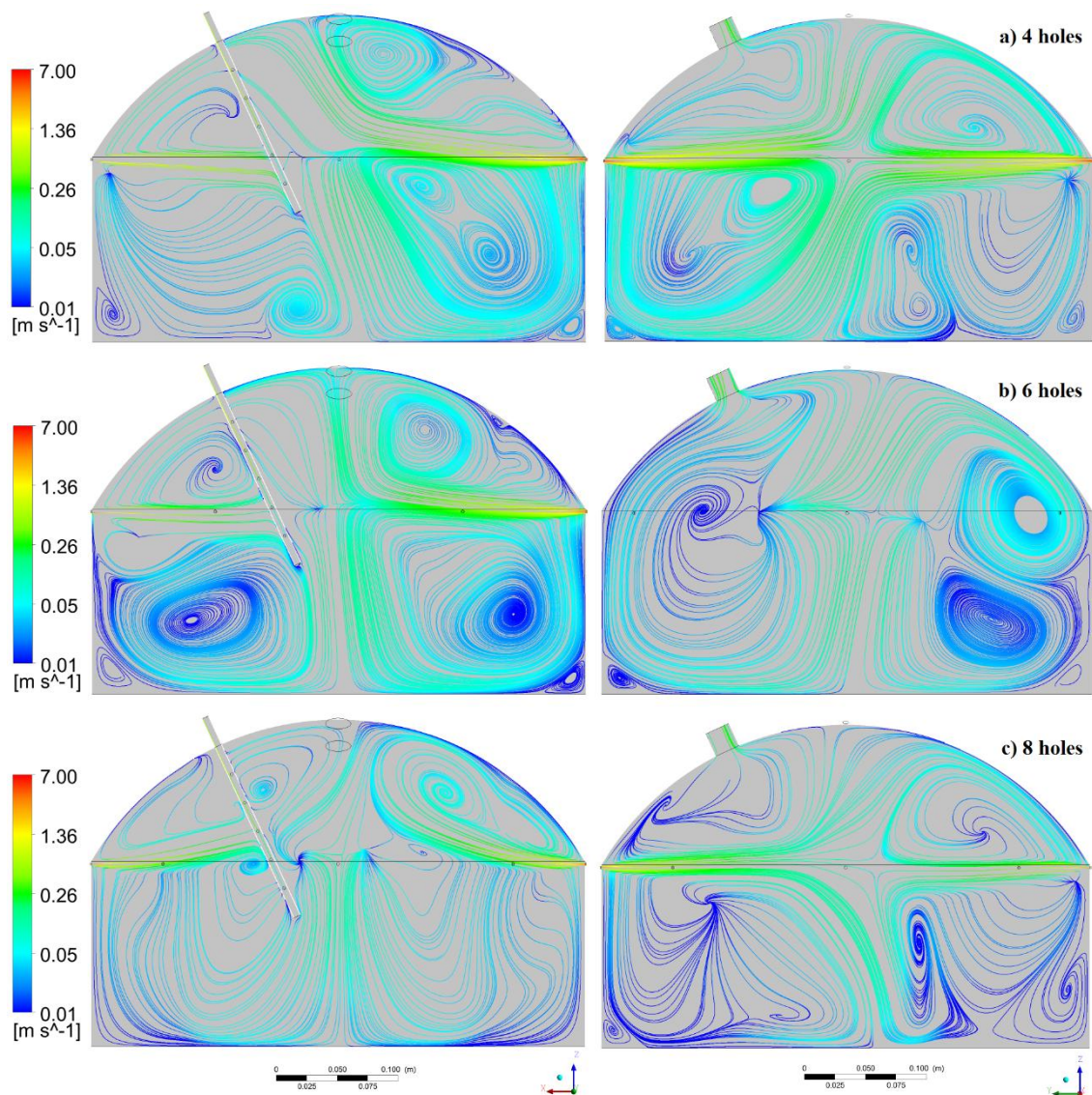


Figure 2: Streamlines at the vertical planes XZ and YZ for (a) 4 holes, (b) 6 holes and (c) 8 inlet holes.

Figures 5, 6 and 7 show the transient concentration distribution at the vertical planes XZ and YZ for the cases with 4, 6 and 8 inlet holes, respectively at six different times: a) 30 s; b) 1 min; c) 2 min; d) 5 min; e) 10 min and f) 20 min. It is possible to observe that there is a region of larger concentration close to the interface air-liquid and a fairly well mixed region at the flux hood center, for all configurations simulated. As cited previously, the recirculations transport the larger concentrations of this region to the core of the fluid flow, which is fairly well mixed. Nonetheless, it is possible to note that the core of the fluid flow is not fully mixed, since it presents several non-homogeneous spots. These spots are present at the regions presenting lower turbulence levels (Figure 3). This effect is more noticeable for the configuration with 4 inlet holes than for the configuration with 8 inlet holes. There is a more homogeneous concentration distribution for the configuration with 8 inlet holes. Despite of the lower turbulence levels found in the flux hood with 8 inlet holes, the better distribution of the inlets around the flux hood seem play a dominant effect on the concentration homogenization.

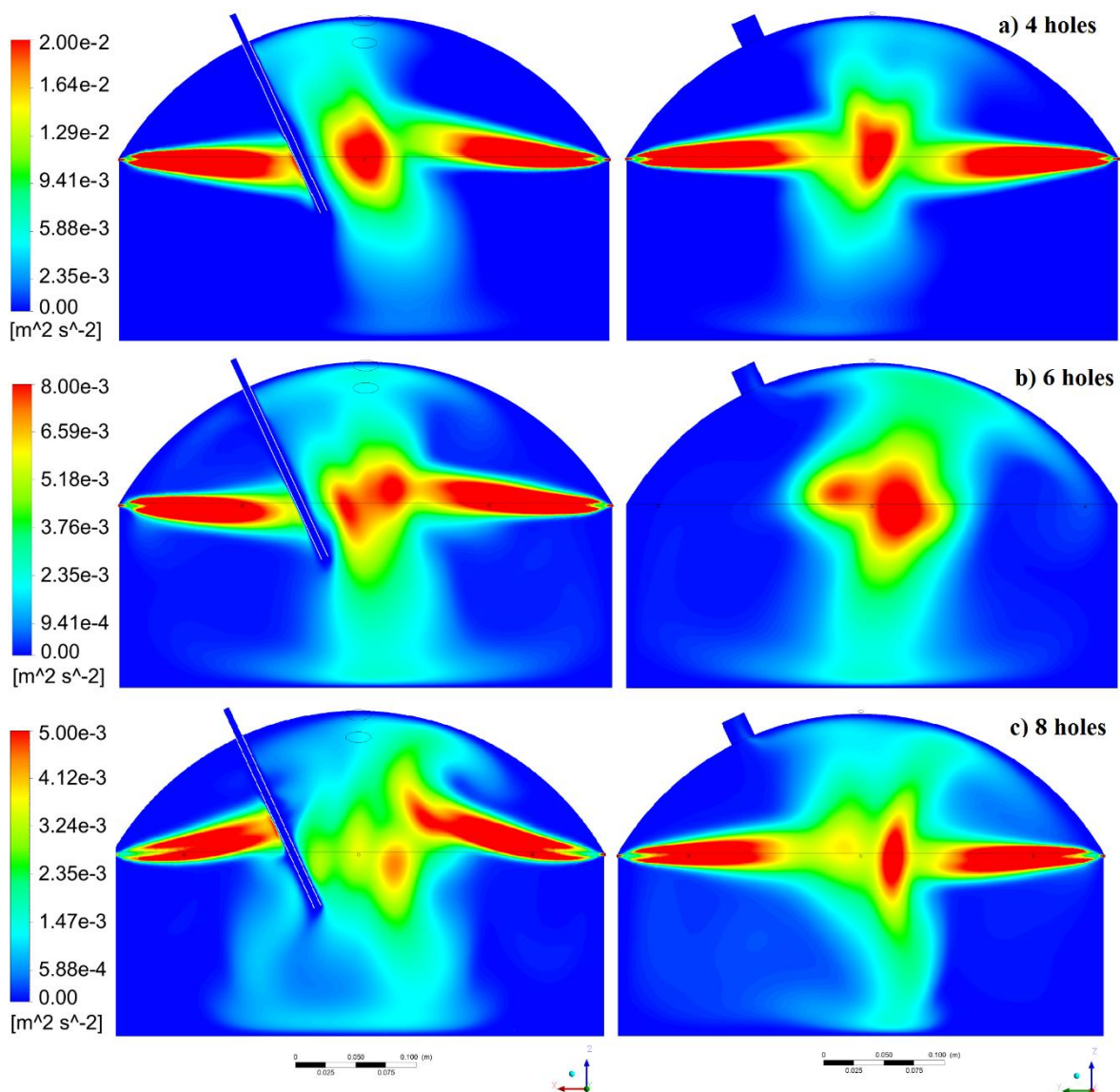


Figure 3: Turbulent kinetic energy distribution at the vertical planes XZ and YZ for (a) 4 holes, (b) 6 holes and (c) 8 inlet holes.

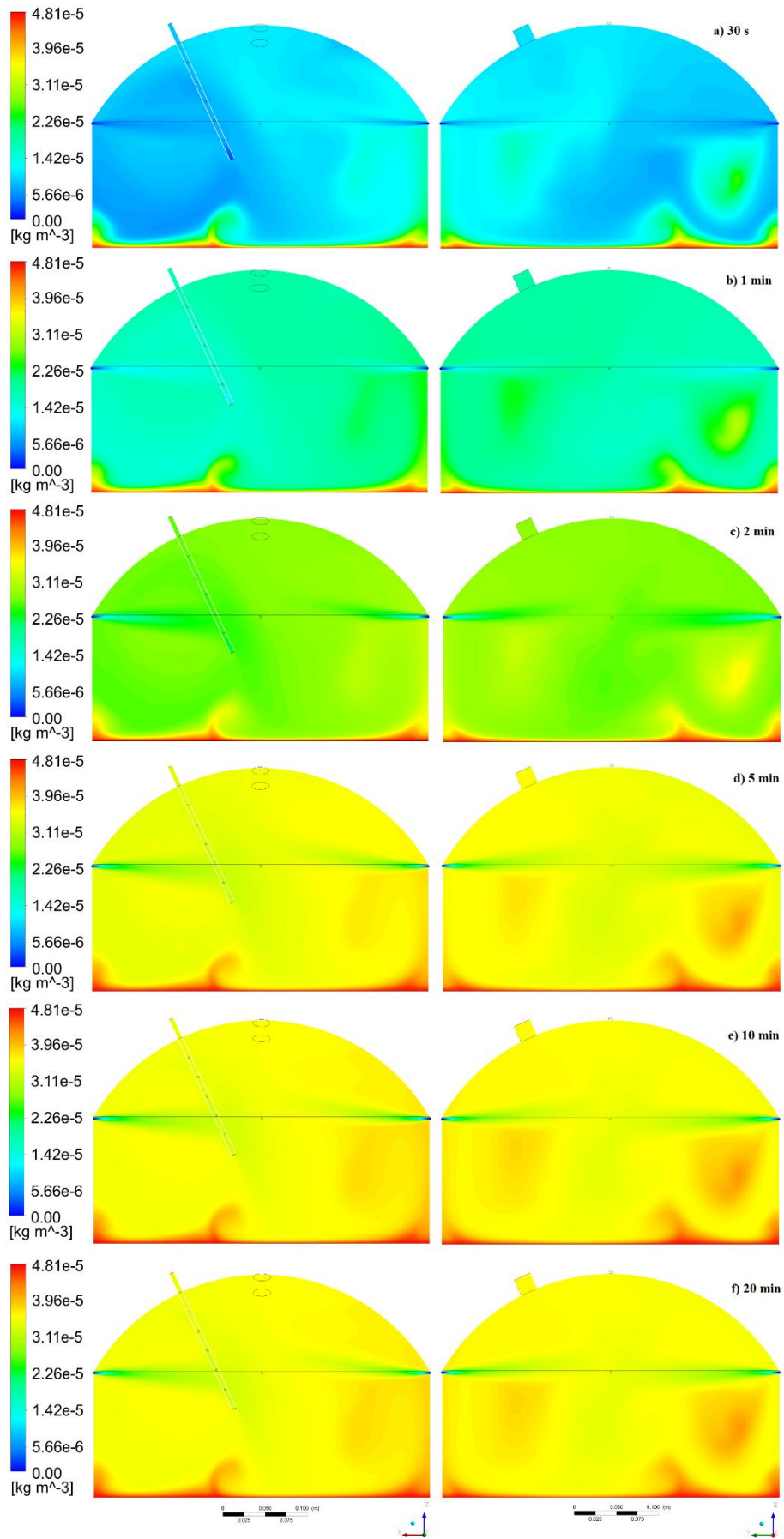


Figure 4: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes XZ and YZ for 4 holes flux hood.

