



UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA HIDRÁULICA E AMBIENTAL  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL (RECURSOS HÍDRICOS)

ALLAN BRUNO DANTAS GONÇALVES

MODELAGEM E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DO ESCOAMENTO TRIFÁSICO DE  
UM REATOR UASB: INFLUÊNCIA DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE BIOGÁS E  
DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS DE LODO

FORTALEZA  
2025

ALLAN BRUNO DANTAS GONÇALVES

MODELAGEM E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DO ESCOAMENTO TRIFÁSICO DE UM  
REATOR UASB: INFLUÊNCIA DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE BIOGÁS E DO  
TAMANHO DAS PARTÍCULAS DE LODO

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil (Recursos Hídricos), do Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental, da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial à obtenção do título de Doutor em Engenharia Civil. Área de concentração: Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Fernando José Araújo da Silva.

Coorientadora: Prof.<sup>a</sup> Dra. Maria Gorethe de Sousa Lima Brito.

FORTALEZA

2025

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação

Universidade Federal do Ceará

Sistema de Bibliotecas

Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

---

G624m Gonçalves, Allan Bruno Dantas.

Modelagem e simulação numérica do escoamento trifásico de um reator UASB : influência da fração volumétrica de biogás e do tamanho das partículas de lodo / Allan Bruno Dantas Gonçalves. – 2025.

158 f. : il. color.

Tese (doutorado) – Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil: Recursos Hídricos, Fortaleza, 2025.

Orientação: Prof. Dr. Fernando José Araújo da Silva.

Coorientação: Profa. Dra. Maria Gorethe de Sousa Lima Brito.

1. Sistema multifásico. 2. Fluidodinâmica computacional. 3. Velocidade das fases. 4. Taxa de deformação do lodo. 5. Gradiente de pressão. I. Título.

---

CDD 627

ALLAN BRUNO DANTAS GONÇALVES

MODELAGEM E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DO ESCOAMENTO TRIFÁSICO DE UM  
REATOR UASB: INFLUÊNCIA DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE BIOGÁS E DO  
TAMANHO DAS PARTÍCULAS DE LODO

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil (Recursos Hídricos), do Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental, da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial à obtenção do título de Doutor em Engenharia Civil. Área de concentração: Saneamento Ambiental.

Aprovada em: 24/04/2025.

BANCA EXAMINADORA:

---

Prof. Dr. Fernando José Araújo da Silva (Orientador)  
Universidade Federal do Ceará (UFC)

---

Prof.<sup>a</sup> Dra. Maria Gorethe de Sousa Lima Brito (Coorientadora)  
Universidade Federal do Cariri (UFCA)

---

Prof.<sup>a</sup> Dra. Marisete Dantas de Aquino  
Universidade Federal do Ceará (UFC)

---

Prof. Dr. Paulo Roberto Lacerda Tavares  
Universidade Federal do Cariri (UFCA)

---

Prof. Dr. Antônio Gilson Barbosa de Lima  
Universidade Federal de Campina Grande (UFCG)

---

Prof. Dr. Flávio Cesar Brito Nunes  
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Ceará (IFCE)

A Deus, o Engenheiro do Universo.

Às mulheres da minha vida: minha mãe,  
Maria Lizete Dantas, meu porto seguro; e  
minha avó, Maria de Jesus Macêdo Dantas  
(*in memoriam*), pelo amor incondicional.

## **AGRADECIMENTOS**

A Deus, fonte infinita de luz e amor, por me amparar em todos os caminhos e guiar cada um de meus passos, hoje e para sempre.

À minha mãe, Maria Lizete, e ao meu pai, José de Anchieta (*in memoriam*), que sempre me incentivaram e estiveram ao meu lado, oferecendo força, palavras de encorajamento, conforto e amor.

À minha coorientadora, Maria Gorethe de Sousa Lima Brito, pela paciência, pelo apoio constante e por acreditar no meu potencial ao longo de mais esta etapa da minha jornada acadêmica. Seus conselhos, sugestões e incentivos foram fundamentais para que eu superasse os desafios encontrados no caminho. Reconheço, com gratidão, que foi uma dádiva de Deus tê-la em meu caminho, por tudo o que representou em minha formação acadêmica e pessoal.

Aos meus avós Joaquim e Maria, Miguel e Mariquinha (*in memoriam*), por serem exemplos de vida e inspiração. Espelhar-me em vocês me tornou uma pessoa melhor a cada dia, e tenho plena certeza de que não teria chegado até aqui sem o apoio de cada um.

Ao meu irmão, Breno, por estar ao meu lado em todos os momentos, por me estender a mão sempre que preciso e por demonstrar força e coragem nos momentos em que a vida mais exige.

Ao meu querido Alex, pela presença constante, por iluminar com sensibilidade e serenidade alguns dos meus dias mais difíceis. Pelas conversas calmas, pelas palavras sinceras e pela escuta atenta, que tantas vezes trouxeram equilíbrio ao meu difícil percurso. Por estar ao meu lado, mesmo quando eu mal conseguia estar comigo. Sua generosidade, cuidado e força foram fundamentais nesta jornada.

Ao meu orientador, Fernando José Araújo da Silva, por ter colaborado com este trabalho, pela atenção e pelos ensinamentos.

Ao meu companheiro de simulações, Lázaro Nascimento de Freitas, cuja seriedade, visão crítica e comprometimento foram essenciais nos ajustes da modelagem, na definição das condições de contorno e nas longas e desafiadoras horas de simulação dedicadas à obtenção dos melhores resultados. Sua parceria tornou essa caminhada menos cansativa.

Aos membros do grupo de pesquisa e do Laboratório de Saneamento Ambiental da UFCA, pelo apoio fundamental na coleta dos efluentes e no monitoramento do reator UASB. Muitos contribuíram ao longo desta pesquisa, perdoem-me se esquecer de alguém, mas deixo aqui meu agradecimento especial a Carlos Daniel, Lázaro, Gisele, Joelma, Gabriel Mendes, Ryan, Lucimara, Flávio e Gorethe.

À Universidade Federal do Cariri (UFCA), pela disponibilização da infraestrutura do Laboratório de Saneamento Ambiental, que viabilizou a realização da minha pesquisa de doutorado.

Aos Professores, Flávio César Brito Nunes, Paulo Roberto Lacerda Tavares, Antonio Gilson Barbosa de Lima e Marisete Dantas de Aquino por terem aceitado o convite de participar da banca e pelas suas valorosas contribuições que engrandeceram esse trabalho.

Ao Professor Luiz Alberto Ribeiro Mendonça, pelas contribuições relevantes e pela generosa disponibilidade em colaborar com a interpretação dos resultados obtidos nas simulações.

Aos professores do POSDEHA pela competência nos ensinamentos durante o cumprimento dos créditos das disciplinas.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) e à Fundação Cearense de Apoio ao Desenvolvimento Científico e Tecnológico (Funcap).

Por fim, àqueles que, de alguma forma, contribuíram para a concretização deste trabalho, que representa a realização de um sonho.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) – Código de Financiamento 001.

“Porque aos seus anjos dará ordem a teu respeito, para te guardarem em todos os teus caminhos.” (Salmos 91:11)

## RESUMO

Esta pesquisa teve como objetivo descrever o escoamento trifásico em um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), a partir de uma abordagem combinada (numérica e experimental), considerando o efeito da fração volumétrica de biogás (FVB) e do tamanho das partículas de lodo (PL) no comportamento hidrodinâmico do sistema. A análise foi realizada por meio de simulações numéricas tridimensionais em um domínio computacional representativo do reator, utilizando o software Ansys CFX. A modelagem adotou a abordagem multifásica Euleriana-Euleriana, em regime estacionário e turbulento. Foram simulados três cenários variando a FVB (0,026; 0,13 e 0,26), e, com base no caso validado (FVB = 0,026), avaliou-se o efeito da variação do diâmetro das PL (0,5 a 5 mm). A etapa experimental foi conduzida em um reator UASB em escala de laboratório, com o objetivo de monitorar seu desempenho operacional e fornecer dados de entrada e validação para o modelo. Apesar da elevada relação DQO/DBO no afluente, o reator apresentou estabilidade satisfatória, embora com eficiência limitada na remoção da carga orgânica volumétrica e na produção de biogás, devido à presença de compostos refratários à degradação anaeróbia no afluente. As simulações revelaram que a variação da FVB não promoveu alterações significativas na distribuição das fases nem nas velocidades do escoamento ao longo do reator. No entanto, verificou-se uma tendência linear de aumento das taxas de deformação do lodo (TDL) nos domínios situados na região de lodo, à medida que a FVB aumentou. No domínio próximo ao defletor de gases, devido a presença de zonas de recirculação, foram obtidas as maiores TDL do sistema. Quanto à influência do tamanho das PL, observou-se uma forte correlação linear entre o diâmetro das PL e sua velocidade de sedimentação ( $r = 0,9686$ ). A TDL também aumentou com o diâmetro das PL, especialmente próximo às paredes do reator, em decorrência do aumento das tensões de cisalhamento. Na região de influência do defletor de gases, porém, as TDL diminuíram, possivelmente devido à redução da densidade de área interfacial lodo-água e do gradiente de velocidade da água. Em relação aos campos de pressão absoluta, não foram identificadas variações significativas decorrentes da alteração da FVB ou do tamanho das PL. Já a perda de carga hidráulica aparente manteve-se praticamente constante para diferentes FVB, sendo considerada desprezível. Por outro lado, o aumento do diâmetro das PL resultou em maior perda de carga, refletindo maior resistência ao

escoamento. A validação da modelagem foi considerada adequada na previsão da quantidade de biogás que chegou no separador trifásico, com erro relativo de apenas 4,2% em relação aos dados experimentais. Assim, conclui-se que a modelagem foi adequada na representação do comportamento hidrodinâmico do reator. Os resultados contribuem para o aprimoramento do dimensionamento e da operação de reatores UASB, oferecendo subsídios para sua otimização.

**Palavras-Chave:** sistema multifásico; fluidodinâmica computacional; velocidade das fases; taxa de deformação do lodo; gradiente de pressão; perda de carga hidráulica; Ansys CFX.

## ABSTRACT

This study aimed to describe the three-phase flow in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor using a combined approach (numerical and experimental), considering the effect of biogas volume fraction (BVF) and sludge particle size (SP) on the hydrodynamic behavior of the system. The analysis was carried out through three-dimensional numerical simulations in a computational domain representative of the reactor, using the Ansys CFX software. The modeling employed the Eulerian–Eulerian multiphase approach under steady-state and turbulent flow conditions. Three scenarios were simulated with varying BVF values (0.026, 0.13, and 0.26), and based on the validated case ( $BVF = 0.026$ ), the effect of varying SP diameter (from 0.5 to 5 mm) was evaluated. The experimental phase was conducted in a laboratory-scale UASB reactor, aiming to monitor its operational performance and provide input and validation data for the model. Despite the high COD/BOD ratio in the influent, the reactor exhibited satisfactory stability, although with limited efficiency in organic load removal and biogas production, due to the presence of compounds resistant to anaerobic degradation in the influent. The simulations revealed that changes in BVF did not significantly affect phase distribution or flow velocities along the reactor. However, a linear trend of increasing sludge deformation rates (SDR) was observed in the sludge zone as BVF increased. In the domain near the gas deflector, where recirculation zones were present, the highest SDR values in the system were obtained. Regarding the influence of SP size, a strong linear correlation was found between particle diameter and sedimentation velocity ( $r = 0.9686$ ). SDR also increased with SP diameter, especially near the reactor walls, due to the increase in shear stress. However, in the region influenced by the gas deflector, SDR values decreased, possibly due to the reduction in the sludge-water interfacial area density and in the water velocity gradient. With respect to absolute pressure fields, no significant variations were identified due to changes in BVF or SP size. On the other hand, the apparent hydraulic head loss remained practically constant across different BVF values and was considered negligible. In contrast, the increase in SP diameter led to greater head loss, indicating higher resistance to flow. The model validation was considered adequate in predicting the amount of biogas reaching the three-phase separator, with a relative error of only 4.2% compared to the experimental data. Therefore, it is concluded that the modeling approach was suitable for representing the

hydrodynamic behavior of the reactor. The results contribute to the improvement of UASB reactor design and operation, providing insights for its optimization.

**Keywords:** multiphase system; computational fluid dynamics; phase velocity; sludge deformation rate; pressure gradient; hydraulic head loss; Ansys CFX.

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

APHA	<i>American Public Health Association</i> (Associação Americana de Saúde Pública)
ANOVA	Análise de Variância
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO <sub>aplicada</sub>	Massa de DQO aplicada no reator
DQO <sub>removida</sub>	Massa de DQO removida no reator
CAPES	Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior
CCT	Centro de Ciências e Tecnologias
CFD	<i>Computational Fluid Dynamics</i> (Dinâmica de Fluidos Computacional)
CH <sub>4</sub>	Metano
CHV	Carga Hidráulica Volumétrica
CIBiogás	Centro Internacional de Energias Renováveis em Biogás
CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
COV	Carga Orgânica Volumétrica
COV <sub>aplicada</sub>	Carga orgânica volumétrica aplicada no reator
COV <sub>removida</sub>	Carga orgânica volumétrica removida no reator
EPS	<i>Extracellular Polymeric Substances</i> (Substâncias Poliméricas Extracelulares)
ETE	Estação De Tratamento De Esgoto
Funcap	Fundação Cearense de Apoio ao Desenvolvimento Científico e Tecnológico
FVA	Fração Volumétrica da Água
FVB	Fração Volumétrica do Biogás
FVL	Fração Volumétrica do Lodo
GEE	Gases do Efeito Estufa
LASAMB	Laboratório de Saneamento Ambiental
N	Nitrogênio

NBR	Norma Brasileira
ODS	Objetivos do Desenvolvimento Sustentável
ONU	Organização das Nações Unidas
P	Fósforo
PB	Produção de Biogás
pH	Potencial Hidrogeniônico
PL	Partícula de Lodo
PVC	Policloreto de Vinila
RMS	<i>Root Mean Square</i> (Resíduo Médio Quadrático)
SST	Sólidos Suspensos Totais
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo)
UFC	Universidade Federal do Ceará
UFCA	Universidade Federal do Cariri
UNIDO	<i>United Nations Industrial Development Organization</i> (Organização das Nações Unidas para o Desenvolvimento Industrial)
UTFPR	Universidade Tecnológica Federal do Paraná
VOF	Volume of Fluid (Volume de Fluido)
We	Número de Weber

## LISTA DE SÍMBOLOS

### ARÁBICOS

$a_p$	Coeficiente do volume de controle
$A$	Densidade de área interfacial (área interfacial por unidade de volume)
$A^*$	Área de contato superficial entre as fases contínua e dispersa
$c_{\alpha\beta}^{(d)}$	Termo de arraste interfacial
$C_D$	Coeficiente de arraste
$C_L$	Coeficiente de sustentação
$d$	Diâmetro
$d_p$	Diâmetro médio da fase dispersa
$g$	Gravidade
$k$	Energia cinética turbulenta
$m$	Fluxo mássico interfacial
$M$	Força interfacial total
$M_{\alpha\beta}^D$	Força de arraste
$N_i$	Função de forma para o nó i
$N_p$	Número total de fases presentes no domínio de cálculo
$n_w$	Vetor unitário normal apontando para fora da parede
$p$	Pressão
$P_k$	Turbulência produzida devido às forças viscosas e de empuxo
$P_{kb}$	Termo de produção de empuxo
$P_{abs}$	Pressão absoluta
$P_{ref}$	Pressão de referência
$P_{stat}$	Pressão estática

$Q$	Vazão volumétrica
$r$	Fração volumétrica
$r_\phi$	Desequilíbrio natural do volume de controle
Re	Número de Reynolds
$S$	Termo fonte
$S_o$	Concentração DQO afluente
$S_e$	Concentração DQO efluente
$t$	Tempo
$T$	Temperatura
$T_{\alpha\beta}^k$	Transferência interfacial para energia cinética turbulenta
$T_{\alpha\beta}^\varepsilon$	Taxa de dissipação turbulenta
$U$	Velocidade
$U_r$	Velocidade relativa
$Y_{obs}$	Coeficiente de produção de sólidos no sistema
$y_A$	Fração mássica do componente A
$y_B$	Fração mássica do componente B
$y_w$	Distância próxima à parede
$x, y, z$	Coordenadas cartesianas

## GREGOS

$\alpha$	Fase contínua (água)
$\beta$	Fase dispersa (biogás)
$\Delta\phi$	Variação da variável genérica no domínio
$\varepsilon$	Taxa de dissipação turbulenta
$\phi$	Variável genérica
$\phi_i$	Valor de $\phi$ para o nó i
$\Gamma$	Coeficiente de difusão escalar

$\Gamma_{\alpha\beta}$	Taxa de fluxo mássico interfacial
$\Gamma_{\alpha\beta}^+$	Taxa de fluxo mássico interfacial positivo
$\gamma$	Fase dispersa (lodo)
$\mu$	Viscosidade da fase transportada
$\mu_t$	Viscosidade turbulenta
$\theta$	Ângulo
$\rho$	Massa específica
$\rho_A$	Densidade do componente A
$\rho_B$	Densidade do componente B
$\rho_{mist}$	Densidade da mistura
$\sigma$	Tensão superficial
$\omega_A$	Massa molar do componente A
$\omega_B$	Massa molar do componente B
$\omega_{mist}$	Massa molar da mistura

## ESPECIAIS

$\frac{\partial}{\partial t}$	Derivada parcial com respeito ao tempo
$\frac{D}{Dt}$	Derivada substantiva
$\nabla$	Operador nabla
$\nabla \bullet$	Operador divergente
$\otimes$	Produto vetorial

## SUBSCRITOS

$i$	Referente à fase i
$M$	Força de campo externa
$\alpha$	Fase contínua

$\beta$	Fase dispersa
$MS\alpha$	Massa especificada pelo usuário
$ref$	Referência
$S$	Pressão dos sólidos

## **SOBRESCRITOS**

$D$	Arraste interfacial
$LUB$	Lubrificação na parede
$T$	Transposta

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Padrões de escoamento das fases líquida e gasosa em dutos verticais .....	38
Figura 2 – Abordagens para modelagem de escoamentos multifásicos: (a) Volume de Fluido, (b) Euleriana-Lagrangeana, (c) Euleriana-Euleriana .....	39
Figura 3 – Análise das forças do lodo granular em um escoamento ascendente .....	41
Figura 4 – Diagrama esquemático de um reator UASB .....	44
Figura 5 – Descrição das etapas metodológicas .....	56
Figura 6 – Coleta da água residuária produzida pelo frigorífico industrial .....	58
Figura 7 – ETE do frigorífico industrial .....	59
Figura 8 – Representação real do sistema experimental utilizado nesta pesquisa ..	59
Figura 9 – Representação esquemática do sistema experimental utilizado nesta pesquisa .....	60
Figura 10 – bomba peristáltica utilizada na alimentação do reator.....	61
Figura 11 – Dimensões do reator UASB utilizado nesta pesquisa .....	62
Figura 12 – Módulos que compõem o Ansys CFX .....	66
Figura 13 – Perfis da velocidade da água nas diferentes malhas .....	67
Figura 14 – Ilustração da geometria adotada para representar o reator UASB .....	68
Figura 15 – Ilustração da geometria do reator, com destaque dos elementos de separação de fases .....	69
Figura 16 – Ilustração da malha utilizada neste estudo, com detalhes da entrada da mistura (a), saída do biogás (interface líquido-gás) (b), defletor de gases (c), saída do líquido (d) e separador trifásico (e).....	70
Figura 17 – Ilustração da malha utilizada neste estudo, com detalhes das regiões de lodo (composta por leito e manta de lodo) e separação trifásica, além do compartimento de decantação .....	71
Figura 18 – Representação das alturas definidas ao longo da direção axial do reator UASB (plano vertical zx).....	85
Figura 19 – Representação da altura definida para avaliação das variáveis físicas na região de manta de lodo do reator UASB (plano vertical zx).....	86
Figura 20 – Representação do plano vertical zx .....	88
Figura 21 – Iso-superfícies da distribuição espacial da fração volumétrica do biogás para os casos 1, 2 e 3 .....	99
Figura 22 – Iso-superfícies da distribuição espacial da fração volumétrica do lodo para os casos 1, 2 e 3 .....	103
Figura 23 – Iso-superfícies da fração volumétrica do lodo (a), da fração volumétrica do Biogás (b), da velocidade do lodo (d) e da velocidade da água (d), para o caso 1.104	104
Figura 24 – ilustração da abertura de passagem para o compartimento de decantação do reator UASB pesquisado .....	107

Figura 25 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a) e das velocidades da água (b), do lodo (c) e do biogás (d), ao longo das alturas definidas no reator UASB, considerando os resultados das simulações numéricas do caso 1 .....	109
Figura 26 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a) e das velocidades da água (b), do lodo (c) e do biogás (d), ao longo das alturas definidas no reator UASB, considerando os resultados das simulações numéricas do caso 2 .....	110
Figura 27 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a) e das velocidades da água (b), do lodo (c) e do biogás (d), ao longo das alturas definidas no reator UASB, considerando os resultados das simulações numéricas do caso 3 .....	110
Figura 28 – Iso-superfícies da distribuição espacial da fração volumétrica da água para os casos 1, 2 e 3 .....	111
Figura 29 – Perfis das velocidades axiais da água obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas: (a) de 0,5 mm a 2,5 mm e (b) de 3,0 mm a 5,0 mm .....	113
Figura 30 – Perfis das velocidades axiais do lodo obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas: a) de 0,5 mm a 2,5 mm e b) de 3,0 mm a 5,0 mm .....	114
Figura 31 – Iso-superfícies da distribuição da fração volumétrica do lodo obtidas em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas, de 0,5 a 5,0 mm .....	115
Figura 32 – Perfis das velocidades axiais do biogás obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas: (a) de 0,5 mm a 2,5 mm e (b) de 3,0 mm a 5,0 mm .....	117
Figura 33 – Campo do vetor resultante de velocidade da água (a), do lodo (b) e do biogás (c) no reator, obtido da simulação numérica realizada com diâmetro do lodo igual a 3 mm.....	118
Figura 34 – Box-plot das velocidades axiais da água (a), do lodo (b) e do biogás (c), obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5,0 mm .....	119
Figura 35 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a), das frações volumétricas do lodo (b), das densidades de área interfacial lodo-água (c) e dos gradientes de velocidade da água (d) obtidos em simulações numéricas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo: de 0,5 mm a 2,5 mm e de 3,0 mm a 5,0 mm .....	121
Figura 36 – Número de Reynolds das partículas de lodo obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas, de 0,5 a 5,0 mm .....	123
Figura 37 – Campos de pressão absoluta no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás: casos 1, 2 e 3 .....	125
Figura 38 – Campos de pressão absoluta no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas, de 0,5 a 5,0 mm .....	126

Figura 39 – Campos de densidade da mistura no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás: casos 1, 2 e 3 .....	127
Figura 40 – Perfis das densidades da mistura multifásica obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes frações volumétricas de biogás: caso 1, caso 2 e caso 3 .....	128
Figura 41 – Campos de densidade da mistura no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5,0 mm.....	130
Figura 42 – Campos de pressão no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica, de $6 \times 10^{-5}$ a $1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .....	131