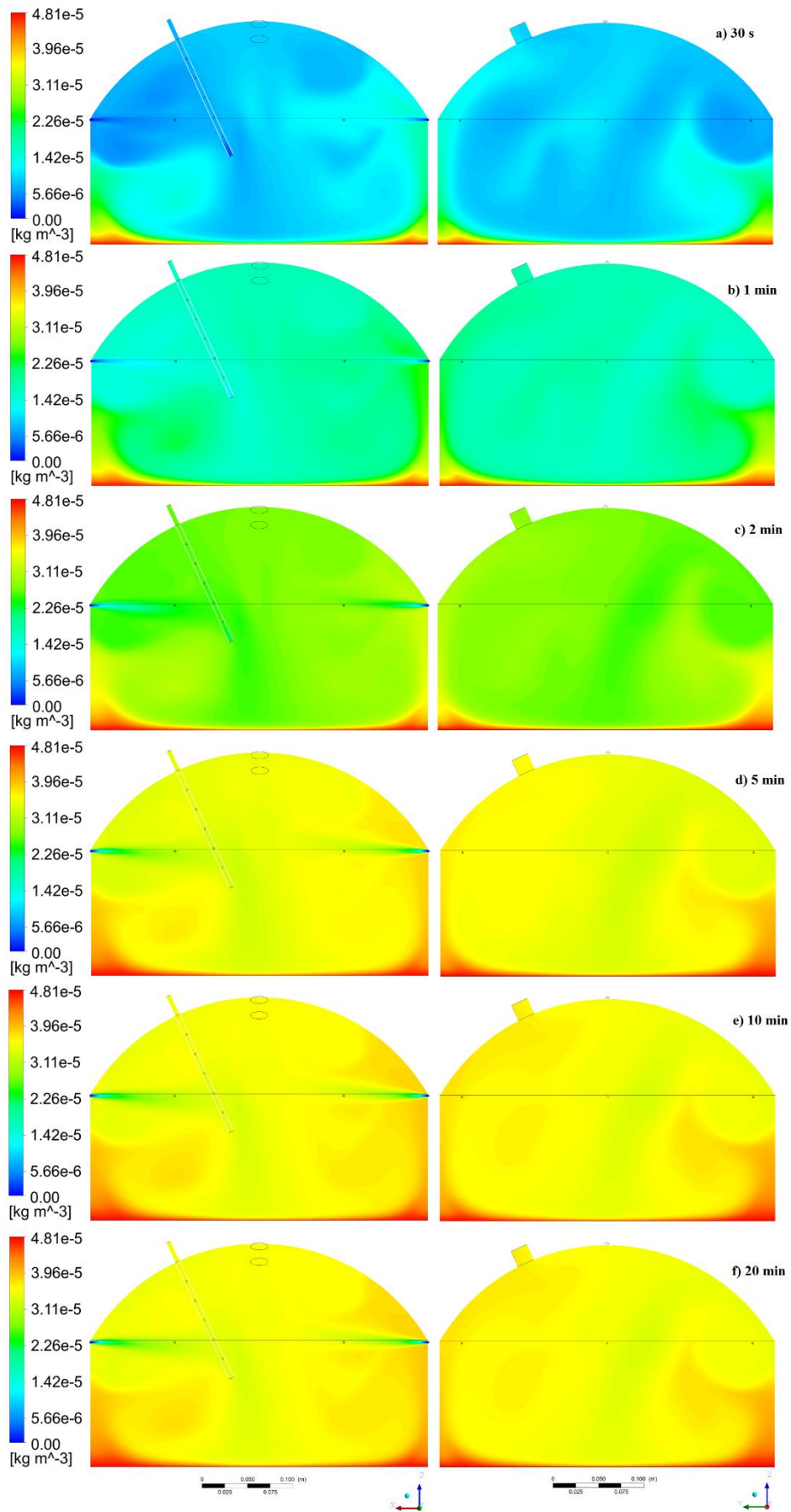


Figure 5: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes XZ and YZ for 6 holes flux hood.

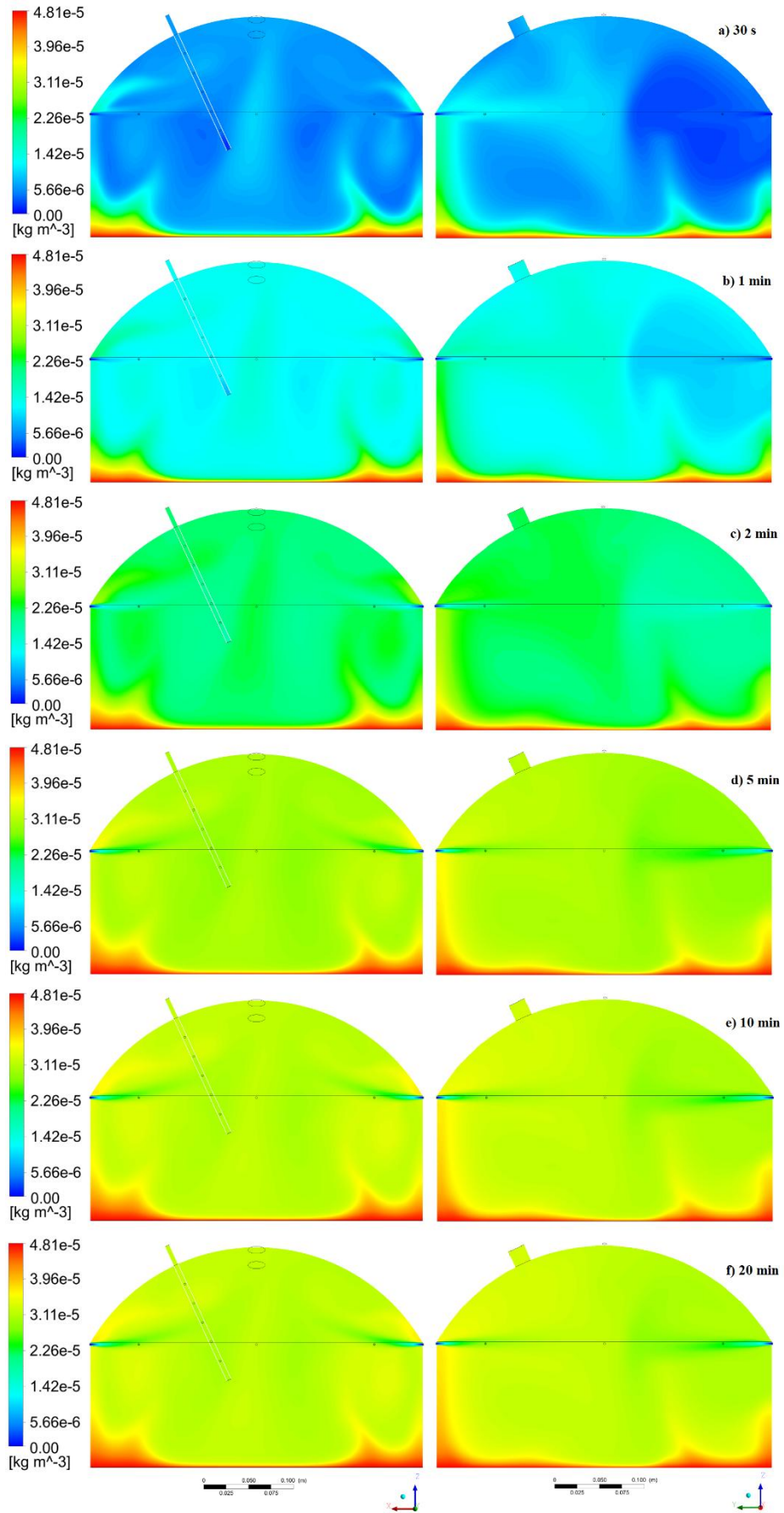


Figure 6: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes XZ and YZ for 8 holes flux hood.

In fact, if the concentration inside the flux hood is supposed to be fully mixed, the concentration at the outlet of the probe should be equal to the concentration at the outlet of the pressure relief. However, for all configurations there is a difference between the two concentrations, varying from 2.9 % to 4.7 %, for the configuration with 8 holes and 4 holes, respectively.

Another important characteristic of the flow pattern for all simulations is the fact the inlet air may reach the probe outlet, forcing clean air to be collected by the probe, and, therefore, affecting the concentration measured at the outlet. This behavior is much more pronounced for the configuration with 4 holes and nearly unperceivable for the configuration with 8 holes.

Regarding the time evolution of the concentration until it reaches steady state, in the first 5 minutes, the spatial variation of the concentration is very significant. From 5 min until 10 min the concentration distribution changes slightly. After 10 min the concentration field remains stable. This behavior corroborates the recommendation by Kienbusch (1986), which suggests waiting 4 residence times for the gas concentration to start to be recorded, i.e. 20 min for the chamber used in this study.

## CONCLUSIONS

CFD simulations of the fluid flow inside flux hoods with 4, 6 and 8 inlet holes were performed. The numerical simulation showed a pattern of complex flow inside all flux hood configurations. The results indicate that the inlet air jets induce several recirculation regions inside the flux hood, for all configurations tested. The recirculation motion transports H<sub>2</sub>S concentration from the interface to the core of the fluid flow and induces turbulence inside the hood, which tends to increase mixing and homogenize concentration. Turbulence intensity was larger for the case with 4 inlet holes than for the configurations with 6 and 8 holes, which is probably related to the larger inlet jet velocities.

The results also indicate that the core of the fluid flow is not fully mixed, since it presents several non-homogeneous spots. This effect was more noticeable for the configuration with 4 inlet holes than for the configuration with 8 inlet holes, which is probably related to a better distribution of the inlets around the flux hood. Another important characteristic of the flow pattern for all simulations is the fact the inlet air may reach the probe outlet, forcing clean air to be collected by the probe, and, therefore, affecting the concentration measured at the outlet. This behavior is much more pronounced for the configuration with 4 holes and nearly unperceivable for the configuration with 8 holes. These two findings may indicate that a configuration with 8 inlet holes is more adequate than the standard EPA design with 4 inlet holes.

Regarding the time evolution of the concentration, 2 residence times were sufficient to reach steady state, which corroborates the recommendation by Kienbusch (1986).

## ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to acknowledge the sponsorship of the Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) and Fundação de Amparo a Pesquisa do Espírito Santo (FAPES), Brazil.

## REFERENCES

- Eckley C. S., Gustin M., Lin C.-J., Li X., Miller M.B. 2010. The influence of dynamic chamber design and operating parameters on calculated surface-to-air mercury fluxes. *Atmospheric Environment*, 44, 194-203.
- Eklund E. 1992. Practical Guidance for Flux Chamber Measurements of Fugitive Volatile Organic Emission Rates. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 42, 1583-1591.
- Gholson A. R., Albritton J. R., Jayanty R. K. M., Knoll J. E., Midgett M. R., 1991. Evaluation of an enclosure method for measuring emissions of volatile organic compounds from quiescent liquid surfaces. *Environmental Science & Technology* 25, 519-524.
- Gostelow P., Parsons S. A., Stuetz R. M. 2001. Odour measurements for sewage treatment works. *Water Research*, 35, 579-597.
- Hayes J. E., Stevenson R. J., Stuetz R. M. 2014. The impact of malodour on communities: A review of assessment techniques. *Science of the Total Environment*, 500-501, 395-407.
- Hudson N., Ayoko G. A. 2008a. Odour sampling 1: Physical chemistry considerations. *Bioresource Technology*, 99, 3982-2992.
- Hudson N., Ayoko G. A. 2008b. Odour sampling. 2. Comparison of physical and aerodynamic characteristics of sampling devices: A review. *Bioresource Technology*, 99, 3943-4007.
- Jones W. P.; Launder B. E. 1972. The prediction of laminarization with two-equation model of turbulence. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 15, 301-314.
- Kienbusch M., 1986. Measurement of gaseous emission rates from land surfaces using an emission isolation flux chamber. US EPA, Environmental Monitoring Systems Laboratory, Las Vegas.
- Lebrero R., Bouchy L., Stuetz R.M. and Muñoz R. (2011) Odour assessment and management in wastewater treatment plants – a review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 41 (10), 915-950
- Lin C.-J., Zhu W, Li X., Feng X., Sommar J., Shang L. 2012. Novel Dynamic Flux Chamber for Measuring Air–Surface Exchange of Hg<sup>0</sup> from Soils. *Environment Science and Technology*, 46, 8910-8920.
- Menter F. R. 1994. Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models for Engineering Applications, *AIAA Journal* 32 (8): 1598–1605.
- Parker D., Hamb, J., Woodbury, B., Cai, L., Spiels, M., Rhoades, M., Trabue, S., Casey, K., Todd, R., Cole, A. 2013. Standardization of flux chamber and wind tunnel flux measurements for quantifying volatile organic compound and ammonia emissions from area sources at animal feeding operations. *Atmospheric Environment*, 66, 72-83.
- Prata Jr. A. A., Santos J. M., Timchenkoc V., Stuetz, R. M. 2014. Use of computational fluid dynamics in the analysis of a portable wind tunnel for sampling of odorous emissions at liquid surfaces. *Chemical Engineering Transactions*, 40, 145-150.

- Prata Jr. A. A., Santos J. M., Beghi S. P., Fernandes I. F., Vom Martens L. L. C. Neto L. P., Martins R. S., Reis Jr. N. C., Stuetz R. M. 2016. Dynamic flux chamber measurements of hydrogen sulfide emission rate from a quiescent surface – a computational evaluation. *Chemosphere*, 146, 426-434.
- Saha C. K., Wua W., Zhang G., Bjerg B. 2011. Assessing effect of wind tunnel sizes on air velocity and concentration boundary layers and on ammonia emission estimation using computational fluid dynamics (CFD). *Computers and Electronics in Agriculture*, 78, 49-60.
- Santos J. M, Lopes E. S., Reis Jr. N. C., Sá L. M de, Horan N. J. 2009. Mathematical modelling of hydrogen sulphide emission and removal in aerobic biofilters comprising chemical oxidation. *Water Research*, 43, 3355-3364.
- Versteeg H., Malalasekera W. 1995. *An introduction to computational fluid dynamics - the finite volume Method*. Essex: Pearson Education Limited.
- Wilcox D.C. 1986. Multiscale model for turbulent flows, In *AIAA 24th Aerospace Sciences Meeting*. American Institute of Aeronautics and Astronautics.



# Influence of fan mixing on flux hood sampling of odorous emissions at liquid surfaces

Willian L. Andreão<sup>1</sup>, Ademir A. Prata Jr.<sup>2</sup>, Jane M. Santos<sup>1\*</sup>, Neyval C. Reis Jr.<sup>1</sup>,  
and Richard M. Stuetz<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Departamento de Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Av. Fernando Ferrari 514, 29.060-970 Vitória, ES, Brazil

<sup>2</sup> School of Civil and Environmental Engineering, University of New South Wales, Sydney, NSW 2052, Australia

## ABSTRACT

Emission of odorous compounds from sewage treatment plants is considered the main cause of disturbance noted by nearby residents. Determination of emission rate of odorous compounds from liquid surfaces is also a recurring demand in the study of environmental impacts related to odours from treatment of sewage and other effluents. Flux hoods have been used to measure emission rates at area sources but aspects related to the flow and mass transfer established within the flux hood influence the measurement results of odour emission rate. The flow within the hood should promote homogenization of the concentration of the compound volatilized from the liquid surface, and sometimes a small fan can be necessary to promote mixing. The airflow and H<sub>2</sub>S transport inside a flux hood was simulated using Computational Fluid Dynamics, in order to determine the influence of small fans on the emission rate of H<sub>2</sub>S. The results showed a complex flow inside the flux hood and, when fans were used, large circulations and increased turbulence were observed, and concentration quickly reaches stationary state within the flux hood (1 to 2 minutes) and its value is very close to the interface value. To represent the external conditions inside the flux hood, to ensure real measurements, the use of fans is recommended.

## INTRODUCTION

Public concern over odours from sewage treatment works has increased since more people are being exposed to odours, due to the operation of wastewater treatment plants (WWTP) and the construction of new ones (Gostelow, Parsons and Stuetz, 2001; Hayes et al., 2014; Lisboa, Sivret and Stuetz, 2014). Intensive livestock operations and industries associated with waste treatment or disposal are also subject to complaints following odour impacts on neighbouring properties (Hudson and Ayoko, 2008; Parker et al. 2013).