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Efluentes líquidos produzidos em atividades indústrias e outras aplicações tratados por reatores anaeróbios .....	46
Tabela 2 – Principais vantagens e limitações do tratamento anaeróbio de efluentes líquidos em sistemas de alta taxa .....	47
Tabela 3 – TDH para projetos de reatores UASB .....	50
Tabela 4 – Condições operacionais de projeto do reator UASB .....	63
Tabela 5 – Parâmetros analisados durante o monitoramento do reator UASB .....	64
Tabela 6 – Condições de contorno especificadas sobre o domínio tridimensional ...	81
Tabela 7 – Frações volumétricas das fases definidas nas condições de entrada da modelagem matemática .....	83
Tabela 8 – Propriedades físicas das fases.....	83
Tabela 9 – Métodos numéricos e critério de convergência para as simulações multifásicas.....	84
Tabela 10 – Resultados do monitoramento dos parâmetros físico-químicos determinados em amostras do afluente e do efluente do reator UASB.....	93
Tabela 11 – Valores das vazões volumétricas experimentais e numéricas de biogás .....	97
Tabela 12 – Distribuição das fases em diferentes alturas do reator .....	101
Tabela 13 – Velocidades médias das fases em diferentes alturas do reator .....	106
Tabela 14 – Taxa de deformação do lodo ( $s^{-1}$ ) em diferentes alturas do reator UASB .....	108
Tabela 15 – Resultados do teste de Tukey aplicado aos dados de densidade da mistura obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5,0 mm .....	129
Tabela 16 – Gradientes de pressão absoluta e TDH obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica, de $6 \times 10^{-5}$ a $1,4 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....	132
Tabela 17 – Resultados do teste de Tukey aplicado aos dados de pressão absoluta obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica, de $6 \times 10^{-5}$ a $1,4 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....	133

## **LISTA DE QUADROS**

Quadro 1 – Vantagens e limitações da modelagem matemática utilizada nesta pesquisa.....	136
---	-----

## SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO .....	25
1.1 Objetivos .....	29
1.1.1 Geral .....	29
1.1.2 Específicos .....	29
1.2 Hipóteses da pesquisa.....	30
1.3 Estrutura da tese .....	31
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	32
2.1 Fluidodinâmica computacional aplicada a biorreatores .....	32
2.2 Padrões de escoamento .....	36
2.3 Forças atuantes no lodo granular anaeróbio .....	40
2.4 Reator UASB .....	43
2.5 Parâmetros de projeto de reatores UASB.....	49
2.5.1 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica .....	49
2.5.2 Carga orgânica volumétrica .....	51
2.5.3 Velocidade superficial do fluxo .....	52
2.5.4 Estimativa da produção de biogás .....	53
2.5.5 Estimativa da produção de lodo .....	54
3 MATERIAIS E MÉTODOS.....	56
3.1 Operação e monitoramento do reator UASB .....	57
3.1.1 Descrição do sistema .....	57
3.1.2 Estabilidade e desempenho operacional.....	63
3.2 Numérica (simulações de CFD).....	65
3.2.1 Ansys CFX .....	65
3.2.2 Malha tridimensional .....	66
3.2.3 Modelagem multifásica.....	72

3.2.3.1 Modelagem considerando diferentes frações volumétricas de biogás	72
3.2.3.2 Modelagem considerando variados tamanhos das partículas de lodo	85
3.2.3.3 Análise numérica da pressão absoluta e da perda de carga aparente no interior do reator UASB nas diferentes condições operacionais simuladas....	87
3.2.3.4 Análise estatística.....	90
<b>4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>92</b>
4.1 Monitoramento do reator UASB.....	92
4.2 Escoamento trifásico.....	97
4.2.1 Validação do modelo .....	97
4.2.2 Simulações numéricas.....	99
4.2.2.1 Simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás .....	99
4.2.2.2 Simulações numéricas considerando variados tamanhos das partículas de lodo .....	112
4.2.2.2.1 Velocidade da água, do lodo e do biogás .....	112
4.2.2.2.2 Taxa de deformação do lodo.....	120
4.2.2.3 Análise dos campos de pressão absoluta no interior do reator UASB nas diferentes condições operacionais simuladas.....	125
4.2.2.3.1 Análise de sensibilidade.....	130
4.2.2.4 Análise da perda de carga hidráulica aparente .....	133
4.2.2.5 Vantagens e limitações da modelagem matemática utilizada .....	135
<b>5 CONCLUSÕES .....</b>	<b>137</b>
<b>6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....</b>	<b>140</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>141</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) têm sido uma tecnologia amplamente utilizada no tratamento de efluentes líquidos, sobretudo em regiões de clima tropical, contexto no qual o Brasil se destaca por possuir o maior parque de reatores anaeróbios do mundo, considerando-se sua aplicação no tratamento de efluentes sanitários (Chernicharo, 2016; Chernicharo *et al.*, 2018a). Embora sejam vastamente utilizados no tratamento de efluentes domésticos, sua aplicabilidade também se estende a uma variedade de efluentes industriais, incluindo os de atividade de abate de animais (Lettinga; Pol, 1991; Lim; Kim, 2014; Van Lier *et al.*, 2015; Musa *et al.*, 2019, 2020; Philipp *et al.*, 2021; Senadheera *et al.*, 2025).

Efluentes de frigoríficos industriais possuem elevadas concentrações de matéria orgânica, sólidos, óleos e graxas, patógenos e nutrientes (Bustillo-Lecompte; Mehrvar, 2015, 2016), sendo classificados, portanto, por órgãos ambientais brasileiros, dependendo do porte do empreendimento, como atividade de alto potencial poluidor degradador.

Quando não tratados, esses efluentes tornam-se um passivo ambiental, afetando as concentrações de oxigênio dissolvido nos corpos hídricos e resultando na mortandade da vida aquática (Sau *et al.*, 2024). Essa degradação ambiental coloca em risco a saúde pública e compromete o desenvolvimento sócioeconômico local, visto que ameaça a qualidade dos recursos naturais, como solo e água, para seus diversos usos, além de reduzir o potencial de valorização imobiliária na região afetada (Nicholls; Crompton, 2018; Silva, 2023; Yang *et al.*, 2024). Por outro lado, esses efluentes também representam um importante recurso em nutrientes valiosos, como nitrogênio e fósforo, cuja recuperação configura uma prática ambientalmente sustentável (Hasanoglu *et al.*, 2024).

A predileção por tecnologias anaeróbias de alta taxa, como os reatores UASB, em relação às aeróbias convencionais, geralmente se deve a uma série de vantagens, como o baixo consumo de energia elétrica, a redução da produção de lodo, a aplicação de elevadas cargas volumétricas, a menor demanda por nutrientes, o menor volume do reator e a produção de biogás com elevado teor de metano ( $\text{CH}_4$ ) (cerca de 50 a 70%) (Van Lier, 2008; Van Lier *et al.*, 2010; Chernicharo, 2016; Van Lier; Mahmoud; Zeeman, 2020).

Contudo, uma fração considerável do metano produzido é perdida na forma dissolvida no efluente de reatores UASB, em vez de ser captada no interior do separador trifásico (Souza; Chernicharo; Aquino, 2011; Stazi; Tomei, 2022). Essa ocorrência contribui para a emissão de gases de efeito estufa (GEE), com consequente intensificação do potencial de aquecimento global, e inviabiliza o aproveitamento do metano como uma fonte alternativa de energia, atrativa nas dimensões técnica, econômica e ambiental (Smith; Skerlos; Raskin, 2013; Crone *et al.*, 2016; Matabifard; Zaborowska; Makinia, 2018; Freitas *et al.*, 2022).

Ademais, apesar da ampla aplicação no tratamento de efluentes líquidos, reatores UASB requerem uma etapa de pós-tratamento para melhorar a qualidade do efluente e garantir o atendimento aos padrões ambientais de lançamento, especialmente no que diz respeito à remoção de microrganismos patogênicos, nutrientes e matéria orgânica remanescente (Chernicharo *et al.*, 2015; Daud *et al.*, 2018; Mai; Kunacheva; Stuckey, 2018).

Outro aspecto a ser considerado é que, apesar de ser interessante no contexto do aproveitamento energético do metano, produções elevadas de biogás em reatores UASB também podem proporcionar alteração nas velocidades de cada fase envolvida na mistura (água, lodo e biogás). Essa alteração, pode resultar, dentre outros fatores, no surgimento de zonas de recirculação, no arraste de sólidos e perdas de biogás (Ruttithiwapanich; Songkasiri; Ruenglertpanyakul, 2013; Das; Sarkar; Chaudhari, 2018; Brito, *et al.*, 2020; Hernández-Rodríguez *et al.*, 2023) e na intensificação das taxas de cisalhamento de grânulos anaeróbios (Wu *et al.*, 2015). Estas alterações podem comprometer a estabilidade e o desempenho operacional deste tipo de reator.

Em relação ao lodo, é importante relatar que o tamanho de suas partículas, especialmente na região da manta de lodo, exerce grande influência na distribuição das fases presentes no reator e na flutuabilidade e sedimentação dos grânulos. Essas características são fundamentais para garantir a participação efetiva do lodo no tratamento do substrato, essencial para otimizar a produção de metano. Vale destacar que o diâmetro dos grânulos de lodo varia ao longo desse processo devido, dentre outros fatores, ao crescimento e à decomposição dos microrganismos, ao cisalhamento, às colisões entre os próprios grânulos e às interações desses com outras superfícies, como a parede do reator (Tassew *et al.*, 2019).

Considerando a importância de entender como variações nas propriedades físicas das bolhas de biogás e das partículas de lodo, juntamente com suas interações mútuas e com a água, influenciam o escoamento da mistura trifásica em reatores UASB, é fundamental desenvolver pesquisas focadas nesses aspectos. Esta compreensão é relevante para otimizar as condições operacionais do reator em diferentes aplicações práticas.

Contudo, por se constituírem em um sistema trifásico contínuo, reatores UASB são inseridos na classe dos sistemas multifásicos que, dependendo dos parâmetros de escoamento e características do sistema, como velocidade, densidade, dispersão e fração volumétrica das fases, assim como taxa de reações bioquímicas, podem apresentar diferentes regimes de escoamento. Dessa forma, a análise conjunta dos parâmetros físicos e bioquímicos envolvidos no escoamento deste tipo de reator é bastante complexa (Brito *et al.*, 2020).

Diante da complexidade metodológica inerente a avaliação com rigor científico da dinâmica do escoamento trifásico, constituído pelas fases líquida, sólida e gasosa, em um reator UASB, operando com variados percentuais de biogás e diferentes tamanhos de partículas de lodo, a simulação numérica tridimensional utilizando a dinâmica de fluidos computacional (CFD, do inglês *Computational Fluid Dynamics*) apresenta-se como uma alternativa viável. Esta metodologia emprega modelos matemáticos pré-definidos e implementados em softwares capazes de simular modelos complexos em computadores de alto desempenho. Quando combinada com dados reais de reatores em operação, permite a validação do modelo proposto e facilita a análise das condições teóricas e práticas.

Ressalta-se que Brito *et al.* (2020) e Lima *et al.* (2011), ao estudarem o escoamento multifásico em reatores UASB tratando efluentes domésticos, nos espaços 3D e 2D respectivamente, desenvolveram uma modelagem matemática adequada para representar a física do problema estudado. Porém, a validação dos dados numéricos foi realizada com as concentrações de sólidos suspensos na saída do reator e com a distribuição da pressão ao longo do reator. Diante deste fato é importante verificar a possibilidade de se desenvolver uma modelagem matemática e simulação numérica, com validação real dos dados numéricos obtidos a partir da vazão volumétrica do biogás captado no separador trifásico.

Bastiani *et al.* (2021) e Brito *et al.* (2020) observaram que são poucos os estudos encontrados na literatura que abordam CFD no contexto do escoamento

trifásico. Bastiani, Kennedy e Reynolds (2023) concluíram, a partir de sua revisão sobre simulação CFD de reatores anaeróbicos de lodo granular, que persiste uma lacuna no conhecimento centrada na ausência de validação de um modelo trifásico para cada uma das fases envolvidas no escoamento.

Outrossim, aprofundar o entendimento do problema investigado permitirá fornecer diretrizes importantes para projetistas no dimensionamento de reatores UASB considerando diferentes aplicações práticas. Isso contribuirá para obter o desempenho operacional necessário para atender aos padrões de lançamento de efluentes em corpos receptores. Ademais, essa abordagem auxilia na promoção da produção e coleta de metano, contribuindo para o desenvolvimento sustentável.

Este conhecimento também propicia o atendimento de Objetivos do Desenvolvimento Sustentável (ODS), da Agenda 2030, da Organização das Nações Unidas (ONU), com destaque para o ODS 6 - Água Potável e Saneamento, que busca garantir a disponibilidade e a gestão sustentável da água e do saneamento para todas e todos. Além disso, tem implicações em outros ODS, como o ODS 3 - Saúde e Bem-estar; o ODS 7 - Energia Limpa e Acessível; o ODS 11 - Cidades e Comunidades Sustentáveis; o ODS 13 - Ação Contra a Mudança Global do Clima e o ODS 14 - Vida na Água (ONU, 2015), o que reforça a relevância desta pesquisa no âmbito social, tecnológico e ambiental.

Neste contexto, o presente estudo adota uma abordagem combinada, experimental e numérica, com o objetivo de descrever o escoamento trifásico em um reator UASB. Na etapa experimental, a obtenção de dados operacionais foi realizada a partir do monitoramento de um reator UASB em escala reduzida, utilizado no tratamento de efluente proveniente de uma indústria frigorífica. Tais dados experimentais foram utilizados para subsidiar e validar o estudo numérico, o qual consistiu na aplicação de uma modelagem matemática tridimensional, por meio de CFD, a um domínio computacional representativo do reator investigado.

No âmbito do estudo numérico, a modelagem validada foi utilizada para simular cenários de variação nas frações volumétricas de biogás (0,026; 0,13 e 0,26) e nos tamanhos das partículas de lodo (0,5 a 5 mm). Essa abordagem permite aprofundar a compreensão dos fenômenos envolvidos no escoamento considerando diferentes concentrações de biogás e tamanhos dos grânulos de lodo, propiciando, portanto, subsídios para a otimização do dimensionamento e do desempenho operacional de reatores UASB.

## 1.1 Objetivos

### 1.1.1 Geral

Realizar um estudo numérico e experimental para descrever o escoamento trifásico de um reator UASB utilizado no tratamento de efluente de frigorífico industrial, com ênfase na análise da influência da fração volumétrica de biogás e do tamanho das partículas de lodo sobre a dinâmica do sistema.

### 1.1.2 Específicos

- i. Analisar o desempenho e a estabilidade operacional do reator UASB pesquisado, obtendo, simultaneamente, dados experimentais que subsidiem a definição das condições de contorno e a validação da modelagem numérica aplicada ao escoamento trifásico;
- ii. Validar a modelagem numérica por meio da comparação dos resultados simulados e dos dados experimentais, notadamente em relação a quantidade de biogás captada pelo separador trifásico, expressa em termos de vazão volumétrica;
- iii. Identificar o efeito de diferentes frações volumétricas de biogás nos campos das frações volumétricas das fases líquida, sólida e gasosa presentes no escoamento;
- iv. Investigar a influência de diferentes frações volumétricas de biogás nas velocidades e na distribuição das fases, assim como na taxa de deformação do lodo em diferentes cotas do reator pesquisado;
- v. Descrever o efeito do tamanho das partículas de lodo nos perfis das velocidades das fases da mistura e da taxa de deformação do lodo na manta de lodo;
- vi. Determinar, numericamente, os gradientes de pressão ao longo da direção axial do reator, considerando diferentes frações volumétricas de biogás e tamanhos de partículas de lodo, além de realizar uma análise de sensibilidade dos gradientes de pressão em função de diferentes velocidades ascensionais da mistura trifásica;
- vii. Avaliar a perda de carga aparente no reator nos diferentes cenários simulados.

## 1.2 Hipóteses da pesquisa

- i. A modelagem para escoamentos multifásicos dispersos com transferência interfacial (aproximação Euleriana–Euleriana) é capaz de representar adequadamente a dinâmica do escoamento trifásico de um reator UASB, sendo validada a partir da comparação entre dados numéricos e experimentais.
- ii. A modelagem validada permite a simulação de diferentes cenários de operação, servindo como ferramenta para a compreensão de fenômenos complexos no interior do reator e para subsidiar melhorias no seu dimensionamento e desempenho.
- iii. A elevação da fração volumétrica de biogás no interior do reator UASB intensifica a taxa de deformação das partículas de lodo, em função do aumento das tensões de cisalhamento geradas pelas interações entre o escoamento ascendente das bolhas de biogás e da água com o movimento descendente das partículas de lodo. Esse fenômeno influencia diretamente a dinâmica de sedimentação e o acúmulo de biomassa, podendo ser analisado por meio de simulação numérica multifásica.
- iv. Os diferentes tamanhos de partículas de lodo (de 0,5 a 5 mm) afetam a dinâmica do escoamento trifásico, modificando os padrões de velocidade, a distribuição e a interação entre as fases, além de influenciar a taxa de deformação da fase sólida. Esses fatores impactam diretamente a movimentação e o acúmulo das partículas de lodo no interior do reator. Tais efeitos podem ser previstos e analisados por meio de simulações CFD baseadas na abordagem multifásica Euleriana–Euleriana.

As hipóteses i e ii estão fundamentadas na replicação e validação de abordagens previamente desenvolvidas, com o objetivo de estabelecer uma modelagem numérica consistente e definir suas condições de contorno adequadas. Essa etapa serve de base para a aplicação nas hipóteses iii e iv, as quais representam o foco central da presente tese, ao explorar cenários e variáveis ainda pouco investigados na literatura, aprofundando o uso de simulações numéricas no contexto de reatores UASB.

### 1.3 Estrutura da tese

Esta tese está organizada em seis seções, que abordam de forma detalhada a temática pesquisada, conforme descrito a seguir:

- 1 Introdução - apresenta o contexto do estudo, os objetivos, a justificativa, as hipóteses e a organização geral da tese.
- 2 Fundamentação teórica - apresenta uma revisão dos principais conceitos, teorias e estudos prévios relacionados ao tema, com ênfase nos aspectos associados à dinâmica dos fluidos computacional, aos padrões de escoamento, às forças atuantes sobre o lodo granular, bem como ao funcionamento e aos parâmetros de projeto de reatores UASB.
- 3 Materiais e métodos - descreve detalhadamente os procedimentos experimentais e numéricos adotados, incluindo a caracterização do reator, o monitoramento das variáveis, os parâmetros utilizados e a abordagem computacional empregada (CFD).
- 4 Resultados e discussão - apresenta os principais achados da pesquisa, incluindo a discussão dos resultados experimentais, dos resultados numéricos e do processo de validação da modelagem. A modelagem validada também é utilizada na análise de diferentes cenários de escoamento, permitindo uma compreensão aprofundada do comportamento do sistema. Ademais, são evidenciadas as principais vantagens e limitações da abordagem numérica adotada, com uma discussão crítica fundamentada na literatura especializada.
- 5 Conclusões - resume os principais resultados do estudo.
- 6 Sugestões para trabalhos futuros - propõe possíveis linhas de investigação que poderão dar continuidade a este estudo, considerando as limitações identificadas e apontando novas possibilidades de aprofundamento.

## 2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

### 2.1 Fluidodinâmica computacional aplicada a biorreatores

Compreender o comportamento fluidodinâmico de reatores biológicos é fundamental para identificar problemas de projeto e operação que podem comprometer o desempenho e a estabilidade do processo de tratamento utilizado (Cruz *et al.*, 2016). Conforme destacado por López-Jiménez *et al.* (2015), nos últimos anos, as técnicas de CFD têm sido amplamente aplicadas na caracterização da hidrodinâmica e do transporte de massa em unidades de tratamento de águas residuárias. Essa abordagem tem proporcionado uma compreensão mais detalhada do comportamento do escoamento, o que favorece a otimização do projeto e da operação dessas unidades.

Em reatores anaeróbios de lodo granular, a fluidodinâmica interna é fortemente influenciada pela interação entre as fases líquida (água), sólida (partículas de lodo) e gasosa (bolhas de biogás), o que pode provocar alterações significativas no padrão de escoamento. Nesse contexto, a Dinâmica dos Fluidos Computacional, ou *Computational Fluid Dynamics* (CFD) tem se destacado como uma ferramenta amplamente adotada para a análise e otimização do comportamento hidrodinâmico desses sistemas, sendo recorrente em estudos publicados nas últimas décadas (Bastiani; Kennedy; Reynolds, 2023; Brito *et al.*, 2020).

O desenvolvimento dos primeiros programas de simulação em CFD ocorreu no início da década de 1990, período em que também foram criados algoritmos matemáticos avançados, cuja aplicação demandava computadores de alto desempenho. Desde então, a CFD tem evoluído como uma abordagem robusta, capaz de fornecer soluções numéricas para a previsão e análise de fenômenos físicos e físico-químicos relacionados ao escoamento de fluidos em domínios computacionais que representam, de forma aproximada, o comportamento real dos escoamentos (Rocha, 2017).

Diversos softwares são amplamente utilizados na modelagem por CFD. Entre os comerciais, destacam-se Ansys Fluent, Ansys CFX, CFD++ e STAR-CCM+, enquanto o OpenFOAM se sobressai como uma das principais alternativas de código aberto (Sundén; Fu, 2017).

Na abordagem CFD, as equações de conservação de massa, de conservação da quantidade de movimento e de energia são resolvidas por meio de métodos numéricos. A solução dessas equações possibilita prever parâmetros relevantes do sistema, como campos de velocidade, frações volumétricas, temperatura, tensão de cisalhamento, taxas de deformação, perfis de pressão e concentrações de espécies químicas em um escoamento. Dessa maneira, a dinâmica dos fluidos computacional constitui-se como uma ferramenta robusta para analisar o escoamento de fluidos, bem como os fenômenos de transferência de massa e calor (Wang *et al.*, 2015).

De acordo com Rocha (2017), a dinâmica dos fluidos computacional representa uma ferramenta poderosa para a simulação e análise de problemas de natureza variada em diferentes ramos da engenharia. O autor evidencia seu uso por meio de diversas áreas de aplicação e exemplos representativos, os quais são destacados a seguir:

- Engenharia Aeronáutica: aerodinâmica de aviões, turbinas e asas;
- Engenharia Química: reatores, geração de energia e transferência de calor/massa;
- Engenharia Mecânica: sistemas automotivos, motores e fluidos lubrificantes;
- Engenharia Ambiental: dispersão de poluentes no solo, na atmosfera e em corpos d'água, hidráulica e saneamento.

A CFD tem sido amplamente aplicada na modelagem e simulação de processos físicos em biorreatores utilizados no tratamento de diferentes tipos de águas residuárias, tanto domésticas quanto industriais (Vesvikar; Al-Dahhan, 2005; Ren *et al.*, 2009; Lima *et al.*, 2011; Cruz *et al.*, 2016; Brito *et al.*, 2020; Bastiani *et al.*, 2021; Cisneros *et al.*, 2021; Hao; Shen, 2021; Abyaneh *et al.*, 2021; Bastiani *et al.*, 2023).