Emission of odour compounds from wastewater into the atmosphere is a fundamental process for odour problems. While an odorous compound remains in the water phase, odour problems do not exist (Hvitved-Jacobsen and Vollertsen, 2001), because odorous chemicals which remain dissolved are likely to be oxidized chemically or biochemically at some later stage (Vincent, 2001).

Hydrogen sulfide ( $\text{H}_2\text{S}$ ) is associated with anaerobic conditions (Von Sperling, 2002) and it is the most common odorous gas emitted by WWTP due to both its high emission rate and its very low detection threshold (Santos et al., 2009). Sewage with low values of pH could increase the problem of odours because  $\text{H}_2\text{S}$  volatilizes in this condition (Von Sperling, 2002).

Assessment of an environmental parameter such as odour concentration from area sources is a complex task since adequate representative samples must be taken. A sample collection enclosure system, as portable wind tunnels (Jiang, Bliss and Schulz, 1995; Wang, Jiang and Kaye, 2001) and dynamic flux chambers (Kienbusch, 1986; Eklund, 1992), also called flux hoods (Lebrero et al., 2011), can be used for sampling purposes, in order to determine specific odour emission rates (Jiang and Kaye, 2001; Gostelow et al., 2003; Hudson and Ayoko, 2008).

The flux hood is designed to be a mixing chamber (Gholson et al., 1991; Eklund, 1992; Rochette et al. 1997). The hood shall have a well-mixed headspace to ensure that the odorant gas concentration is uniformly distributed throughout the flux hood and the collected samples represent the contaminated fluid inside the hood. The mixing in small chambers is provided by the air flow patterns produced by the sweeping air system. However, in larger chambers, the use of a small fan or an impeller is often necessary (Rochette et al., 1997) to promote the mixing inside the chamber. The absence of the device is justified only if the design of the sweeping air system produce a well-mixed atmosphere inside the hood (Eklund, 1992). In any case, the flux hood must not disturb the surface and alter the natural emission rate (Gholson et al., 1991).

If a fan is used, mixing is accomplished by the rotating action of the impeller which promotes shear force and creates eddies. Different impellers and flow regimes produce different levels of shear stress and recirculation. The impellers are commonly classified as axial or radial which promote flow patterns down and up or side to side, respectively (Ludwig, 1999).

Woodbury et al. (2011) conducted a tracer study using  $\text{N}_2\text{O}$  to determine the mixing and flow characteristics in a flux hood. Inside the hood headspace, an axial-flow fan (12 V,  $40 \times 40$  mm) was suspended at the chamber centre approximately 0.18 m above the surface. It was observed that the peak concentrations is greater and the time to reach that peak was lower for all experiments that used the fan, while the flux hood was well mixed even without using a fan. However,  $\text{N}_2\text{O}$  was injected through an inlet septa fixed in the centre of the surface area of the flux hood as a point source.

Parker et al. (2013) conducted a single experiment with a flux hood to compare water evaporative flux with and without a small axial fan (40 mm dia., 12 V, 5500 rpm). The fan was located 10 cm from the top of the dome, and directed air upwards into the top of the hood. Water evaporative flux increased when the fan was used. At the sweep air flow rate of  $5 \text{ L min}^{-1}$ , water evaporative flux was more than doubled.

Some authors have used the Computational Fluid Dynamics (CFD) technique as a tool to analyse the fluid flow and mass transfer phenomena inside enclosure gas sampling devices. Eckley et al. (2010) conducted a numerical simulation to better understand how the inlet flow affects the flow and transport of mercury in a cylindrical chambers with the inlet holes (1 cm diameter) located every 2.5 cm around the perimeter 2 cm above the surface. The authors concluded that differences in chamber design and operation can significantly influence the resulting calculated Hg flux. Saha et al. (2011) assessed the effect of portable wind tunnel sizes on boundary layers for momentum and mass transfer and ammonia emission, using a CFD technique. It was found that the velocity and concentration boundary layer thickness decreased with the increase of inlet air velocity where the concentration boundary was thinner than the corresponding velocity boundary layer. Lin et al. (2012) proposed a new flux chamber design (similar to a wind tunnel) to estimate mercury emissions from soil and other geological substrates and the authors used the CFD tool to understand how changes of the flushing flow rate affect the mass transfer. Uniform shear stress distribution led to a uniform mass transfer rate over the measurement surface. Under the assumption of constant  $H_{go}$  at soil surface, the measured flux increased with the flushing flow rate and gradually levels off until it reached a flux value that represents the mass transfer limit. Under this condition, diffusion in the boundary layer was no longer a limiting factor and the mass transfer was dominated by convective transport. Prata Jr. et al. (2014) investigated a portable wind tunnel for sampling of odorous emissions at liquid surfaces and the authors reported that the results of the CFD simulation correspond to an ideal situation for the wind tunnel. Prata Jr. et al. (2016) studied air flow and H<sub>2</sub>S transportation in the US EPA flux hood. Results showed a fairly well mixed air phase in the chamber headspace, but a trend to stagnation and H<sub>2</sub>S accumulation near chamber walls was detected. The authors also reported that friction velocity inside the chamber does not match typical values of atmospheric flow.

In all of the CFD works cited, the calculation of mass transfer was considering steady state condition. Some of them do not report the boundary conditions applied and turbulence model used. It is well established that the momentum and mass transport inside the enclosed sampling device is influenced by its configuration and operating conditions which, in turn affects the odour emission rate measurement. The aim of this work is to investigate the effect of small fans on flow and H<sub>2</sub>S mass transfer inside a flux hood by using the CFD technique.

## **NUMERICAL SIMULATION**

### **Computational domain and mesh**

The flux hood was drawn in three-dimensional (3D) configuration and it was inspired by the standard design described by Kienbusch (1986). The diameter is 40 cm; the height is 26.5 cm with 15 cm as the height of the cylinder body. The exit line probe is 15 cm long and the flux hood contains a pressure release opening. The use of an axial fan located 3 cm from the top of the flux hood was tested in the simulations. Two fan sizes and speed were evaluated (Figure 1): 80 × 80 × 25 mm, 2500 rpm; and 40 × 40 × 10 mm, 5500 rpm. The fans were draw as enclosed by a cylinder, which is necessary to connect fan and chamber domains.

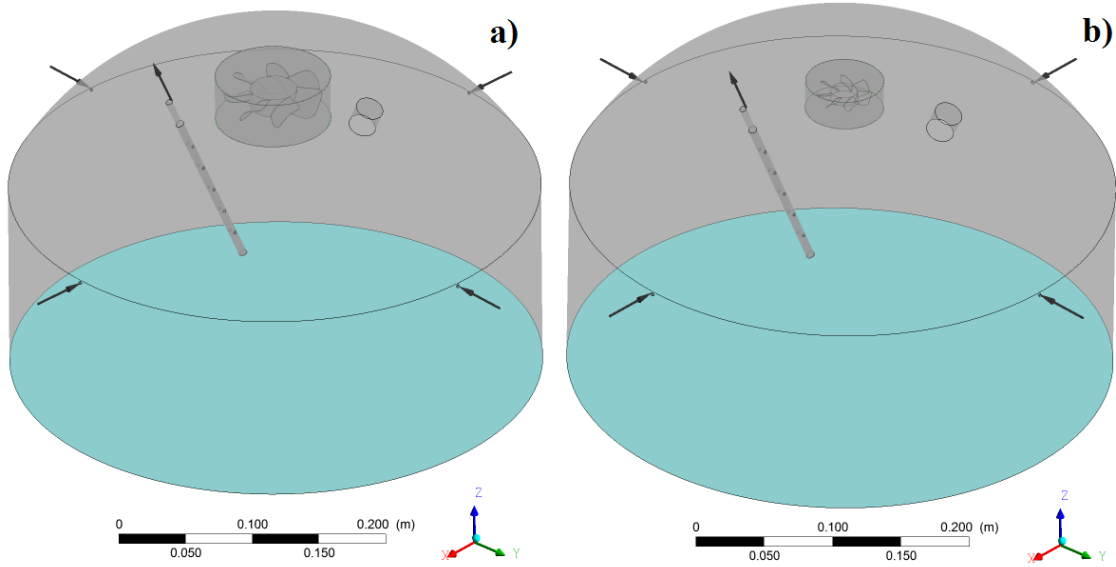


Figure 1: Schematic drawing of flux hood with two different fans turned down: (a)  $80 \times 25$  mm, 2500 rpm and (b)  $40 \times 40 \times 10$  mm, 5500 rpm.

A non-uniform non-structured grid was constructed, using Ansys Package Meshing software with grid refinement near walls and exit line probe (prismatic elements constructed by inflation). After grid sensitivity tests (without fan), a mesh with 3 million nodes was selected for the simulations.

### Numerical model and boundary conditions

The conservation laws of mass, momentum and mass of chemical species govern the airflow pattern and  $H_2S$  mass transfer in the flux hood.

- Mass conservation:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \bar{u}_i) = 0 \quad (01)$$

- Momentum conservation:

$$\frac{\partial (\rho \bar{u}_i)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \rho \bar{u}_i \bar{u}_j + \bar{p} \delta_{ij} - \overline{\tau_{ji}^{lam}} - \overline{\tau_{ji}^{turb}} \right] = 0 \quad (02)$$

- Mass conservation of chemical species:

$$\frac{\partial (\rho \bar{m}_q)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \rho \bar{m}_q \bar{u}_i - (D_m + D_t) \frac{\partial \bar{m}_q}{\partial x_i} \right) = 0 \quad (03)$$

The mass fraction  $m_q$  of a chemical species is defined as the ratio between the mass of species  $q$  (contained in a given volume) by the total mass of the mixture (contained in the same volume).  $D_m$  and  $D_t$  are molecular e turbulent diffusivity, respectively.

The flow was assumed turbulent and the Shear Stress Transport (SST) turbulence model (Menter, 1994) was used, which is a combination of  $k$ - $\omega$  model in the inner boundary layer (Wilcox, 1986) and  $k$ - $\varepsilon$  model in the free shear flow (Jones and Launder, 1972) by two functions ( $F_1$  and  $F_2$ ) that ponder the contribution of the different parameters of each model. One of the advantages of the  $k$ - $\omega$  formulation is the near wall treatment for low-Reynolds number computations. The SST model is recommended for high accuracy boundary layer simulations.

- Turbulence Kinetic Energy

$$\frac{\partial k}{\partial t} + \overline{u_i} \frac{\partial k}{\partial x_i} = \overline{\tau_{ij}} \frac{\partial \overline{u_i}}{\partial x_j} - \beta^* k \omega + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ (v + \sigma_k v_t) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] \quad (04)$$

- Specific Dissipation Rate

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega}{\partial t} + \overline{u_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i} = & \frac{\gamma}{\rho v_t} \overline{\tau_{ij}} \frac{\partial \overline{u_i}}{\partial x_j} - \beta \omega^2 + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ (v + \sigma_\omega v_t) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] \\ & + (1 - F_1) 2 \sigma_{\omega 2} \frac{1}{\omega} \frac{\partial k}{\partial x_j} \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \end{aligned} \quad (05)$$

In these Eqs. (04) and (05),  $\gamma$ ,  $\beta$ ,  $\beta^*$ ,  $\sigma_k$ ,  $\sigma_\omega$  and  $\sigma_{\omega 2}$  are closure coefficients.  $v_t$  is the eddy viscosity.  $\tau_{ij}$  is the shear stress. The last term on the right hand side of Eq. (05) is an additional cross diffusion term besides the original terms in the transport equation of  $\omega$  in  $k$ - $\omega$  model.

The shear stress is defined as:

$$\overline{\tau_{ij}} = \mu_t \left( \frac{\partial \overline{u_i}}{\partial x_j} + \frac{\partial \overline{u_j}}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \frac{\partial \overline{u_k}}{\partial x_k} \delta_{ij} \right) - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij} \quad (06)$$

The eddy viscosity is defined as:

$$v_t = \frac{a_1 k}{\max(a_1 \omega; \Omega F_2)} \quad (07)$$

where  $\Omega$  is the absolute value of the vorticity;  $F_2$  is a function that is one for boundary-layer flows and zero for free shear layers; and  $a_1$  is a constant.

The turbulent kinetic energy is defined as  $k = \frac{1}{2} (\overline{u_1'^2} + \overline{u_2'^2} + \overline{u_3'^2})$ , where  $u_1'$ ,  $u_2'$  and  $u_3'$  denote turbulent velocity fluctuations in the direction  $x_1$ ,  $x_2$  and  $x_3$ . The specific dissipation rate is defined as the rate at which turbulence kinetic energy is converted into thermal internal energy per unit volume and time. Although it is no strict mathematical definition of the specific turbulence dissipation, it is most often defined implicitly using the turbulence kinetic energy ( $k$ ) and the turbulence dissipation ( $\varepsilon$ ):  $\omega = \varepsilon/k$ .

Closure coefficients and auxiliary relations have been defined in Menter (1994).

Ansys CFX 14.5 software was used to solve the governing equations. Equations were solved for isothermal (25 °C) and incompressible flow. Mass, momentum and turbulence model equations were solved considering steady state conditions. The chemical species equation was solved in transient condition, and a time span of 20 min was simulated, with an initial condition of no H<sub>2</sub>S inside the hood, except by the air-water interface boundary. Kienbusch (1986) recommends waiting 4 residence times for the gas concentration to start to be recorded, which represent the 20 min for the chamber simulated in this study (with the flow rate of 5 L min<sup>-1</sup>). The configuration of *Time Steps Adaptive* was used to determine the size of the time interval. With this feature, there is no specification of a time step, but a range in which the time step should be contained (0.001 s to 0.5 s, in this case) and it adapts according to the simulation behaviour. Thus, the starting time (0.01 s) adapts so that the simulation remains stable. A target minimum/maximum number of coefficient loops is specified (2 and 8, respectively). If the actual number of coefficient loops required to reach the minimum residue target is less than the Target Minimum Coefficient Loops, the time step size is increased. If the actual number of coefficient loops required is greater than the Target Maximum Coefficient Loops, the time step size is decreased. CFX solves transient equations using Second Order Backward Euler method (implicit method), which makes the implicit scheme unconditionally stable for any size of time step (Versteeg and Malalasekera, 1995).