A compreensão dos escoamentos monofásico e multifásico no interior de diferentes tipos de reatores tem sido explorada por diversos autores na literatura especializada. Nesse contexto, as técnicas de CFD vêm ganhando destaque por sua capacidade de simular o comportamento hidrodinâmico desses reatores e permitir análises mais detalhadas dos processos internos. Destacam-se algumas pesquisas que aplicaram a CFD em reatores anaeróbios:

- Lima *et al.* (2011) realizaram um estudo teórico e experimental para avaliar a fluidodinâmica de um reator UASB operando com água residuária doméstica, com o objetivo de contribuir para a melhoria do desempenho dos dispositivos de separação de fases. Na etapa numérica, foram conduzidas simulações com o *software* comercial ANSYS CFX 10.0, considerando diferentes condições de escoamento. Os resultados obtidos foram comparados com dados experimentais de pressão e concentração de sólidos suspensos na saída do reator. As discrepâncias observadas foram reduzidas, e a concordância entre os valores simulados e medidos foi considerada satisfatória.
- Hao e Shen (2012) avaliaram a distribuição de água em tanques de sedimentação por meio de simulações de CFD, aplicadas a um tanque típico de 20 m de diâmetro. Utilizando o modelo multifásico Euleriano-Euleriano com três fases (água, lodo granular e ar), os autores compararam quatro configurações de projeto de entrada. Os resultados mostraram que nenhum dos métodos avaliados alcançou distribuição completamente uniforme, apresentando pelo menos 10% de desvio padrão nas taxas de fluxo. Contudo, os métodos com canal variado se destacaram pelo melhor desempenho, especialmente quando associados a aberturas variáveis ou largura de canal fixa, sendo recomendados para aplicação prática.
- Rocha (2017) aplicou técnicas de CFD para analisar a hidrodinâmica de reatores UASB com diferentes configurações: formato convencional em escala de bancada e formato 'Y' em escala piloto. As simulações de escoamento foram realizadas com o *software* comercial Ansys CFX, e os resultados numéricos apresentaram boa concordância com os dados experimentais.
- Li *et al.* (2022) utilizaram simulações CFD para caracterizar o escoamento de em sistemas de digestão anaeróbica com alto teor de sólidos, visando a otimização do processo de mistura, além de avaliar o escoamento de gás em fluidos não newtonianos. Foram analisados parâmetros como energia de mistura, padrão e ângulo de entrada dos bicos. Os autores observaram que o aumento do teor de sólidos eleva o

índice de consistência dos resíduos, enquanto maiores diâmetros de reator reduzem zonas mortas e ampliam o gradiente de velocidade. A entrada de gás disperso mostrou-se mais eficaz do que a centralizada, especialmente com bicos simetricamente dispostos a 45° com a tangente horizontal da parede do reator.

Com base em publicações recentes em repositórios nacionais e internacionais, os pesquisadores que utilizaram CFD para estudar biorreatores utilizados no tratamento de águas residuárias têm, de maneira geral, se concentrado em:

- Avaliar diferentes inclinações do defletor de gases, com o objetivo de analisar sua influência no campo de velocidade dentro de um reator UASB (Brito *et al.*, 2020);
- Investigar o comportamento hidrodinâmico das três fases envolvidas no reator UASB (Bastiani *et al.*, 2021);
- Analisar diferentes configurações do elemento de separação de fases desenvolvidas para reatores de fluxo ascendentes, reatores UASB e reatores de leito de lodo granular expandido (EGSB, do inglês *Expanded Granular Sludge Bed - EGSB*) (Hao; Shen, 2021);
- Avaliar e comparar a eficiência de diferentes configurações do sistema de distribuição de esgoto para gerar condições ideais de granulação (Cisneros *et al.*, 2021);
- Avaliar as condições de mistura em um reator de digestão anaeróbica em escala industrial, determinando diferentes parâmetros, como padrões de velocidade, zonas mortas e distribuição de tempo de residência (Abyaneh *et al.*, 2022);
- Avaliar o efeito da presença de bolhas de biogás na hidrodinâmica de um reator UASB em diferentes temperaturas operacionais (Hernández-Rodríguez *et al.*, 2023);
- Compreender o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB de pequena escala por meio de simulação CFD, considerando diferentes vazões de operação, e comparar os resultados numéricos com dados reais (Rocha *et al.*, 2023).

## 2.2 Padrões de escoamento

De acordo com Ranade (2002), quando duas ou mais fases se movimentam relativamente entre si, uma variedade de regimes de escoamento pode ser observada. Esses regimes podem ser classificados inicialmente com base nas fases termodinâmicas envolvidas, como gás-líquido, gás-sólido, gás-líquido-sólido, líquido-líquido e líquido-sólido. Quanto à topologia do escoamento, destacam-se os seguintes regimes (Ishii, 1975 *apud* Ranade, 2002):

- escoamento disperso: nesse regime, todas as fases, exceto uma, estão presentes como partículas dispersas (descontínuas) que se movem através de um fluido contínuo. Um exemplo típico desse padrão é o escoamento em reatores coluna de bolha, onde o gás (fase dispersa) flui através do líquido (fase contínua);
- escoamento estratificado: caracterizam-se pela ausência de fases em forma de partículas descontínuas. Todas as fases escoam de maneira semi-contínua, formando interfaces bem definidas entre si. Exemplos típicos incluem o fluxo em filme, fluxo anular e fluxo em jato.
- escoamento de mistura: apresentam simultaneamente partículas dispersas e interfaces semi-contínuas. Exemplos incluem fluxo anular com gotas (onde o líquido escoa como um filme anular nas paredes do tubo, enquanto gotas permanecem suspensas no núcleo gasoso) e fluxo anular com bolhas (em que bolhas de gás atravessam o filme líquido anular).

Uma classificação mais detalhada é apresentada por Paladino (2005), que descreve os principais padrões de escoamento observados em sistemas de líquido e gás em dutos verticais (Figura 1):

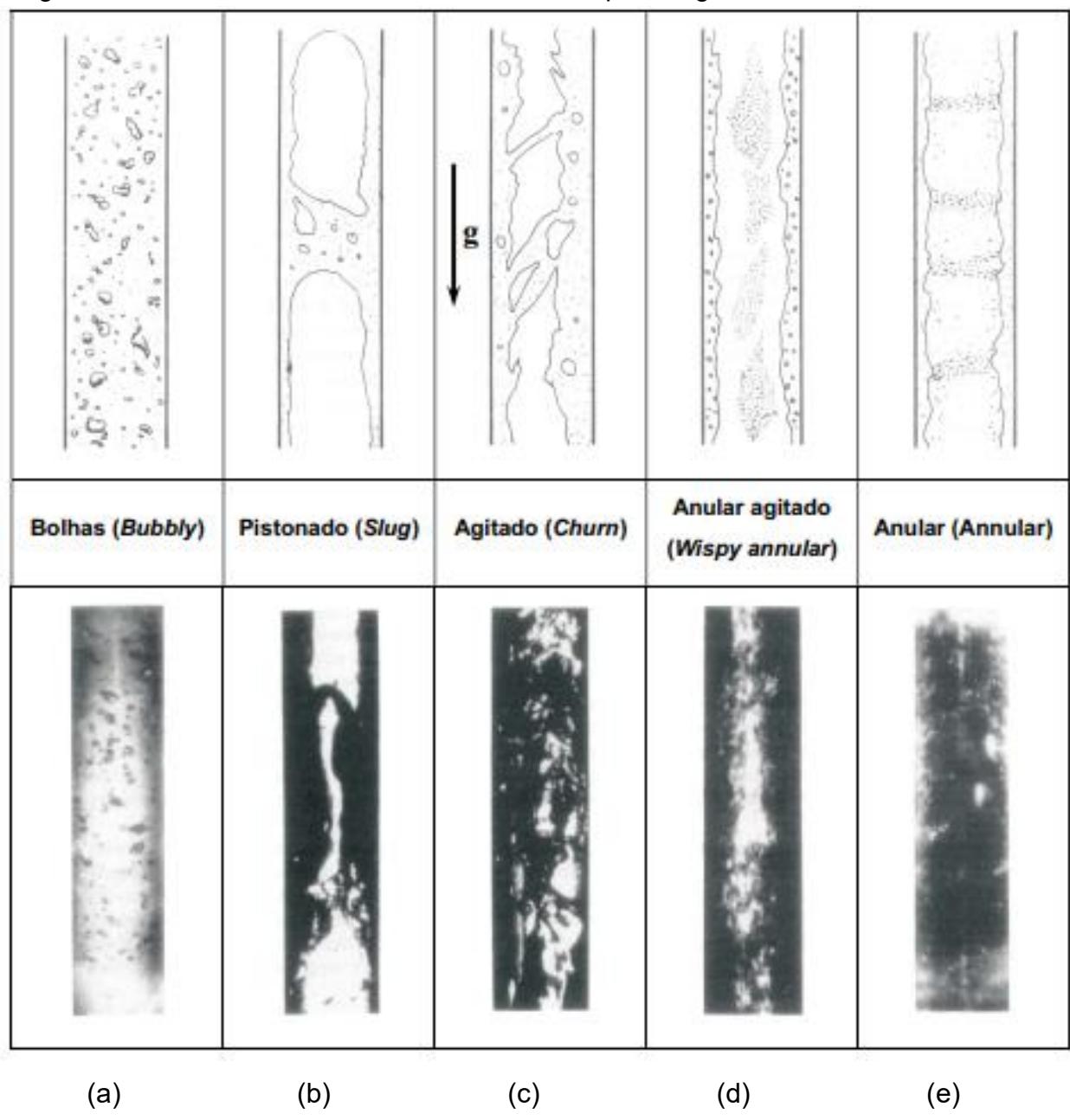
- Escoamento de bolhas (Figura 1 a): caracteriza-se pela presença da fase gasosa em forma de bolhas, que podem variar em tamanho e formato, desde esféricas até alongadas. Essas bolhas estão dispersas de maneira discreta ao longo da fase contínua, que é líquida.
- Escoamento pistonado (Figura 1 b): caracterizado pela presença de bolhas com diâmetro próximo ao do duto, resultantes da coalescência de pequenas bolhas, consequência do aumento da fração volumétrica de gás no escoamento. A porção superior dessas bolhas apresenta

formato esférico, enquanto o gás é separado da parede do duto por uma fina camada de líquido que escoa lentamente para baixo. Entre duas bolhas sucessivas, encontra-se uma camada líquida que pode conter bolhas menores dispersas.

- Escoamento agitado (Figura 1 c): resultante da instabilidade do escoamento pistonado, que provoca a fragmentação das bolhas de maior diâmetro e gera um escoamento caótico na região central do tubo, forçando o deslocamento do líquido em direção às paredes.
- Escoamento anular com bolhas (Figura 1 d): caracteriza-se por uma camada relativamente espessa de líquido ao longo das paredes, contendo bolhas de gás dispersas. Na região central, o gás predomina, apresentando uma quantidade significativa de líquido disperso na forma de gotas.
- escoamento anular (Figura 1 e): caracteriza-se pelo escoamento do líquido ao longo das paredes do duto, formando uma película fina, enquanto o gás escoa predominantemente pela região central. A presença de gotas ou bolhas dispersas é mínima em ambas as fases.