Non-slip conditions were considered at flux hood walls and at air-liquid interface, since it is considered that the water surface (quiescent) behaves as a wall under low air velocities (Saha et al., 2011). The airflow value used at the inlet holes was  $2.47 \times 10^{-5}$  kg s<sup>-1</sup> (5 L min<sup>-1</sup> distributed by 4 holes) and at pressure relief, a differential pressure of 0 Pa was used (as the pressure relief would be open to the atmosphere). Impeller geometrical boundaries were set as wall.

For solution of chemical species equation, non-flux conditions were imposed at flux hood walls. A constant concentration of  $4.813 \times 10^{-5}$  kg m<sup>-3</sup> was adopted at air-liquid interface (Prata Jr. et al., 2016). This value was derived considering a steady-state mass balance (for a case with a H<sub>2</sub>S bulk concentration of 10 mg L<sup>-1</sup> in liquid phase).

To simulate the fan, Rotating Frames of Reference (RFR) were used. CFX-Pre enables you to specify a domain that is rotating around an axis. When a domain with a rotating frame is specified, CFX-Solver computes the appropriate Coriolis and centrifugal momentum terms. The flux hood was assumed stationary while the fan and cylinder were assumed rotating.

Domain Interfaces provide a way of connecting meshes or domains together. The interface type is used to define the type of domain model connection across the interface and the option *Fluid Fluid* was used to connect the fan and chamber domains. The interface model defines the way the solver models flow physics across the interface and the *General Connection* interface model was used. The *General Connection* option is necessary when the frame of reference changes across the interface and must be used when one side is in a stationary frame of reference (flux hood) and the other side is in a rotating frame of reference (fan). *Frozen Rotor* was used as frame change/mixing model. In this model the frame of reference and/or pitch is changed but the relative orientation of the components across the interface is fixed. To connect dissimilar meshes, an intersection algorithm is used to find the overlapping parts of each mesh face at the interface. *GGI* was used as mesh connection method since the nodes on the two sides

were nor aligned. With this feature, fluxes are conserved across the interface. The *Specified Pitch Angles* option enables you to specify the pitch angle on side 1 and side 2 of the domain interface and a value of 360 degrees was used in both sides.

A maximum limit of  $10^{-4}$  for the value of the root mean squared (RMS) normalized residual was considered as convergence criteria for mass, momentum and SST model equations (robust simulation with difficult convergence) while for chemical species equation a value of  $10^{-6}$  was used, together with a domain imbalance target of less than 1%.

Five configurations were simulated: Case A: without fan; Case B: using fan  $80 \times 80 \times 25$  mm (2500 rpm) turned down; Case C: using fan  $80 \times 80 \times 25$  mm (2500 rpm) turned up; Case D: using fan  $40 \times 40 \times 10$  mm (5500 rpm) turned down; and Case E: using fan  $40 \times 40 \times 10$  mm (5500 rpm) turned up. Simulated fans are easily available on the market and the fan  $40 \times 40 \times 10$  mm has been used in other studies before (Woodbury et al., 2011; Parker et al., 2013).

## RESULTS AND DISCUSSION

In this section, the results obtained for fluid flow pattern and for concentration distribution inside the flux hood with and without fans are presented. Figure 2 represents the streamlines pattern. Several recirculation regions are observed for all configurations. It is worth noting that the scales of the figure are not equal. High velocities were obtained when fans were used. When fan is turned down, air is directed to the interface and the fan creates two large circulation zones. When fan is turned up, air is direct into the top of the dome and recirculate to walls of the flux hood. The larger fan turned up (Figure 2c) also creates two large recirculation zones. It is noticed that, when fan is used, the inlet air jets do not have the same importance in promote mixing inside the flux hood as when fan is not used (Figure 2a).

Figures 3 presents the turbulent kinetic energy at the vertical planes XZ and YZ for all configurations. It is worth noting that the scales of the profiles are not equal. Intense turbulence generation is observed when fans are used. When the fan is turned down, there are large levels of turbulence at the centre of the flux hood, including close to the exit line probe. When fan is turned up, turbulence is smaller and predominant at the top. Closer to the air-liquid interface, the turbulence levels are considerably reduced. When no fan is used, inlet air may reach the probe outlet forcing clean air to be collected by the probe, and, therefore, affecting the concentration measured at the outlet.

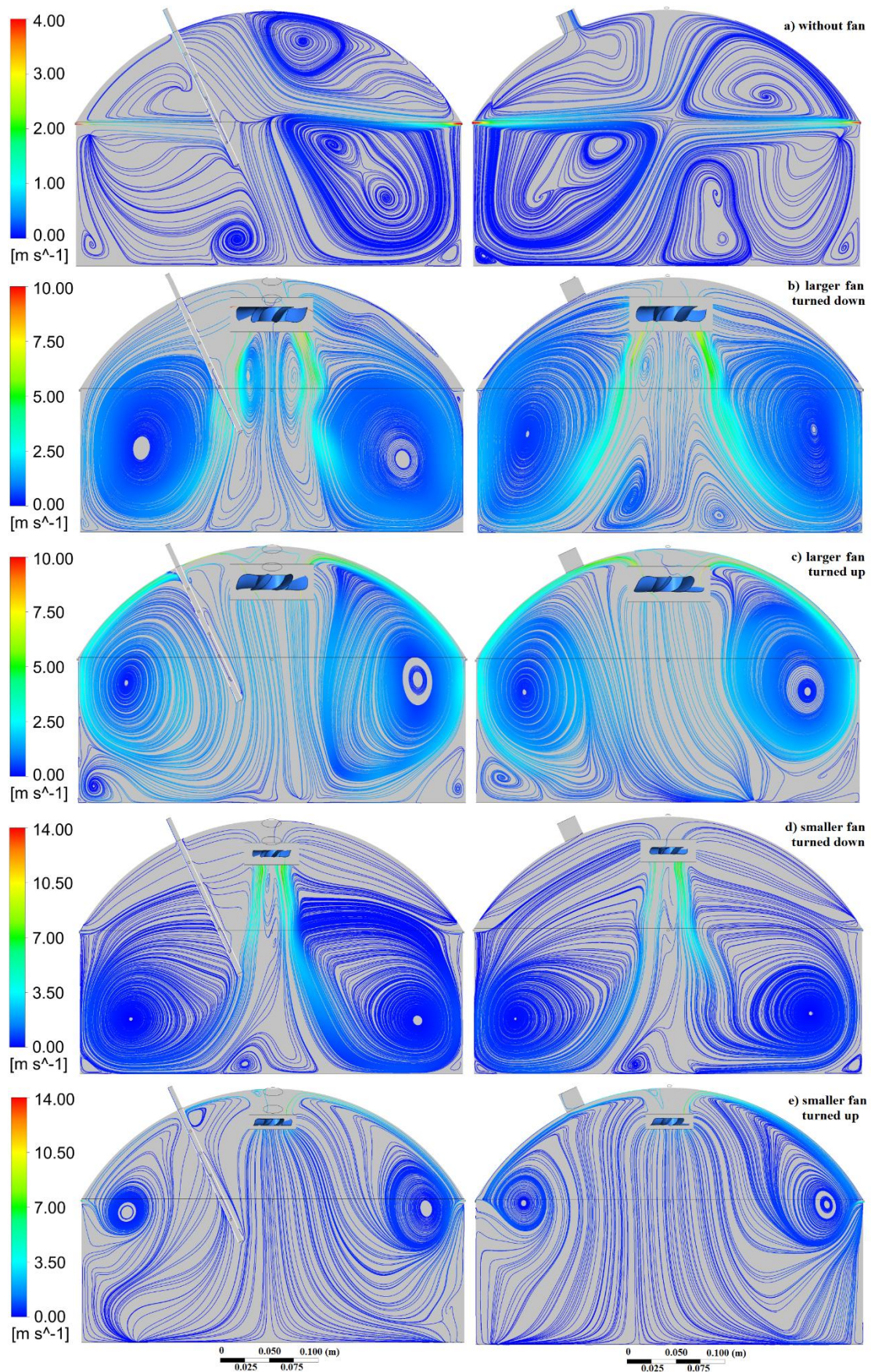


Figure 2: Streamlines at the vertical planes XZ and YZ for (a) Case A, (b) Case B, (c) Case C, (d) Case D and (e) Case E.



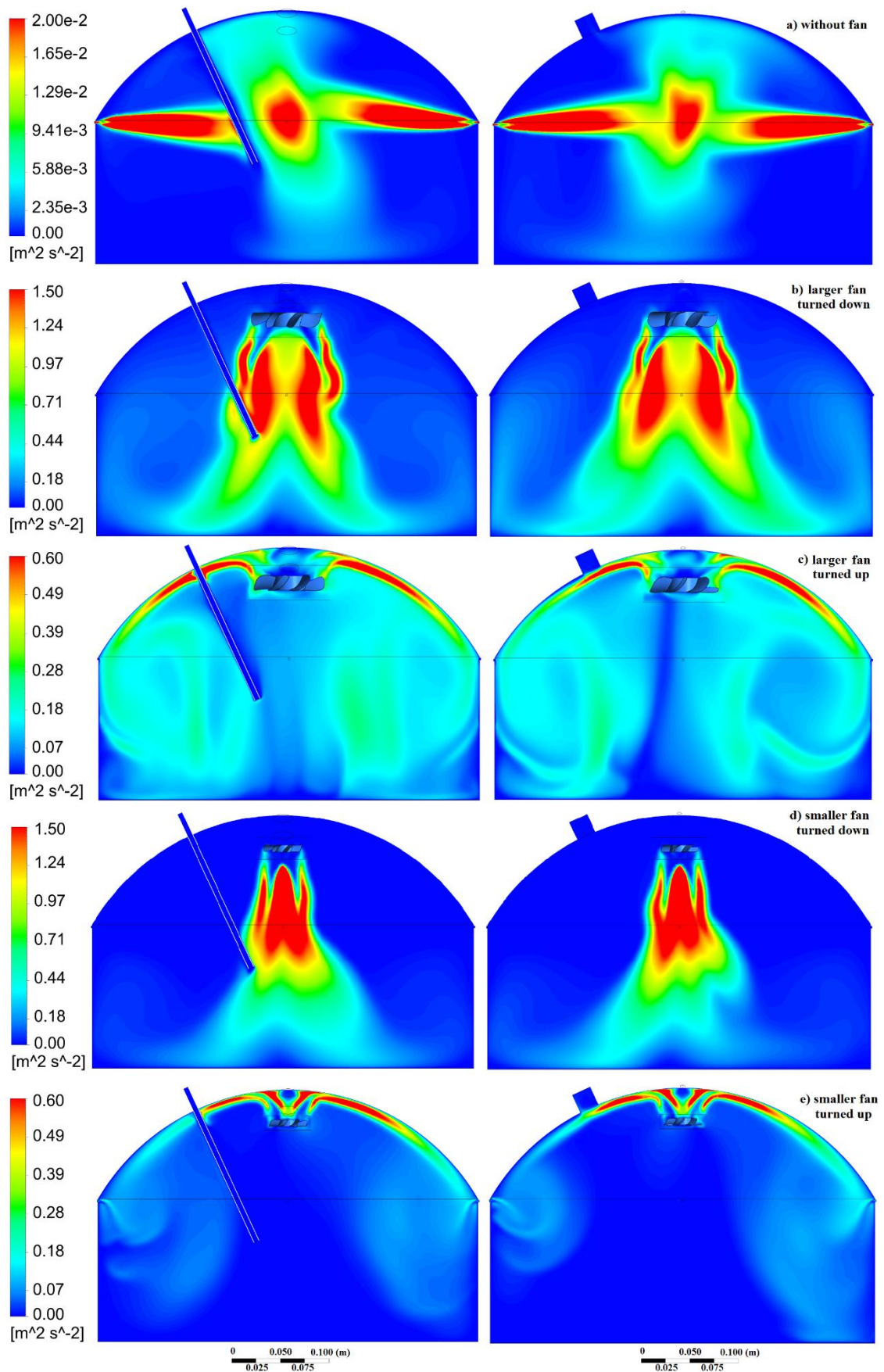


Figure 3: Turbulent kinetic energy distribution at the vertical planes XZ and YZ for (a) Case A, (b) Case B, (c) Case C, (d) Case D and (e) Case E.

Figures 4 show the transient concentration distribution, without fan, at the vertical planes XZ and YZ and Figures 5, 6, 7, and 8 show the transient concentration distribution for the cases that include fan, at different times.

Without fan (Figure 4), there is a region of larger concentration close to the interface and a well-mixed region at flux hood centre. There are several non-homogeneous spots in regions with low turbulence. Inlet air may reach the sampling probe, what may affect the concentration value measured at the outlet.

With the larger fan turned down (Figure 5), the concentration within the flux hood is completely mixed in a minute, and its bulk value is close to the interface concentration value. When the larger fan is turned up (Figure 6), the concentration needs two minutes to reach steady state. For both cases, the non-homogeneous spots are not observed. Despite the final profiles of concentration being similar, the flux hood with the fan turned up has lower turbulence and friction velocity, since the flow is not directed to the interface, and it may indicate a more adequate configuration.

The concentration profiles with the smaller fan turned down (Figure 7) show a flux hood completely mixed in two minutes, and the bulk value of concentration is also close to the interface value. The inlet air jets are directed upwards due to a recirculation zone that is created, but the sample probe is not reached. With the smaller fan turned up (Figure 8), high values of concentration are found close to the interface and at the flux hood centre, where turbulence is reduced and the flow is directed upwards. Until two minutes, the spatial variation of the concentration is significant. After this time, the change with time is slight, and some small spatial variation persists. Contrary to the cases with the larger fan, the profiles of concentration indicate that the smaller fan turned down seems more appropriate than the smaller fan turned up.

An additional way to assess how close the flux hood is to the ideal fully-mixed case is to compare the concentration values at the outlets of sampling probe and pressure relief. Thereby, the difference between the concentration values are: (a) 4.71%; (b) 0.29 %; (c) 0.02%; (d) 0.45% and (e) 0.36%.

The emission rate for flux hoods can be calculated using Eq. 8. The values found are: (a)  $22.21 \mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$ ; (b)  $30.56 \mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$ ; (c)  $30.44 \mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$ ; (d)  $30.03 \mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$  and (e)  $27.94 \mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$ .

$$E = \frac{1000^3 \cdot [H_2S] \cdot Q}{A} \quad (08)$$

where  $E$  is the emission rate ( $\mu\text{g s}^{-1} \text{m}^{-2}$ );  $[H_2S]$  is the concentration at exit line probe of flux hood ( $\text{kg m}^{-3}$ );  $Q$  is the inlet flow rate ( $5 \text{ L min}^{-1} = 8.333 \times 10^{-5} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ ) and  $A$  is the area of interface ( $0.130 \text{ m}^2$ ).