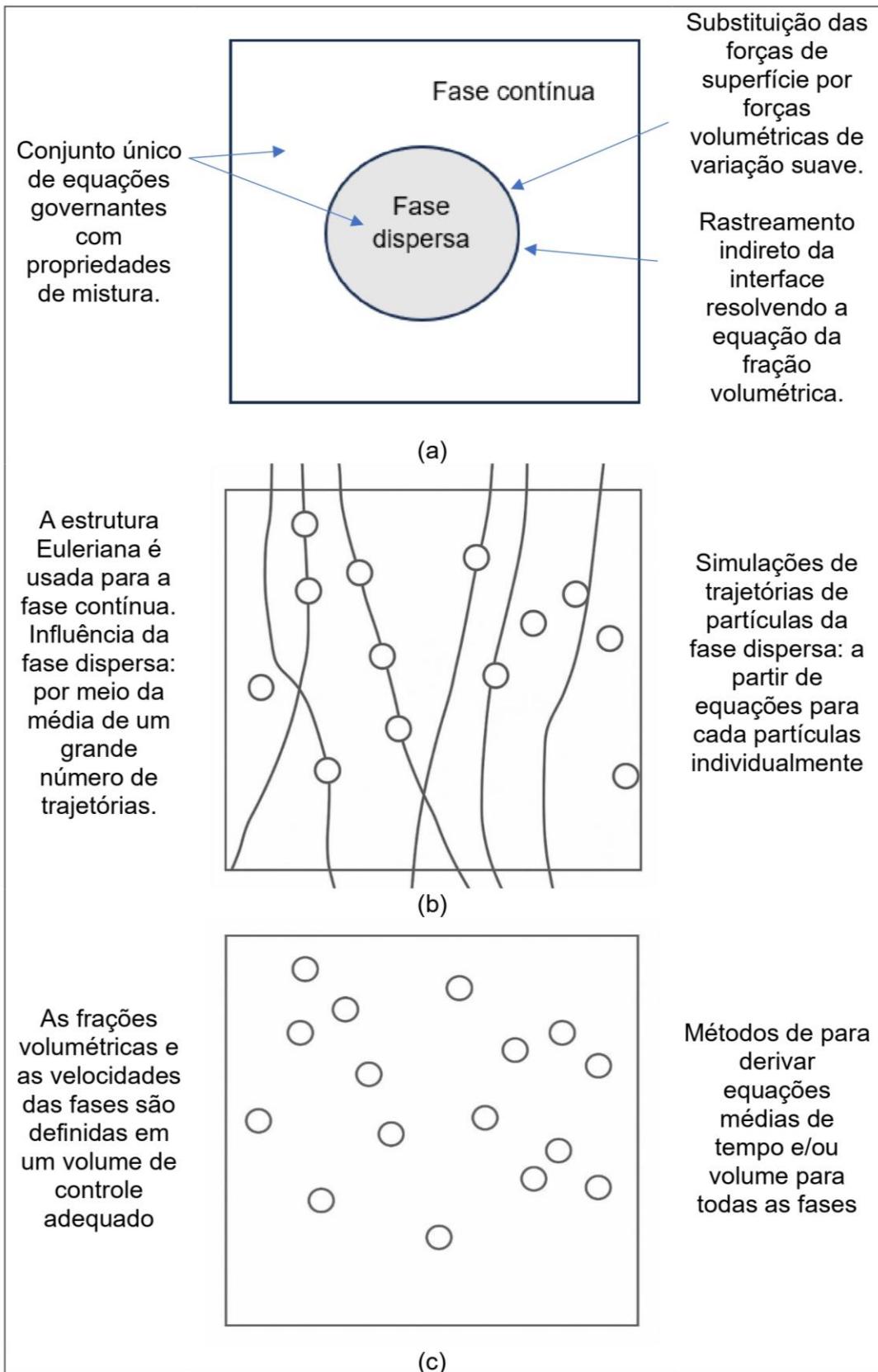
No contexto da modelagem de escoamentos multifásicos, alguns esquemas de aproximação podem ser adotados para derivar as equações governantes (Lima, 2008). Conforme destacado por Ranade (2002), essas abordagens geralmente seguem um dos seguintes modelos (Figura 2): (a) Volume de Fluido (VOF), o qual adota uma descrição Euleriana para ambas as fases, em que as forças de interação entre as fases são ajustadas com base em uma distribuição volumétrica; (b) Euleriana-Lagrangeana, cuja fase contínua é descrita no referencial Euleriano, enquanto as fases dispersas (como partículas ou gotas) são tratadas com uma abordagem Lagrangiana, acompanhando suas trajetórias de forma individual; ou (c) Euleriana-Euleriana, neste modelo todas as fases são descritas por meio de uma formulação Euleriana, sem representação explícita da interface entre elas.

Figura 1 – Padrões de escoamento das fases líquida e gasosa em dutos verticais



Fonte: Paladino (2005).

Figura 2 – Abordagens para modelagem de escoamentos multifásicos: (a) Volume de Fluido, (b) Euleriana-Lagrangeana, (c) Euleriana-Euleriana



Fonte: Adaptada de Ranade (2002).

### 2.3 Forças atuantes no lodo granular anaeróbio

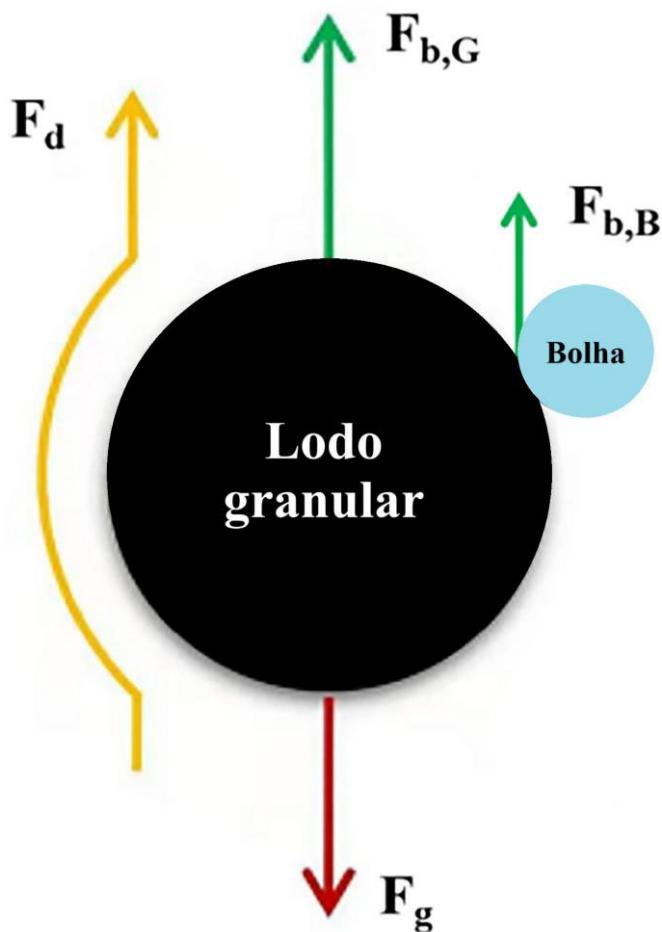
A sedimentação e/ou a flutuabilidade de partículas de lodo em um fluxo ascendente estão relacionadas à interação de forças que influenciam em seu comportamento.

De acordo com Zhao *et al.* (2022), a flutuação e a sedimentação de partículas de lodo granular anaeróbio na região de manta podem ser caracterizadas como o movimento livre de partículas discretas. Essa abordagem simplifica as colisões partícula-partícula e partícula-parede, em razão da baixa concentração dessas partículas na referida região.

O lodo granular anaeróbio possui uma densidade aparente variável, influenciada pelo armazenamento e liberação de biogás em seu interior. O aprisionamento de bolhas reduz essa densidade, favorecendo a flutuação dos grânulos na região da manta, especialmente quando sua densidade se aproxima da do líquido circundante, geralmente água. Esse fenômeno aumenta o risco de arraste dos grânulos, sendo mais frequente em sistemas com maior produção de biogás, como os reatores UASB. O tamanho crítico das bolhas é definido por um modelo de aprisionamento, que permite prever o comportamento do lodo granular, avaliando o equilíbrio entre sedimentação e flutuação (Zhao *et al.*, 2022).

Neste contexto, a Figura 3 ilustra o equilíbrio de forças atuantes no lodo granular em um escoamento ascendente constante, fundamentada no modelo de aprisionamento de bolha. A análise dessas forças foi embasada no estudo de Wang e Zheng (2017) e, principalmente, na pesquisa de Zhao *et al.* (2022).

Figura 3 – Análise das forças do lodo granular em um escoamento ascendente



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

Gravidade ( $F_g$ ): força que atua sobre os grânulos, determinada por seu tamanho e densidade. A expressão matemática que descreve essa força é apresentada na Equação 1 (Zhao *et al.*, 2022). Nesta pesquisa, foram considerados diferentes diâmetros de partículas de lodo, enquanto a densidade foi mantida constante, conforme dados da literatura.

$$F_g = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p g \quad (1)$$

Considerando que:

$F_g$  = gravidade granular (N);

$d_p$  = diâmetro do lodo granular (mm);

$\rho_p$  = densidade média do lodo granular ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ );

$g$  = aceleração da gravidade, que é igual  $9,81 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$ .

**Flutuabilidade ( $F_b$ ):** A flutuabilidade que age sobre o grânulo discreto vai além de sua flutuabilidade natural, uma vez que as bolhas de biogás aprisionadas proporcionam uma força ascendente adicional ao grânulo (Equação 2, Equação 2 (a) a e Equação 2 (b)) (Zhao *et al.*, 2022). Neste contexto, Feng *et al.* (2020) destacam que a interação entre bolhas de biogás, compostas por metano ( $\text{CH}_4$ ) e dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), e o lodo granular anaeróbio ainda carece de entendimento completo.

$$F_b = F_{b,G} + F_{b,B} \quad (2)$$

Sendo:

$$F_{b,G} = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_w g \quad (2 \text{ a})$$

$$F_{b,B} = \frac{\pi}{6} d_b^3 \rho_b g \quad (2 \text{ b})$$

Considerando que:

$F_b$  = flutuabilidade (N);

$F_{b,G}$  = flutuabilidade natural do grânulo (N);

$F_{b,B}$  = flutuabilidade adicional das bolhas de biogás presas ao grânulo (N);

$d_p$  = diâmetro do lodo granular (mm);

$d_b$  = diâmetro da bolha de biogás (mm);

$\rho_w$  = densidade da água residuária ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ );

$g$  = aceleração da gravidade, que é igual  $9,81 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$ .

**Força de arraste ( $F_d$ ):** refere-se à força exercida pelo fluxo hidráulico ascendente em um grânulo de lodo dentro de um reator (como o UASB), especialmente no ponto crítico de flutuação. Esse ponto é caracterizado por um estado de equilíbrio estático, no qual o grânulo permanece suspenso no fluido, sem subir (flutuar) ou descer (sedimentar). Nessa condição, a força de arraste é responsável por manter o grânulo em posição estável. Assim,  $F_d$  pode ser calculado através das Equações 3, 4 e 5 (Zhao *et al.*, 2022).

$$F_d = C_d \frac{\pi d_p^2}{4} \frac{\rho_w u^2}{2} \quad (3)$$

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{6}{1 + \sqrt{Re}} + 0,4 \quad (4)$$

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} \quad (5)$$

Considerando que:

$F_d$  = força de arraste (N);

$u$  = velocidade de sedimentação de um grânulo de partícula discreta ( $m \cdot s^{-1}$ );

$C_d$  = coeficiente de arraste empírico obtido em função do número de Reynolds (Re);

$\mu$  = viscosidade do fluido ( $Pa \cdot s$ ).