The simulations with fans have a greater emission rate and the minor difference between the outlet and pressure relief, what means a flux hood with more mixing and stronger friction at the water surface.

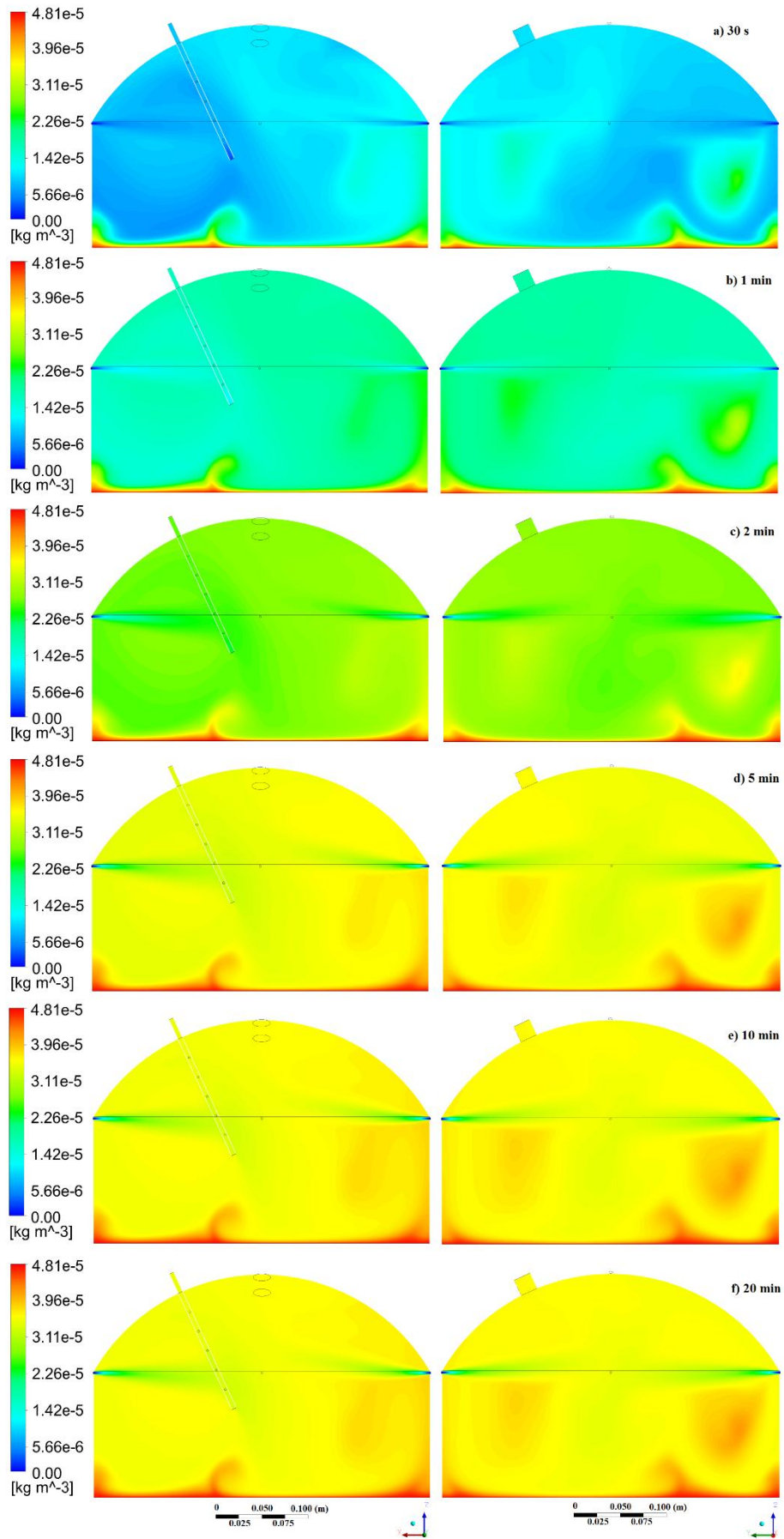


Figure 4: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes  $XZ$  and  $YZ$  for Case A.

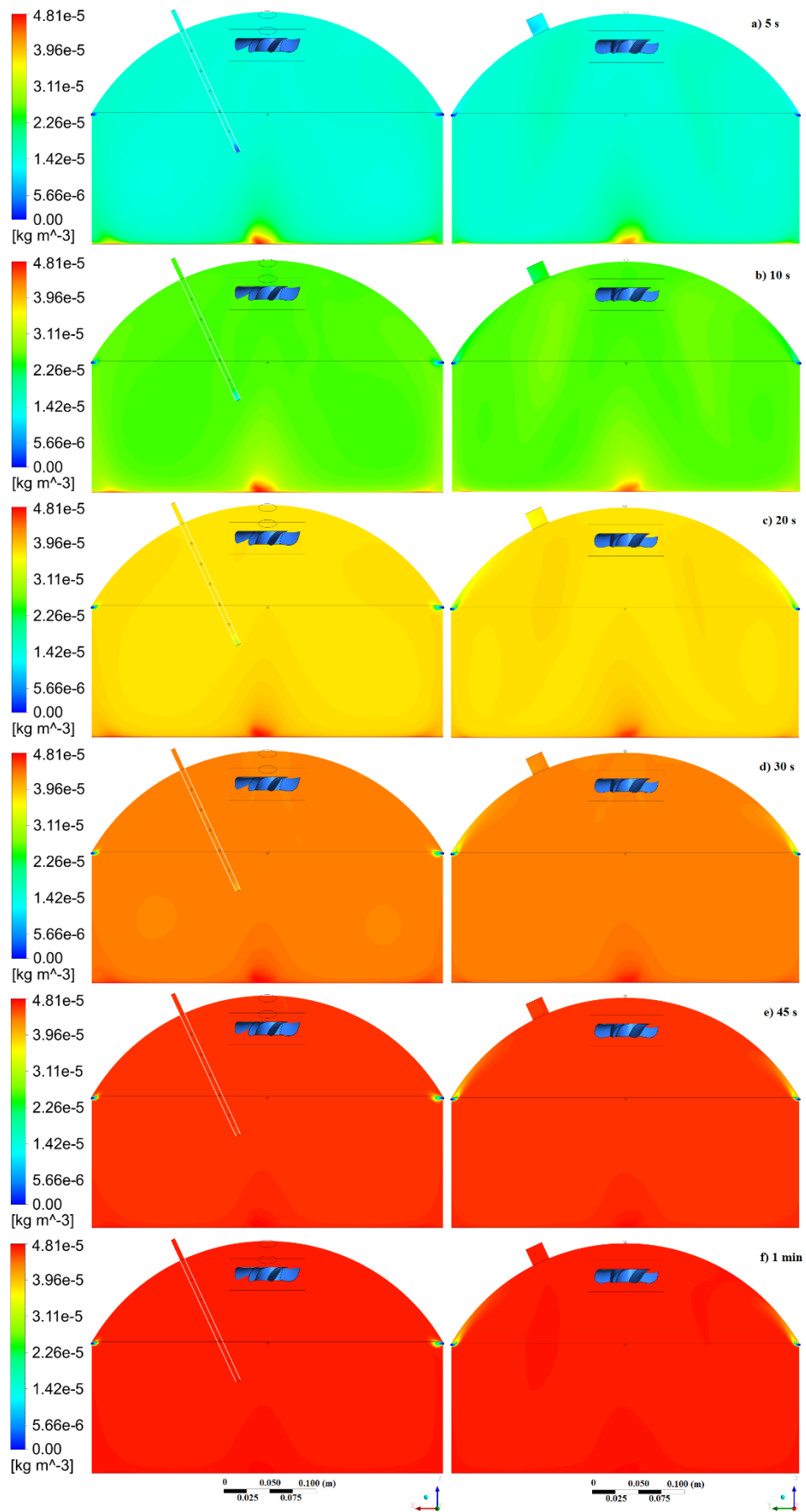


Figure 5: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes  $XZ$  and  $YZ$  for Case B.

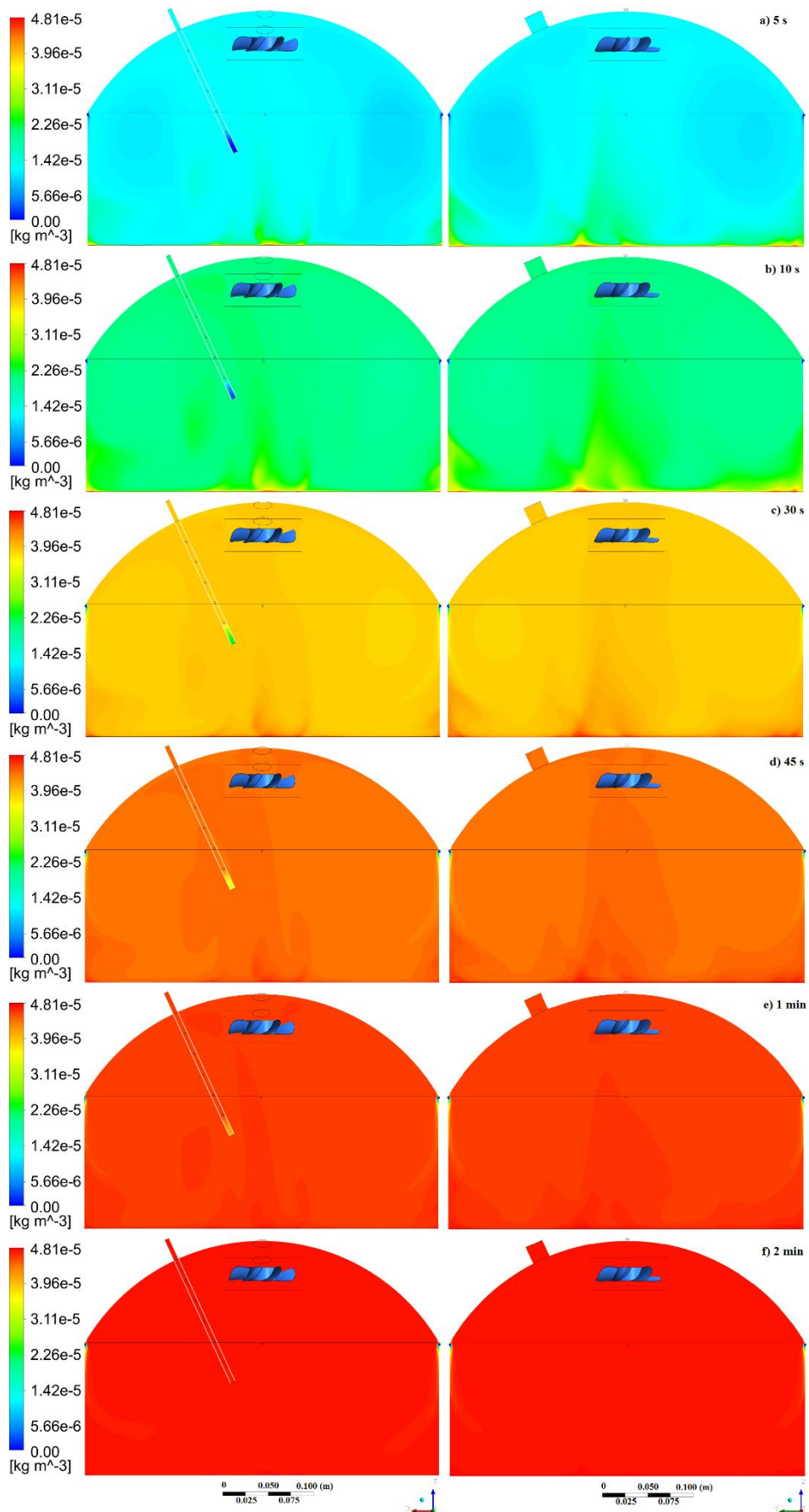


Figure 6: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes  $XZ$  and  $YZ$  for Case C.

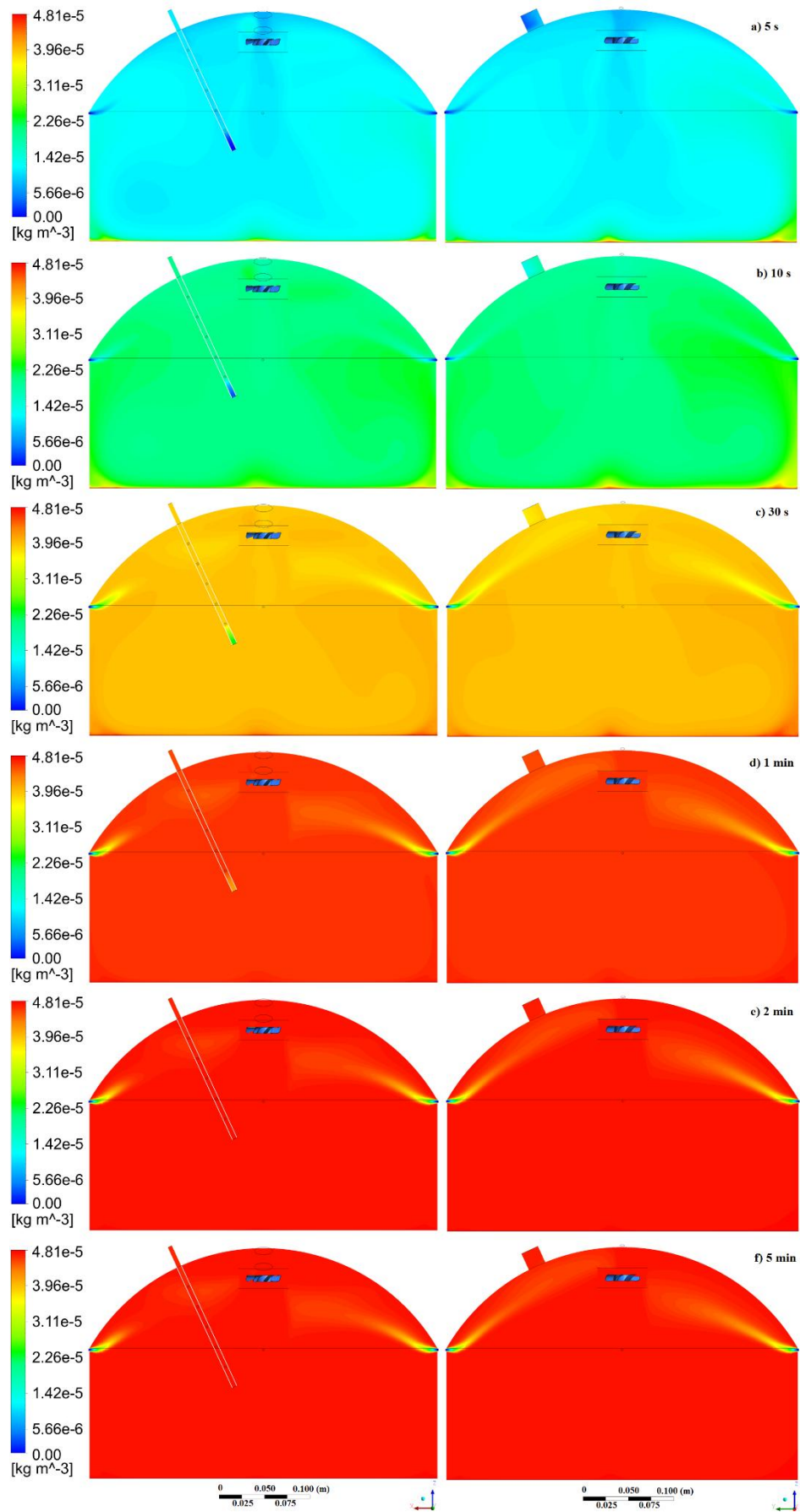


Figure 7: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes  $XZ$  and  $YZ$  for Case D.

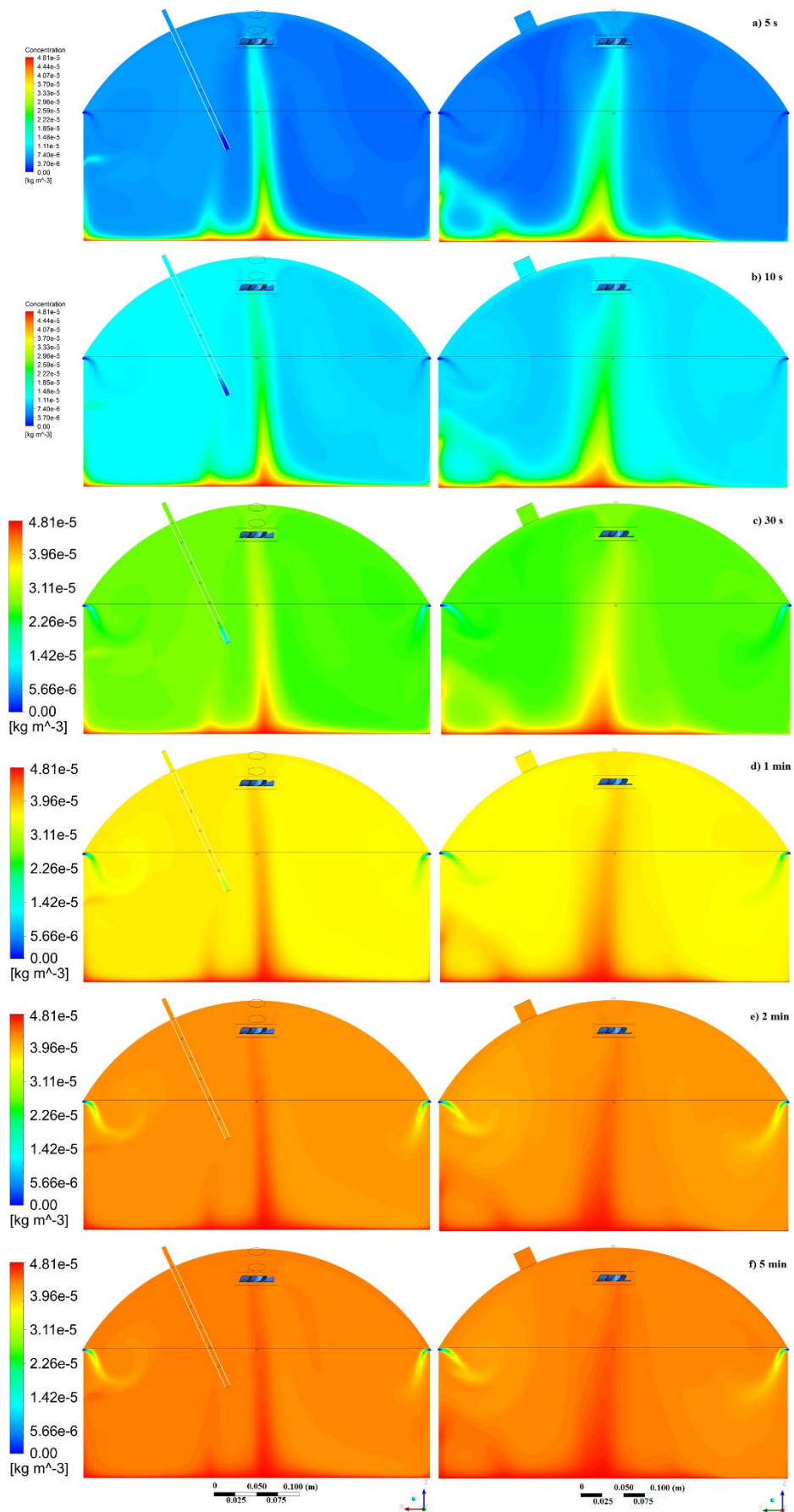


Figure 8: Evolution of concentration of  $H_2S$  at the vertical planes XZ and YZ for case E.

The average friction velocity based on the average shear stress ( $\tau_0$ ) on interface (Figure 9) is defined as  $\bar{u}^* = \sqrt{\bar{\tau}_0/\rho}$  and the average values for the configurations simulated were (a)  $0.01 \text{ m s}^{-1}$ ; (b)  $0.13 \text{ m s}^{-1}$ ; (c)  $0.10 \text{ m s}^{-1}$ ; (d)  $0.10 \text{ m s}^{-1}$  and (e)  $0.05 \text{ m s}^{-1}$ . According to Turney, Smith and Banerjee (2005), friction velocity on interface in gas phase must be less than  $0.1 \text{ m s}^{-1}$ , so that there is no formation of waves on gas-liquid interface. With waves on the liquid surface, reductions in both the liquid surface film and the air-side boundary layer will occur and resistance to mass transfer will decrease (Gostelow et al., 2003). Although in multiphase studies the water-air interface can be considered always flat (Hasegawa and Kasagi, 2009; Liu et al., 2009), Komori et al. (2012) using direct numerical simulation (DNS) and Feroni (2015) using the computational model CFX 14.5, applying the turbulence model for large eddy simulation (LES), showed that mass transfer is strongly affected by the presence of waves on interface, leading to the formation of turbulent structures in the liquid side. In the presence of waves developed on interface, mass transfer is favoured over the surface with small undulations or flat. Therefore, the turbulence caused by the fans may be larger than desired if quiescent surface is required for sampling at liquid surfaces.

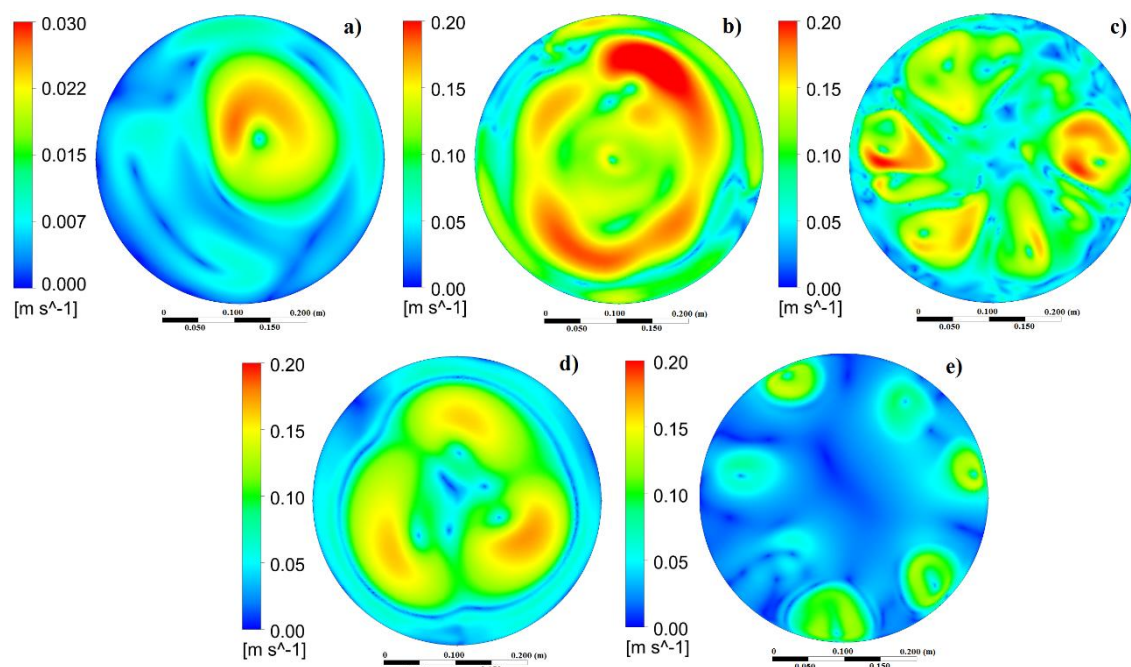


Figure 9: Friction velocity distribution at interface for (a) Case A, (b) Case B, (c) Case C, (d) Case D and (e) Case E.

The flux hood is effectively isolated from most external environmental conditions such as wind speed and its goal should always be that the flux hood measurement process itself have as little impact as possible on the emission rate controlling factors. The rate of odorous compounds from quiescent liquid surfaces will depend on the distribution of the chemical species between gas and liquid phases (Henry's Law), the concentration of the chemical species in each phase, and the mass transfer characteristics (coefficients) of the species. Wind has a major effect in alters the average overall mass transfer coefficient. High winds, therefore, cause low resistance to mass transfer in the liquid phase with resulting high emissions (Eklund, 1992).

As wind speed (turbulence) within the sampling device increases, emission rates for compounds with large values of Henry constant ( $K_H$ ) will increase, but emission rates of



compounds with small values of  $K_H$  will increase even more (Hudson and Ayoko, 2008a). Smith and Watts (1994) concluded that to measure “real” odour emission rates with wind tunnels, the device must be operated at a wind speed equivalent to ambient conditions. Therefore, the same idea is desirable for the use of flux hood, to reproduce the atmospheric turbulence inside the device, modelling natural emission processes. Parker et al. (2013) concluded that the EPA flux hood (4 inlet holes, without fan) operating at  $5 \text{ L min}^{-1}$  does not simulate field conditions.

For a neutral surface layer over a flat and homogeneous surface, the mean wind speed ( $\bar{u}$ ) as function of height ( $z$ ) above the ground, is directly proportional to surface stress, represented by the friction velocity ( $u^*$ ), and surface roughness, represented by the aerodynamic roughness length ( $z_0$ ), according to Eq. 09, where  $k$  is the von Karman constant ( $k \sim 0.4$ ) (Stull, 1988; Seinfeld and Pandis, 2006).

$$\bar{u} = \frac{u^*}{k} \ln \frac{z}{z_0} \quad \text{for } z > z_0 \quad (09)$$

Estimating the friction velocity based on the average wind speed at a reference height, such as 10 m for example, it is possible to compare with the values found in the simulations. For a smooth surface,  $z_0 = 1e^{-4}$  (Stull, 1988), the friction velocity values found in the simulations correspond to an average wind speed at 10 m for (a)  $0.3 \text{ m s}^{-1}$ ; (b)  $3.7 \text{ m s}^{-1}$ ; (c)  $2.9 \text{ m s}^{-1}$ ; (d)  $2.9 \text{ m s}^{-1}$ ; (e)  $1.4 \text{ m s}^{-1}$ . In the absence of wind, that is, during periods of calm, the friction velocity is very low and the standard configuration of the flux hood, with 4 inlet holes is applicable. However, for wind speed more than  $0.5 \text{ m s}^{-1}$ , the friction velocity is already considerable, and a device to increase mixing within the hood is also necessary. The higher the wind speed, higher turbulence is required in the chamber to represent field conditions. Therefore, if wind speed leads to formation of waves at water surface ( $\bar{u}_{10 \text{ m}} \sim 2.9 \text{ m s}^{-1}$ ;  $u^* \sim 0.1 \text{ m s}^{-1}$ ), the turbulence created by the fans simulated in this paper may be adequate.

## CONCLUSIONS

CFD simulations of the fluid flow inside flux hood with and without small fans were performed. For the configuration without fan, the inlet air jets induce several recirculation regions inside the hood but, turbulence is not enough to promote complete mixing inside the flux hood. On the other hand, for configurations with fans, inlet air jets do not have the same importance in promote mixing and high flow velocity and mixing within the hood enhance the volatilization of odours gases, increasing the emission rate. Concentration quickly reaches stationary state and its bulk value is close to the interface concentration value. The emission rate values calculated for different configurations relatively to that without fan varied from 20.5% to 27.5%; with the maximum difference for the configuration using the largest fan turned down and the minimum for that using smaller fan turned up.

Regarding all profiles, the larger fan turned up and the smaller fan turned down seem to be the best options with fans, in spite of the friction velocity at the interface being close to the limit of wave formation ( $0.1 \text{ m s}^{-1}$ ). The larger fan turned down cause high friction velocity and with the smaller fan turned up, concentration is not complete mixing, presenting high values at flux hood centre. However, it is of interest to reproduce the environmental conditions of turbulence inside the hood, the fans are showed as good

devices to promote mixing of the gas phase and generate friction velocity that would be found in the field. If no fan is used, the core of the fluid flow is not fully mixed (up to the time of 20 min), presenting several non-homogeneous spots and friction velocity is too low.

## ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to acknowledge the sponsorship of the Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) and Fundação de Amparo à Pesquisa do Espírito Santo (FAPES), Brazil.