## 2.4 Reator UASB

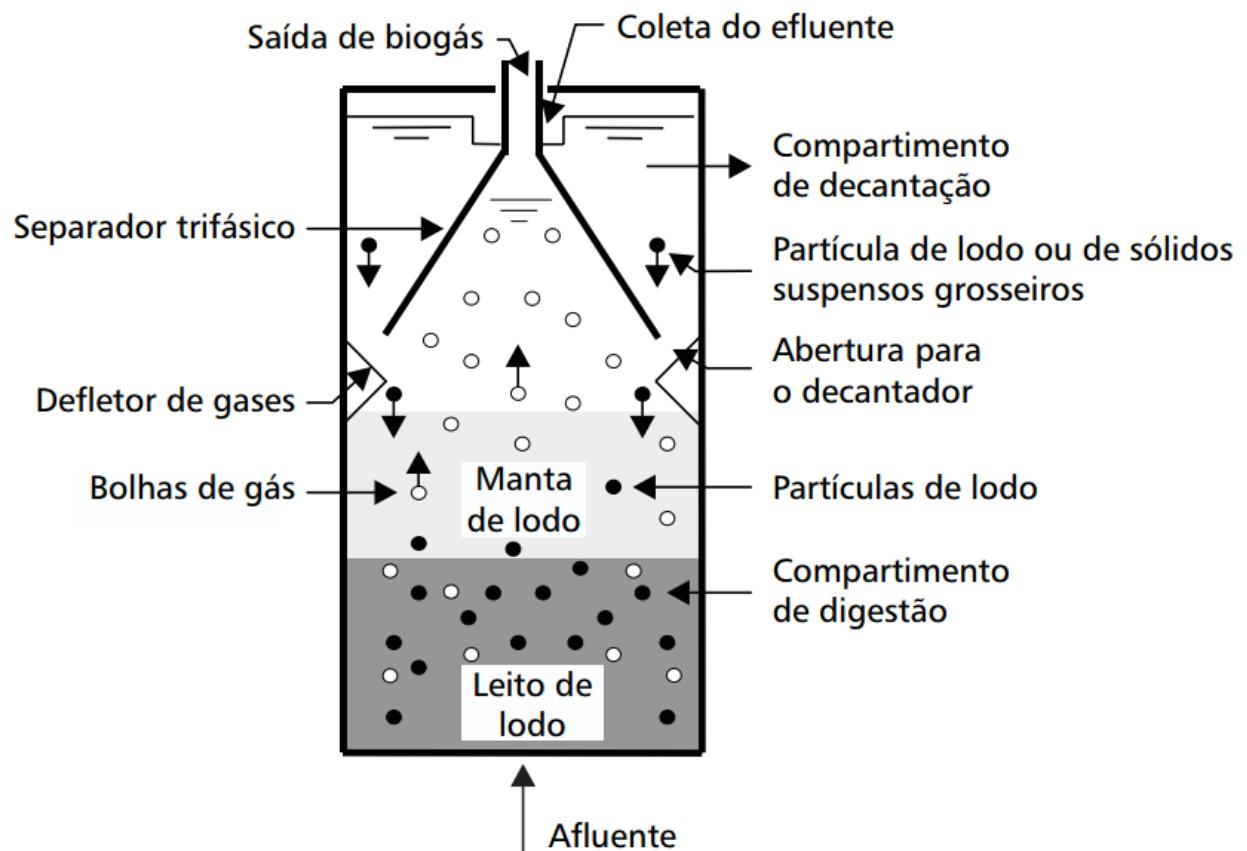
O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB, do inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) foi desenvolvido na década de 1970, na Universidade de Wageningen, na Holanda, pelo pesquisador Gatze Lettinga e seus colaboradores (Van Haandel; Lettinga, 1994).

Como ilustrado na Figura 4, de forma simplificada, o funcionamento do reator UASB inicia-se com a entrada do esgoto por sua base, que se desloca em fluxo ascendente através da região de lodo. Esta região é composta por duas camadas principais: o leito de lodo, uma camada de lodo densa com intensa atividade biológica e elevada sedimentabilidade, e, logo acima, a manta de lodo, caracterizada por partículas de lodo mais dispersas e com menor velocidade de sedimentação. Juntas, essas camadas formam o compartimento de digestão (Van Haandel; Lettinga, 1994; Lima, 2008; Chernicharo, 2016).

À medida que o esgoto percorre o compartimento de digestão, ele entra em contato direto com o lodo biológico, promovendo o processo de digestão anaeróbia. Como resultado desse processo, ocorre a produção de biogás, uma fonte de energia renovável devido ao seu elevado teor de metano (Muñoz *et al.*, 2015). Esse gás pode ser recuperado e aproveitado energeticamente na própria estação de tratamento de

esgoto (ETE), como energia mecânica, térmica e/ou elétrica (Possetti *et al.*, 2018), o que contribui para a redução das emissões de GEE (Achinas; Achinas; Euverink, 2017; Milani; Bidhendi, 2024). Além disso, há o aumento da massa de lodo, que permanece retida no interior do reator, desempenhando um papel ativo no processo de tratamento e promovendo a melhoria da qualidade do efluente, evidenciada pela redução da carga orgânica aplicada (Van Haandel; Lettinga, 1994; Campos, 1999; Lima, 2008; Chernicharo, 2016).

Figura 4 – Diagrama esquemático de um reator UASB



Fonte: Campos (1999).

Reconhecido por sua vasta aplicabilidade, esse sistema é utilizado no tratamento de diversos tipos de águas residuárias, tanto domésticas quanto industriais (Ghangrekar; Asolekar; Joshi, 2005). Nesse contexto, a NBR 9800/1987 estabelece uma classificação para os diferentes tipos de efluentes líquidos. O efluente doméstico é definido como a mistura líquida resultante do uso da água para higiene pessoal e funções fisiológicas humanas, enquanto o efluente industrial é classificado com base em sua origem e nas características específicas de cada tipo de indústria, abrangendo

aqueles gerados em áreas de processamento industrial, incluindo os provenientes dos processos produtivos, das águas utilizadas para limpeza operacional e de outras fontes que contenham poluentes resultantes dos produtos utilizados ou gerados no próprio estabelecimento industrial. Por sua vez, o efluente sanitário é caracterizado como a combinação de efluente doméstico, efluente industrial, água de infiltração e contribuições pluviais indesejadas (ABNT, 1987).

Em aplicações voltadas para o tratamento de efluentes domésticos os reatores UASB destacam-se por sua aplicação em larga escala, sendo capazes de atender populações equivalentes de até um milhão de habitantes. Um exemplo representativo é a ETE Onça, localizada em Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil (Chernicharo *et al.*, 2015).

Em um estudo abrangente, Chernicharo *et al.* (2018b) analisaram as tecnologias predominantes no tratamento de efluente sanitário nas regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste do Brasil, identificando um total de 658 ETEs baseadas em reatores UASB, com capacidade global instalada para atender aproximadamente 22 milhões de habitantes.

No que se refere aos efluentes líquidos de origem industrial, o reator UASB possui aplicabilidade em diversos tipos de efluentes, incluindo aqueles de abatedouros (Del Nery *et al.*, 2008; Gonçalves *et al.*, 2023; Silva *et al.*, 2025; Simeão *et al.*, 2025; Souza *et al.*, 2025), destilarias de etanol (Souza; Fuzaro; Polegato, 1992; Cruz-Salomón *et al.*, 2017), papel e celulose (Bakraoui *et al.*, 2020), suinocultura (Pereira; Campos; Moterani, 2010), refinaria de petróleo (Rastegar *et al.*, 2011) e laticínios (Ramasamy *et al.*, 2004).

Em uma perspectiva mais ampla, as tecnologias de tratamento anaeróbio têm sido aplicadas ao tratamento de diversos tipos de efluentes líquidos provenientes de diferentes setores industriais e outras aplicações específicas, conforme ilustrado na Tabela 1 (Metcalf; Eddy, 2016).

Tabela 1 – Efluentes líquidos produzidos em atividades indústrias e outras aplicações tratados por reatores anaeróbios

<b>Indústria de alimentos e bebidas</b>	
Destilarias de álcool	Abatedores e embalagem de carnes
Cervejarias	Fabricação de refrigerantes
Indústria de laticínios	Produção de amido
Processamento de alimentos	Processamento de açúcar
Processamento de peixes	Processamento de Vegetais
Processamento de frutas	
<b>Outras aplicações</b>	
Indústria química	Lixiviado de aterro
Água subterrânea contaminada	Indústria farmacêutica
Efluentes domésticos	Polpa de celulose e papel

Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

Na Tabela 2, são apresentados os principais aspectos positivos e negativos do tratamento anaeróbio de esgoto em sistemas de alta taxa, destacando suas vantagens e limitações em relação ao tratamento aeróbio, especificamente quando comparado ao processo de lodo ativado.

O reator UASB destaca-se por seu desempenho operacional consistente, atribuído principalmente à formação de lodo granular, uma estrutura densa composta por diversas comunidades de microrganismos anaeróbios, que atuam de maneira sinérgica na degradação da matéria orgânica (Pol *et al.*, 2004; Bhunia; Ghangrekar, 2008; Chernicharo, 2016). O lodo granular se acumula no leito de lodo. À medida que o efluente é introduzido pela base do reator e se desloca em sentido ascendente, ocorre uma intensa interação entre o substrato e o lodo granular. Nesse processo, a maior parte da matéria orgânica biodegradável é convertida em biogás, composto principalmente por metano, dióxido de carbono e outros gases, que se dispersam, promovendo a suspensão do lodo. O movimento das bolhas de biogás, em conjunto com a geometria do reator, intensifica a mistura interna e contribui para a eficiência do processo de tratamento (Van Haandel; Lettinga, 1994; Fang; Chui; Li., 1994; Torkian; Eqbali; Hashemian, 2003; Pol *et al.*, 2004; Abbasi; Abbasi, 2012; Tauseef; Abbasi; Abbasi, 2013; Mullai *et al.*, 2020).

Tabela 2 – Principais vantagens e limitações do tratamento anaeróbio de efluentes líquidos em sistemas de alta taxa

Vantagens
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Economias substanciais em termos de custos operacionais, chegando a 90%, pois não é necessária energia para aeração.</li> <li>• Redução de 40-60% nos custos de investimento, pois menos unidades de tratamento são necessárias.</li> <li>• A depender da escala de implantação, o CH<sub>4</sub> produzido é de interesse para a recuperação de energia na forma de eletricidade e/ou produção de calor.</li> <li>• As tecnologias não fazem uso de equipamentos de alta tecnologia, exceto para as bombas de alimentação e peneiras finas. O sistema é menos dependente de tecnologias importadas.</li> <li>• O processo é robusto e pode lidar com elevadas cargas hidráulicas e orgânicas periódicas.</li> <li>• As tecnologias são compactas, com TDHs médios entre 6 e 9 horas, adequadas para aplicação em áreas urbanas, minimizando os custos de transporte.</li> <li>• Aplicações em pequena escala permitem tratamento descentralizado, diminuindo a dependência de redes coletoras.</li> <li>• A produção de lodo de excesso é baixa, sendo este estabilizado e de fácil deságue, não requerendo unidades específicas de tratamento.</li> <li>• Os nutrientes (N e P) são retidos no efluente, assegurando a possibilidade de utilização para fins agrícolas.</li> </ul>
Limitações
<ul style="list-style-type: none"> <li>• O efluente anaeróbio exige pós-tratamento para atender a critérios de lançamento ou reuso.</li> <li>• O CH<sub>4</sub> produzido encontra-se amplamente dissolvido no efluente, dependendo da concentração de DQO e da temperatura do líquido. Até o presente, nenhuma (ou apenas muito poucas) medida foram tomadas para evitar que o CH<sub>4</sub> escape para a atmosfera.</li> <li>• O CH<sub>4</sub> coletado geralmente não é recuperado ou queimado.</li> <li>• A aplicação do tratamento anaeróbio de esgoto doméstico em baixas temperaturas requer longos tempos de detenção hidráulica (TDHs) e, portanto, grandes volumes de reatores, o que limita a viabilidade do processo.</li> <li>• Gases como o H<sub>2</sub>S, que se encontram dissolvidos no efluente, podem escapar, causando problemas de odor.</li> </ul>

Fonte: Van Lier; Mahmoud; Zeeman, (2020).

A formação do lodo granular no interior do reator UASB é um processo complexo que envolve interações físicas, químicas e biológicas, ocorrendo de maneira espontânea quando as condições ambientais são adequadas para a autoimobilização dos microrganismos anaeróbios (Tay; Xu; Teo, 2000; Bhunia; Ghangrekar, 2008; Vlyssides; Barampouti; Mai, 2008a). Entre os principais fatores que influenciam essa

formação estão a temperatura, o pH e a disponibilidade de nutrientes, que favorecem a agregação da biomassa suspensa, resultando na formação de grânulos discretos e bem definidos (Vlyssides; Barampouti; Mai, 2009).