## REFERENCES

- Eckley C. S., Gustin M., Lin C.-J., Li X., Miller M.B. 2010. The influence of dynamic chamber design and operating parameters on calculated surface-to-air mercury fluxes. *Atmospheric Environment*, 44, 194-203.
- Eklund E. 1992. Practical guidance for flux chamber measurements of fugitive volatile organic emission rates. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 42, 1583-1591.
- Feroni R. C. 2015. Simulação numérica da transferência de massa de compostos odorantes através da interface de um sistema multifásico líquido-gás. 120 l. PhD Thesis. Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, ES. 2015.
- Gostelow, P.; Longhurst, P.; Parsons, S. A.; Stuetz, R. M. 2003. Sampling for the measurement of odours. Scientific and Technical Report n. 17. IWA Publishing.
- Gholson A. R., Albritton J. R., Jayanty R. K. M., Knoll, J. E., Midgett, M. R. 1991. Evaluation of an enclosure method for measuring emissions of volatile organic compounds from quiescent liquid surfaces. *Environ. Sci. Technol.*, 25, 519-524.
- Hasegawa Y., Kasagi N. 2009. Hybrid DNS/LES of high Schmidt number mass transfer across turbulent air-water interface. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 52, 1012-1022.
- Hayes J.E., Stevenson R.J, Stuetz R.M. 2014. The impact of malodour on communities: a review of assessment techniques. *Science of the Total Environment*, 500-501, 395-407
- Hudson N., Ayoko G. A. 2008. Odour sampling. 2. Comparison of physical and aerodynamic characteristics of sampling devices: A review. *Bioresource Technology*, 99, 3982-2992.
- Hvitved-Jacobsen T., Vollertsen J. 2001. Odour formation in sewer networks In R. Stuetz and F.-B. Frechen (Ed.) *Odours in wastewater treatment: measurement, modelling and control* (pp. 69-92). London, UK: IWA Publishing.
- Jiang K., Bliss P. J., Schulz, T. J. 1995. The development of a sampling system for determining odor emission rates from areal surfaces: Part I. aerodynamic performance. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 45, 917-922.
- Jiang J., Kaye R. 2001. Sampling techniques for odour measurement In R. Stuetz and F.-B. Frechen (Ed.) *Odours in wastewater treatment: measurement, modelling and control* (pp. 95-119). London, UK: IWA Publishing.
- Jones W. P., Launder B. E. 1972. The prediction of laminarization with two-equation model of turbulence. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 15, 301-314.
- Kienbusch M., 1986. Measurement of gaseous emission rates from land surfaces using an emission isolation flux chamber. US EPA, Environmental Monitoring Systems Laboratory, Las Vegas.

- Komori S.; Kurose R.; Iwano K.; Ukai T.; Suzuki N. 2010. Direct numerical simulation of wind-driven turbulence and scalar transfer at sheared gas–liquid interfaces. *Journal of Turbulence*, 11, 1-20.
- Lebrero R., Bouchy L., Stuetz R.M. and Muñoz R. (2011) Odour assessment and management in wastewater treatment plants – a review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 41 (10), 915-950.
- Lisboa H. de M., Sivret E., Stuetz, R. M. 2014. Odour Regulations – Experiences from Australia. *Chemical Engineering Transactions*, 40, 181-186.
- Lin C-J., Zhu W, Li X., Feng X., Sommar J., Shang L. 2012. Novel Dynamic Flux Chamber for Measuring Air–Surface Exchange of H<sub>2</sub>O from Soils. *Environment Science and Technology*, 46, 8910-8920.
- Liu S., Kermani A., Shen L., Yue, D. 2009. Investigation of coupled air-water turbulent boundary layers using direct numerical simulations. *Physics of Fluids*, 21, 062108-1 - 062108-19.
- Ludwig E. E. 1999. *Applied process design for chemical and petrochemical plants. Volume 1, third edition.* Houston, TX: Gulf Professional Publishing.
- Menter F. R., 1994, Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models for Engineering Applications, *AIAA Journal*, 32 (8): 1598–1605.
- Parker D., Hamb, J., Woodbury, B., Cai, L., Spiels, M., Rhoades, M., Trabue, S., Casey, K., Todd, R., Cole, A. 2013. Standardization of flux chamber and wind tunnel flux measurements for quantifying volatile organic compound and ammonia emissions from area sources at animal feeding operations. *Atmospheric Environment*, 66, 72-83.
- Prata Jr. A. A., Santos J. M., Timchenkoc V., Stuetz, R. M. 2014. Use of computational fluid dynamics in the analysis of a portable wind tunnel for sampling of odorous emissions at liquid surfaces. *Chemical Engineering Transactions*, 40, 145-150.
- Prata Jr. A. A., Santos J. M., Beghi S. P., Fernandes I. F., Vom Martens L. L. C. Neto L. P., Martins R. S., Reis Jr. N. C., Stuetz R. M. 2016. Dynamic flux chamber measurements of hydrogen sulfide emission rate from a quiescent surface – a computational evaluation. *Chemosphere*, 146, 426-434.
- Saha C. K., Wua W., Zhang G., Bjerg B. 2011. Assessing effect of wind tunnel sizes on air velocity and concentration boundary layers and on ammonia emission estimation using computational fluid dynamics (CFD). *Computers and Electronics in Agriculture*, 78, 49-60.
- Santos J. M, Lopes E. S., Reis Jr. N. C., Sá L. M de, Horan N. J. 2009. Mathematical modelling of hydrogen sulfide emission and removal in aerobic biofilters comprising chemical oxidation. *Water Research*, 43, 3355-3364.
- Sperling M. V. 2002. *Lagoas de estabilização. Segunda edição, volume 3.* Belo Horizonte, MG: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais.
- Turney D. E., Smith W. C., Banerjee S. 2005. A measure of near-surface fluid motions that predicts air-water gas transfer in a wide range of conditions. *Geophysical Research Letters*, 32, 1-4.
- Versteeg H., Malalasekera W., 1995. *An introduction to computational fluid dynamics - the finite volume method.* Second edition. Essex, UK: Pearson Education Limited.
- Vincent A. J. 2001. Sources of odours in wastewater treatment In R. Stuetz and F.-B. Frechen (Ed.) *Odours in wastewater treatment: measurement, modelling and control* (pp. 69-92). London, UK: IWA Publishing.
- Wang X., Jiang J., Kaye R. 2001. Improvement of a wind-tunnel sampling system for odour and VOCs. *Water Science and Technology*, 44, 71-77.

- Wilcox D.C., 1986. Multiscale model for turbulent flows, In AIAA 24th Aerospace Sciences Meeting. American Institute of Aeronautics and Astronautics.
- Woodbury B. L., Parker D. B., Eigenberg R. A., Spiels, M. J. 2011. Flow characteristics of the dynamic “EPA flux chamber”. 2011 ASABE Annual International Meeting. Louisville: ASABE.

## 6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Nesta dissertação foi analisada a influência do escoamento no interior da câmara de fluxo dinâmica na taxa de emissão de sulfeto de hidrogênio em superfície líquida quiescente. Para isso, utilizou-se o software ANSYS CFX 14.5 para a simulação numérica computacional do escoamento e transporte de  $H_2S$ . Dois casos bases foram estudados e deram origem aos dois artigos científicos apresentados no capítulo de resultados. O primeiro avaliou a influência que um aumento do número de entradas de ar limpo na câmara de fluxo causa no escoamento e conseqüentemente no transporte de  $H_2S$  e o segundo analisou a influência do uso de micro ventiladores para misturar a fase gasosa dentro da câmara de fluxo. De uma maneira geral, percebeu-se que uma maior mistura do ar no interior da câmara eleva a emissão de  $H_2S$ .

Em relação ao primeiro artigo, a simulação numérica computacional indicou um padrão de escoamento complexo, com grande número de vórtices desenvolvidos. Outra importante característica do padrão de fluxo para todas as simulações, notada principalmente para o caso com quatro entradas de ar, é o fato de o ar introduzido na câmara poder atingir a sonda de amostragem, forçando ar limpo ser coletado pela sonda, e, por conseguinte, afetar a concentração medida na saída.

Dois tempos de residência para a câmara estudada (10 min) foram suficientes para que a concentração atingisse um estado estacionário. Para a câmara com oito entradas de ar, uma menor variação entre os valores de concentração na saída da sonda e no alívio de pressão foi observado. Porém, essa câmara apresentou menor velocidade de fricção próxima à interface, o que resultou no aparecimento de regiões com maiores valores de concentração próximo da interface e do corpo cilíndrico da câmara.

O segundo artigo, que avaliou a influência do uso de micro ventiladores, mostrou que a turbulência criada por esses dispositivos pode ser maior do que a desejada se uma superfície quiescente for requerida para a amostragem, já que a velocidade de fricção média estimada próxima à interface é muito próxima àquela que levaria ao surgimento de ondas na interface, de acordo com Turney, Smith e Banerjee (2005).

A fase gasosa permaneceu totalmente misturada nas situações de uso dos micro ventiladores e o valor da concentração tanto no seio da fase gasosa, quanto na saída da sonda de amostragem e alívio de pressão são próximos ao valor estabelecido na interface

água - ar. Quando os micro ventiladores são utilizados, a taxa de emissão é, em média, 25,3% maior do que na configuração padrão da US EPA.

As simulações com o maior micro ventilador voltado para cima e o menor micro ventilador voltado para baixo possuíram perfis de concentração semelhantes e também devido aos perfis de escoamento e turbulência, parecem ser as opções mais adequadas de uso. Se for de interesse reproduzir as condições ambientais de turbulência dentro da câmara, os ventiladores se mostraram como bons dispositivos para promover a mistura da fase gasosa e gerar a velocidade de fricção que poderia ser encontrada em campo. Assim, se a velocidade do vento levar à formação de ondas na interface líquida emissora, a turbulência criada pelos micro ventiladores pode ser adequada.

Para trabalhos futuros, algumas sugestões podem ser feitas:

- (i) Realizar experimentos laboratoriais com tanque contendo sulfeto de sódio ( $\text{Na}_2\text{S}$ ) para a determinação do coeficiente global de transferência de massa ( $K_L$ ) do  $\text{H}_2\text{S}$  utilizando a câmara de fluxo nas configurações apresentadas neste trabalho;
- (ii) Realizar medições de  $\text{H}_2\text{S}$  em campo (lagoa anaeróbia) com a câmara operando nas condições descritas neste trabalho;
- (iii) Realizar um estudo numérico com a câmara de fluxo para avaliar a influência da velocidade de fricção na emissão de  $\text{H}_2\text{S}$  como condição de contorno na interface;
- (iv) Estudar o desempenho do túnel de vento portátil para medição da taxa de emissão de compostos odorantes em superfícies líquidas quiescentes.

## 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANEJA, V. P. Characterization of emissions of biogenic atmospheric hydrogen sulfide. **Tellus**, v. 38b, p. 81-86, 1986.

ANEJA, V. P.; OVERTON, J. H.; CUPITT, L. T.; DURHAM, J. L.; WILSON, W. E. Direct measurements of emission rates of some atmospheric biogenic sulfur compounds. **Tellus**, v.31, p. 174-178, 1979.

ANEJA, V. P.; BLUNDEN, J.; CLAIBORN, C. S.; ROGERS, H. H. Dynamic atmospheric chamber systems: applications to trace gas emissions from soil and plant uptake. **Int. J. Global Environmental Issues**, v. 6, p. 253-269, 2006.

BEGHI, S. P.; SANTOS, J. M.; REIS JUNIOR, N. C.; SÁ, L. M.; GOULART, E. V.; COSTA, E. A. Impact assessment of the odours emitted by a wastewater treatment plant. In: **IWA Conference on Odours and VOCS**, 4, 2011, Vitória: 2011.

BEGHI, S. P.; RODRIGUES, A. C.; SÁ, L. de M.; SANTOS, J. M. Estimating Hydrogen Sulphide Emissions from an Anaerobic Lagoon. **Chemical Engineering Transactions**, v. 30, p. 91-96, 2012.

BLUNDEN, J.; ANEJA, V. P.; OVERTON, J. H. Modeling hydrogen sulfide emissions across the gas– liquid interface of an anaerobic swine waste treatment storage system. **Atmospheric Environment**, v. 42, p. 3277–3290, 2008.

BOKOWA, A. H.; LIU, H. Techniques for odour sampling of area and fugitive sources. **Chemical Engineering Transactions**, v. 15, p. 57-62, 2008.

BRADSHAW, P. F.; FERRIS, D.H.; ATWELL, N.P. Calculation of boundary layer development using the turbulent energy equation. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 28, p. 593-616, 1967.

CAPAREDA, S. C.; BORIACK, C. N.; MUKHTAR, S.; MUTLU, A.; SHAW, B. W.; LACEY, R. E.; PARNELL Jr., C. B. The Recovery of Ammonia and Hydrogen Sulfide from Ground-Level Area Sources Using Dynamic Isolation Flux Chambers: Bench-Scale Studies. **Journal of the Air & Waste Management Association**, v. 55, p. 999-1006, 2005.

CAPELLI, L.; SIRONI, S.; DEL ROSSO, R. Odor sampling: techniques and strategies for the estimation of odor emission rates from different source types. **Sensors**, v. 13, p. 938-955, 2013.

CARPENTER, L. J.; NIGHTINGALE, P. D. Chemistry and Release of Gases from the Surface Ocean. **Chem. Rev**, v. 115, p. 4015-4034, 2015.

CHAO, H.-P.; LEE, J.-F.; LEE, C.-K., HUANG, H.-C. An alternative method for predicting organic solute volatilization rates under gas and liquid turbulence. **Chemosphere**, v.59, p.711-720, 2005.

ECKLEY, C. S.; GUSTIN, M.; LIN, C. -J.; LI, X. MILLER, M. B. The influence of dynamic chamber design and operating parameters on calculated surface-to-air mercury fluxes. **Atmospheric Environment**, v. 44, p. 194-210, 2010.

EDEOGU, I.K., J.J.R. FEDDES, R.N. COLEMAN AND J.J. LEONARD. Odour emissions rates from manure treatment/storage systems. **First IWA International Conference on Odour and VOCs: Measurement Regulation and Control Techniques**. 513-520. Sydney, Australia: The University of NSW. 2001.

EKLUND, E. Practical Guidance for Flux Chamber Measurements of Fugitive Volatile Organic Emission Rates. **Journal of the Air & Waste Management Association**, v. 42, p. 1583-1591, 1992.

ENVIROMEGA, 2004. Toxchem+: **Fate of Toxics in Wastewater**. Version 3.30. Disponível em <<http://www.hydomantis.com/software demos.html>> Acesso em 16 jan. 2016.

FERONI, R. C. Simulação numérica da transferência de massa de compostos odorantes através da interface de um sistema multifásico líquido-gás. 2015. 120 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória. 2015.

FERZIGER, J. H.; PERIĆ, M. **Computational methods for fluid dynamics**. 3 ed. Springer, 2008.

FRECHEN, F. B.; FREY, M.; WETT, M.; LOSER, C. Aerodynamic performance of a low speed wind tunnel. **Water Science and Technology**, v. 50, p. 57-64, 2004.

GEORGE, W. K. **Lectures in Turbulence for the 21st Century**. Department of Aeronautics, Imperial College of London, London, UK e Department of Applied Mechanics, Chalmers University of Technology, Gothenburg, Sweden. 2013.

GHOLSON, A. R.; ALBRITTON, J. R.; JAYANTY, R. K. M.; KNOLL, J. E.; MIDGETT, M. R. Evaluation of an enclosure method for measuring emissions of volatile organic compounds from quiescent liquid surfaces. **Environ. Sci. Technol**, v. 25, p. 519-524, 1991.

GOMES, J. **Poluição Atmosférica: Um manual universitário**. 2. ed. Porto: Publindústria, 2010.

GOSTELOW, P.; LONGHURST, P.; PARSONS, S. A.; STUETZ, R. M. Sampling for the measurement of odours. **Scientific and Technical Report n. 17**. IWA Publishing. 2003.

GOSTELOW, P.; PARSONS, S. A.; STUETZ, R. M. Odour measurements for sewage treatment works. **Water Research**, v. 35, n° 3, p. 579-597, 2001.

GOSTELOW, P.; PARSONS, S. A.; COBB, J. Development of an odorant emission model for sewage treatment works. **Water Science & Technology**, v. 44, n. 9, p. 181-188, 2001.



HASEGAWA, Y.; KASAGI, N. Hybrid DNS/LES of high Schmidt number mass transfer across turbulent air–water interface. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 52, p. 1012-1022, 2009.

HAYES, J. E.; STEVENSON, R. J.; STUETZ, R. M. The impact of malodour on communities: A review of assessment techniques. **Science of the Total Environment**, v. 500-501, p. 395-407, 2014.

HUDSON, N.; AYOKO, G. A. Odour sampling 1: Physical chemistry considerations. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 3982-2992, 2008a.

HUDSON, N., AYOKO, G.A. Odour sampling. 2. Comparison of physical and aerodynamic characteristics of sampling devices: A review. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 3943-4007, 2008b.

HUDSON, N., AYOKO, G.A. Comparison of emission rate values for odour and odorous chemicals derived from two sampling devices. **Atmospheric Environment**, v. 43, p. 3175-3181, 2009.

HUDSON, N.; AYOKO, G.A.; DUNLOP, M.; DUPEROUZEL, D.; BURRELL, D.; BELL, K.; GALLAGHER, E.; NICHOLAS, P.; HEINRICH, N. Comparison of odour emission rates measured from various sources using two sampling devices. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 118-124, 2009.

HUTCHINSON, G. L.; LIVINGSTON, G. P. Vents and seals in non-steady-state chambers used for measuring gas exchange between soil and the atmosphere. **European Journal of Soil Science**, v. 52, p. 675-682, 2001.

HVITVED-JACOBSEN, T.; VOLLERTSEN, J.; **Odour formation in sewer networks** In STUETZ, R. e FRECHEN, F.-B. (ed.) *Odours in wastewater treatment: measurement, modelling and control* (p. 69-92). LONDON, UK: IWA PUBLISHING. 2001.

JIANG, K.; BLISS, P. J. e SCHULZ, T. J. The development of a sampling system for determining odor emission rates from areal surfaces: Part I. aerodynamic performance. **Journal of the Air & Waste Management Association**, v. 45, p. 917-922, 1995.

JIANG J., KAYE R. 2001. **Sampling techniques for odour measurement** In STUETZ, R. e FRECHEN, F.-B. (ed.) *Odours in wastewater treatment: measurement, modelling and control* (p. 69-92). LONDON, UK: IWA PUBLISHING. 2001.

JONES, W. P.; LAUNDER, B. E. The prediction of laminarization with two-equation model of turbulence. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 15, p. 301-314, 1972.

KIENBUSCH, M. Measurement of gaseous emission rates from land surfaces using an emission isolation flux chamber. Las Vegas: **US EPA**, Environmental Monitoring Systems Laboratory, 1986.

KOMORI, S.; KUROSE, R.; IWANO, K.; UKAI, T.; SUZUKI, N. Direct numerical simulation of wind-driven turbulence and scalar transfer at sheared gas–liquid interfaces. **Journal of Turbulence**, v. 11, p. 1-20, 2010.

LATOS, M.; KARAGEORKOS, P.; KALOGERAKIS, N.; LAZARIDIS, M. Dispersion of odorous gaseous compounds emitted from wastewater treatment plants. **Water, Air, & Soil Pollution**, v. 215, p. 667-677, 2011.

LEBRERO, R.; BOUCHY, L.; STUETZ, R. M.; MUÑOZ, R. Odour assessment and management in wastewater treatment plants – a review. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, v. 41, p. 915-950, 2011.

LEWIS, W. K.; WHITMAN, W. G. **Principles of Gas Absorption. Industrial and Engineering Chemistry**. Absorption Symposium, v. 16, p. 1215-1220, 1924.

LIMPT, H.; BEERKENS, R.; LANKHORST, A.; HABRAKEN, A. Mass transfer relations for transpiration evaporation experiments. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 48, p. 4265-4281, 2005.

LIN, C-J.; ZHU, W.; LI, X.; FENG, X.; SOMMAR, J.; SHANG, L. Novel Dynamic Flux Chamber for Measuring Air–Surface Exchange of Hg<sup>0</sup> from Soils. **Environment Science and Technology**, v. 46, p. 8910-8920, 2012.

LINDBERG, S. E.; ZHANG, H.; VETTE, A. F.; GUSTIN, M. S.; BARNETT, M. O.; KUIKEN, T. Dynamic flux chamber measurement of gaseous mercury emission fluxes over soils: Part 2 - effect of flushing flow rate and verification of a two-resistance exchange interface simulation model. **Atmospheric Environment**, v. 36, p. 847-859, 2002.

LISBOA, H. de M.; SIVRET, E.; STUETZ, R. M. Odour Regulations – Experiences from Australia. **Chemical Engineering Transactions**, v. 40, p. 181-186, 2014.

LIU, S.; KERMANI, A.; SHEN, L.; YUE, D. Investigation of coupled air-water turbulent boundary layers using direct numerical simulations. **Physics of Fluids**, v. 21, p. 062108-1 - 062108-19, 2009.

LUDWIG, E. E. **Applied process design for chemical and petrochemical plants**. Volume 1, terceira edição. Houston, TX: Gulf Professional Publishing. 1999.

MAINIER, F. B. **Os acidentes químicos: um alerta as disciplinas de processos industriais**. In: XXIX Congresso Brasileiro de Ensino de Engenharia, 2001, Rio Grande do Sul. PUCRS, 2001.

MENTER, F. R., Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models for Engineering Applications, **AIAA Journal**, v. 32, p. 1598-1605, 1994.

MUEZZINOGLU, A. A study of volatile organic sulfur emissions causing urban odors. **Chemosphere**, v. 51, p. 245-252, 2003.

NAVARATNASAMY, M.; EDEOGU, I.; FEDDES, J. Comparison of a wind tunnel and vented flux chamber in measuring odour emission rates. **Canadian Biosystems Engineering**, v. 51. p. 6.1-6.8, 2009.

PARKER, D. B.; CARAWAY, E. A.; RHOADES, M.; DONNELL, C.; SPEARS, J.; COLE, N. A.; TODD, R. W.; CASEY, K. D. Effect of Wind Tunnel Air Velocity on VOC Flux Rates from CAFO **Manure and Wastewater**. 2008 ASABE Annual International Meeting. ASABE, Rhode Island, EUA, p. 1-26. 2008.

PARKER, D. B.; COLE, N. A.; CASEY, K. D.; GALVIN, G.; ORMEROD, R. PARIS, C. S.; CARAWAY, E. A.; RHOADES, M. B. **Wind Tunnels vs. flux chambers: area source emission measurements and the necessity for VOC and odour correction factors**. Proceedings 19th International Clean Air & Environment Conference, 2009. Perth, Australia, 2009.

PARKER, D. B.; CARAWAY, E. A.; RHOADES, M. B.; COLE, N. A.; TODD, R. W.; CASEY, K. D. Effect of wind tunnel air velocity on VOC flux from standard solutions and CAFO manure/wastewater. **American Society of Agricultural and Biological Engineers**, v. 53(3), p. 831-845, 2010.

PARKER, D.; HAMB, J.; WOODBURY, B.; CAI, L.; SPIEHS, M.; RHOADES, M.; TRABUE, S.; CASEY, K.; TODD, R.; COLE, A. Standardization of flux chamber and wind tunnel flux measurements for quantifying volatile organic compound and ammonia emissions from area sources at animal feeding operations. **Atmospheric Environment**, v. 66, p. 72-83, 2013.

POISSANT, L. e CASIMIR, A. Water-air and soil-air exchange rate of total gaseous mercury measured at background sites. **Atmospheric Environment**, v. 32, p. 883-893, 1998.

PRATA Jr., A. A.; SANTOS, J. M.; TIMCHENKOC, V.; STUETZ, R. M. Use of computational fluid dynamics in the analysis of a portable wind tunnel for sampling of odorous emissions at liquid surfaces. **Chemical Engineering Transactions**, v. 40, p. 145-150, 2014.

PRATA Jr., A. A.; SANTOS, J. M.; BEGHI, S. P.; FERNANDES, I. F.; VOM MARTTENS L. L. C.; PEREIRA NETO, L.; MARTINS, R. S.; REIS Jr., N. C.; STUETZ, R. M. Dynamic flux chamber measurements of hydrogen sulfide emission rate from a quiescent surface - A computational evaluation. **Chemosphere**, v. 146, p. 426-434, 2016.

PRATA Jr, A. A. **Câmara de Fluxo Dinâmica: uma análise computacional da estimativa da emissão de sulfeto de hidrogênio em superfícies líquidas quiescentes**. 2013. 69 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2013.

RO, K. S.; JOHNSON, M. H.; STONE, K. C.; HUNT, P. G.; FLESCHE, T.; TODD, R. W. Measuring gas emissions from animal waste lagoons with an inverse-dispersion technique. **Atmospheric Environment**, v. 66, p. 101-106, 2013.

ROCHETTE, P.; ELLERT, B.; GREGORICH, E. G.; DESJARDINS, R. L.; E. PATTEY, LESSARD, R.; JOHNSON, B. G. Description of a dynamic closed chamber for measuring soil respiration and its comparison with other techniques. **Canadian Journal of Soil Science**, v. 77, p. 195-203, 1997.

RONG, L.; NIELSEN, P. V.; ZHANG, G. Experimental and numerical study on effects of airflow and aqueous ammonium solution temperature on ammonia mass transfer

coefficient. **Journal of the Air & Waste Management Association**, v. 60, p. 419-428, 2010.

SÁ, L. M. de. **Modelagem matemática da formação e emissão do gás sulfídrico no tratamento de esgotos domésticos**. 2011. 140 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2011.

SAHA, C. K.; WUA, W.; ZHANG, G.; BJERG, B. Assessing effect of wind tunnel sizes on air velocity and concentration boundary layers and on ammonia emission estimation using computational fluid dynamics (CFD). **Computers and Electronics in Agriculture**, v. 78, p. 49-60, 2011.

SANDER, R. **Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry**. Air Chemistry Department, Max-Planck Institute of Chemistry, Germany. <http://www.henry-law.org/henry-3.0.pdf>. 1999.

SANDRES, G. C.; MAINIER, F. B. Sistema de gestão integrado interno contra vazamentos acidentais de sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S) em refinarias de petróleo. **V Congresso Nacional de Excelência em Gestão**. Niterói, 2009.

SANTOS, J. M.; KREIM, V.; GUILLOT, J. M.; REIS JUNIOR, N. C.; SA, L. M. **Models of hydrogen sulphide volatilization from quiescent surfaces**. In: 3rd IWA International Conference on Odour and VOCs, 2008, Barcelona. 3rd IWA International Conference on Odour and VOCs. Londres: IWA, 2008.

SANTOS, J. M.; LOPES, E. S.; REIS JUNIOR, N. C.; SÁ, L. M de; HORAN, N. J. Mathematical modelling of hydrogen sulphide emission and removal in aerobic biofilters comprising chemical oxidation. **Water research**, v. 43, p. 3355-3364, 2009.

SANTOS, J. M.; KREIM, V.; GUILLOT, J. M.; REIS JUNIOR, N. C.; SA, L. M., HORAN, N. J. An experimental determination of the H<sub>2</sub>S overall mass transfer coefficient from quiescent surfaces at wastewater treatment plants. **Atmospheric Environment**, v. 60, p. 18-24, 2012.

SCHIRMER, W. N. **Amostragem, análise e proposta de tratamento de compostos orgânicos voláteis e odorantes na estação de tratamento de efluentes de uma refinaria de petróleo**. 2004. 156 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2004.

SPERLING, M. V. **Lagoas de estabilização**. Segunda edição, volume 3. Belo Horizonte, MG: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais. 2002.

TURNEY, D. E.; SMITH, W. C.; BANERJEE, S. A measure of near-surface fluid motions that predicts air-water gas transfer in a wide range of conditions. **Geophysical Research Letters**, v. 32, p. 1-4, 2005.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. **User's Guide for Water9 Software**. Version 2.0.0. Office of Air Quality Planning and Standards. Research Triangle Park, North Carolina, 2001. 189 f. 2001. Disponível em:

<<http://www.epa.gov/ttn/chief/software/water/water9/water9%20manual.pdf> >. Acesso em: 17 set. 2015.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method**. Harlow: Pearson Education, 1995.

VINCENT A. J. **Sources of odours in wastewater treatment** In STUETZ, R. e FRECHEN, F.-B. (ed.) *Odours in wastewater treatment: measurement, modelling and control* (p. 69-92). LONDON, UK: IWA PUBLISHING. 2001.

WANG, Y.; RAIHALA, T. S.; JACKMAN, A. P.; JOHN, R. Use of Tedlar bags in VOC testing and storage: evidence of significant VOC losses. **Environment Science Technology**, v.30; n.10; p.3115-3117, 1996.

WHITMAN, W. G. A preliminary experimental confirmation of the two-film theory of gas adsorption. **Chemical & Metallurgical Engineering**, v. 29, p. 146-148, 1923.

WORLD HEALTH ORGANIZATION. **Hydrogen sulfide: human health aspects**. Concise International Chemical Assessment Document 53. Geneva, 2003.

WILCOX, D.C. **Multiscale model for turbulent flows**. AIAA 24th Aerospace Sciences Meeting. American Institute of Aeronautics and Astronautics. 1986.

WOODBURY, B. L.; PARKER, D. B.; EIGENBERG, R. A.; SPIEHS, M. J. **Flow Characteristics of the Dynamic “EPA Flux Chamber”**. 2011 ASABE Annual International Meeting. Louisville: ASABE, 2011.