Esses grânulos se caracterizam por seu tamanho, densidade e estabilidade estrutural, propriedades essenciais para garantir a adequada flutuabilidade e sedimentação no reator (Abbasi; Abbasi, 2012). No entanto, para acelerar o estabelecimento do regime estacionário, caracterizado pela eficiência de remoção de sólidos suspensos e matéria orgânica, é recomendada a utilização de um inóculo de lodo granular previamente adaptado ao tipo de efluente a ser tratado no reator (Tay; Yan, 1996; Campos, 1999; Tay; Xu; Teo, 2000; Bhunia; Ghangrekar, 2008; Mainardis; Buttazzoni; Goi, 2020).

Em virtude dessa abordagem, o sistema passa a suportar altas cargas volumétricas, permitindo que o reator opere com tempos de detenção hidráulica (TDH) reduzidos, geralmente entre 6 e 9 horas. Isso resulta em um elevado tempo de retenção celular (idade do lodo), fator que, por sua vez, contribui para a redução do tamanho dos equipamentos e dos custos de implantação. Além disso, essa abordagem torna o sistema menos dependente de tecnologias importadas, favorecendo a sua aplicabilidade em diferentes contextos (Lettinga *et al.*, 1997; Aiyuk *et al.*, 2006; Majumder; Gupta, 2008; Vlyssides; Barampouti; Mai, 2009; Rajakumar *et al.*, 2012; Metcalf; Eddy, 2016; Van Lier; Mahmoud; Zeeman, 2020).

Outro aspecto fundamental do reator UASB é a presença do separador trifásico, dispositivo responsável por promover a separação adequada das três fases presentes no sistema: líquida (efluente), gasosa (bolhas de biogás) e sólida (grânulos de lodo). De acordo com Van Lier, Mahmoud e Zeeman (2020), o separador trifásico desempenha diversas funções essenciais no funcionamento do reator UASB, entre as quais se destacam:

- capturar e direcionar o biogás produzido durante o processo de digestão anaeróbia, conduzindo-o de maneira para fora do reator;
- reduz a turbulência compartimento de decantação, o que favorece a sedimentação do lodo;
- promove a remoção do lodo, utilizando mecanismos como sedimentação, floculação e/ou retenção na manta de lodo;
- limitar a expansão do leito de lodo no compartimento de digestão;

- minimiza ou evita que as partículas de lodo flutuantes sejam removidas junto com o efluente tratado, garantindo que permaneçam no sistema e preservando a eficiência do processo;
- realizar algum polimento do efluente em relação aos sólidos em suspensão, melhorando a qualidade do efluente final.

Em razão da capacidade limitada dos reatores UASB em remover organismos patogênicos (vírus, bactérias, protozoários e helmintos), nutrientes (nitrogênio e fósforo) e matéria orgânica remanescente, assim como em assegurar que a qualidade do efluente atenda às exigências da legislação ambiental vigente, recomenda-se a adoção de tecnologias de pós-tratamento. Dentre as opções comumente utilizadas em conjunto com esses reatores, destacam-se as lagoas de polimento, uma alternativa considerada vantajosa sob os aspectos técnico, econômico e ambiental (Chernicharo, 2006).

## **2.5 Parâmetros de projeto de reatores UASB**

Um reator UASB adequadamente projetado é capaz de promover satisfatória eficiência na remoção da carga orgânica, tanto em termos de demanda química de oxigênio (DQO) quanto de demanda bioquímica de oxigênio (DBO). Para garantir esse desempenho, é fundamental observar diretrizes técnicas nas etapas de projeto, construção e operação do sistema (Chernicharo, 2016).

### **2.5.1 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica**

Define-se carga hidráulica volumétrica (CHV) como a vazão volumétrica de água residuária que entra no reator, por unidade de volume útil dele (Equação 6). Por outro lado, o TDH, que é o inverso da CHV, representa o tempo em que a água residuária permanece no interior de um reator antes de ser descarregada (Equação 7) (Chernicharo, 2016).

$$CHV = \frac{Q}{V} \tag{6}$$

considerando que:

CHV = carga hidráulica volumétrica ( $m^3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ );

$Q$  = vazão ( $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ );

$V$  = volume do reator ( $\text{m}^3$ ).

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (7)$$

considerando que:

TDH = tempo de detenção hidráulica (d).

Tendo como base pesquisas experimentais, Chernicharo (2016) recomenda que a carga hidráulica volumétrica não exceda  $5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ , valor correspondente a um TDH de aproximadamente 4,8 horas.

A Tabela 3 apresenta diretrizes para determinar os TDHs no dimensionamento de reatores UASB aplicados ao tratamento de águas residuárias domésticas, de modo a considerar a temperatura da água residuária, bem como as vazões volumétricas médias e máximas.

**Tabela 3 – TDH para projetos de reatores UASB**

Temperatura da água residuária (°C)	Tempo de detenção hidráulico	
	Para $Q_{\text{média}}$	Para $Q_{\text{máxima}}$
15 a 18	$\geq 10$	$\geq 7$
18 a 22	$\geq 8$	$\geq 5,5$
22 a 25	$\geq 7$	$\geq 4,5$
$> 25$	$\geq 6$	$\geq 4$

Fonte: Chernicharo (2016).

Conforme as disposições da ABNT (2011), estabelecidas na NBR 12.209 de 2011, no dimensionamento de um reator UASB, para uma vazão média, levando em conta a temperatura média da água residuária no mês mais frio do ano e a capacidade volumétrica (tamanho) do reator, o TDH deve atingir, no mínimo:

- 6 horas para temperatura da água residuária superior a 25 °C;
- 7 horas para temperatura da água residuária entre 22 °C e 25 °C;

- 8 horas para temperatura da água residuária entre 18 °C e 21 °C;
- 10 horas para temperatura da água residuária entre 15 °C e 17 °C.

### **2.5.2 Carga orgânica volumétrica**

De acordo com Chernicharo (2016), a carga orgânica volumétrica (COV) é definida como a quantidade de matéria orgânica, expressa em termos de massa, que é aplicada diariamente em um reator por unidade de volume útil (Equação 8).

$$COV = \frac{Q \cdot S}{V} \quad (8)$$

considerando que:

COV = carga orgânica volumétrica ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ );

Q = vazão ( $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ );

S = concentração de substrato afluente ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3}$ );

V = volume do reator ( $\text{m}^3$ ).

Dessa forma, conhecendo a vazão e a concentração do esgoto a montante, a COV também pode ser parâmetro de dimensionamento do volume do reator, calculado através da Equação 9:

$$V = \frac{Q \cdot S}{COV} \quad (9)$$

considerando que:

V = volume do reator ( $\text{m}^3$ );

Q = vazão ( $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ );

S = concentração de substrato afluente ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3}$ );

COV = carga orgânica volumétrica ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ).

Efluentes de origem industrial tendem a apresentar concentrações elevadas de matéria orgânica. A literatura especializada indica que cargas orgânicas da ordem de  $45 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  podem ser aplicadas com sucesso em unidades-piloto. No entanto, os valores usualmente adotados no dimensionamento de reatores UASB têm sido, em geral, inferiores a  $15 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ . Para esse tipo de efluente,

COV é o parâmetro determinante para o dimensionamento do volume do reator. Em contrapartida, para esgotos domésticos, a COV típica situa-se na faixa de 2,5 a 3,5 kgDQO·m<sup>-3</sup>·d<sup>-1</sup> (Chernicharo, 2016).

### **2.5.3 Velocidade superficial do fluxo**

A velocidade superficial do fluxo é determinada pela relação entre a vazão afluente e a área de seção transversal do reator, conforme descrito na Equação 10, podendo também ser calculada pela razão entre a altura e o tempo de detenção hidráulica, conforme a Equação 11 (Chernicharo, 2016). Esse parâmetro deve ser definido de maneira criteriosa, uma vez que, se dimensionado inadequadamente, pode afetar as condições hidrodinâmicas do escoamento, além de comprometer a interação entre o substrato e o lodo.

$$v = \frac{Q}{A} \quad (10)$$

considerando que:

v = velocidade superficial ou ascensional do fluxo (m·h<sup>-1</sup>);

Q = vazão (m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>);

A = área da seção transversal do reator (m<sup>2</sup>).

$$v = \frac{Q \cdot H}{V} = \frac{H}{TDH} \quad (11)$$

considerando que:

H = altura do reator (m);

V = volume operacional do reator (m<sup>3</sup>);

TDH = tempo de detenção hidráulica (d).

De acordo com as disposições da NBR 12.209/2011, que estabelece diretrizes para a elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários, recomenda-se que, no compartimento de digestão de reatores UASB, a velocidade ascensional seja igual ou inferior a 0,7 m·h<sup>-1</sup> sob vazão média, e permaneça abaixo de 1,2 m·h<sup>-1</sup> na condição de vazão máxima.

Ademais, a velocidade de passagem do efluente entre o compartimento de digestão e o de decantação deve ser igual ou inferior a  $2,5 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$  para a vazão média e a  $4 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$  para a vazão máxima (ABNT, 2011).

#### **2.5.4 Estimativa da produção de biogás**

Conforme Chernicharo (2016), a estimativa da produção volumétrica de biogás pode ser obtida com base na determinação da carga de DQO afluente ao reator UASB, que é convertida em metano, utilizando-se as seguintes equações:

- Transformação da carga de DQO em metano (Equação 12).

$$DQO_{CH_4} = Q \cdot (S_0 - S) - Y_{obs} \cdot Q \cdot S_0 \quad (12)$$

considerando que:

$DQO_{CH_4}$  = carga de DQO convertida em metano ( $\text{kgDQO}_{CH_4} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$Q$  = vazão do esgoto afluente ( $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ );

$S_0$  = concentração de DQO afluente ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3}$ );

$S$  = concentração de DQO efluente ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3}$ );

$Y_{obs}$  = coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO (0,11 a 0,23  $\text{kgDQO}_{\text{lodo}} \cdot \text{kgDQO}_{\text{aplicada}}^{-1}$ ).

- Conversão da massa de metano ( $\text{kgDQO}_{CH_4} \cdot \text{d}^{-1}$ ) em produção volumétrica ( $\text{m}^3 CH_4 \cdot \text{d}^{-1}$ ) (Equações 13 e 14).

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)} \quad (13)$$

considerando que:

$Q_{CH_4}$  = produção volumétrica de metano ( $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ );

$f(T)$  ao fator de correção para a temperatura operacional do reator ( $^{\circ}\text{C}$ ) ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3}$ ).

$$f(T) = \frac{P \cdot K_{DQO}}{R \cdot (273 + T)} \quad (14)$$

considerando que:

P = pressão atmosférica (1 atm);

K<sub>DQO</sub> = DQO correspondente a um mol de CH<sub>4</sub> (64 gDQO.mol<sup>-1</sup>);

R = constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K);

T = temperatura operacional do reator (°C).

- c) Produção volumétrica de biogás, obtida a partir da produção volumétrica de metano e do teor de metano esperado ou medido experimentalmente no reator UASB (Equação 15).

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (15)$$

considerando que:

Q<sub>biogás</sub> = produção volumétrica do biogás (m<sup>3</sup>·d<sup>-1</sup>);

Q<sub>CH<sub>4</sub></sub> = produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>·d<sup>-1</sup>);

C<sub>CH<sub>4</sub></sub> = concentração de metano no biogás (%), valores típicos situando-se entre 70% e 80% para reatores que operam com efluentes de origem doméstica.

### **2.5.5 Estimativa da produção de lodo**

De acordo com Chernicharo (2016), a produção de lodo em reatores UASB pode ser estimada utilizando a Equação 16:

$$P_{lodo} = Y \times CO_{DQO} \quad (16)$$

considerando que:

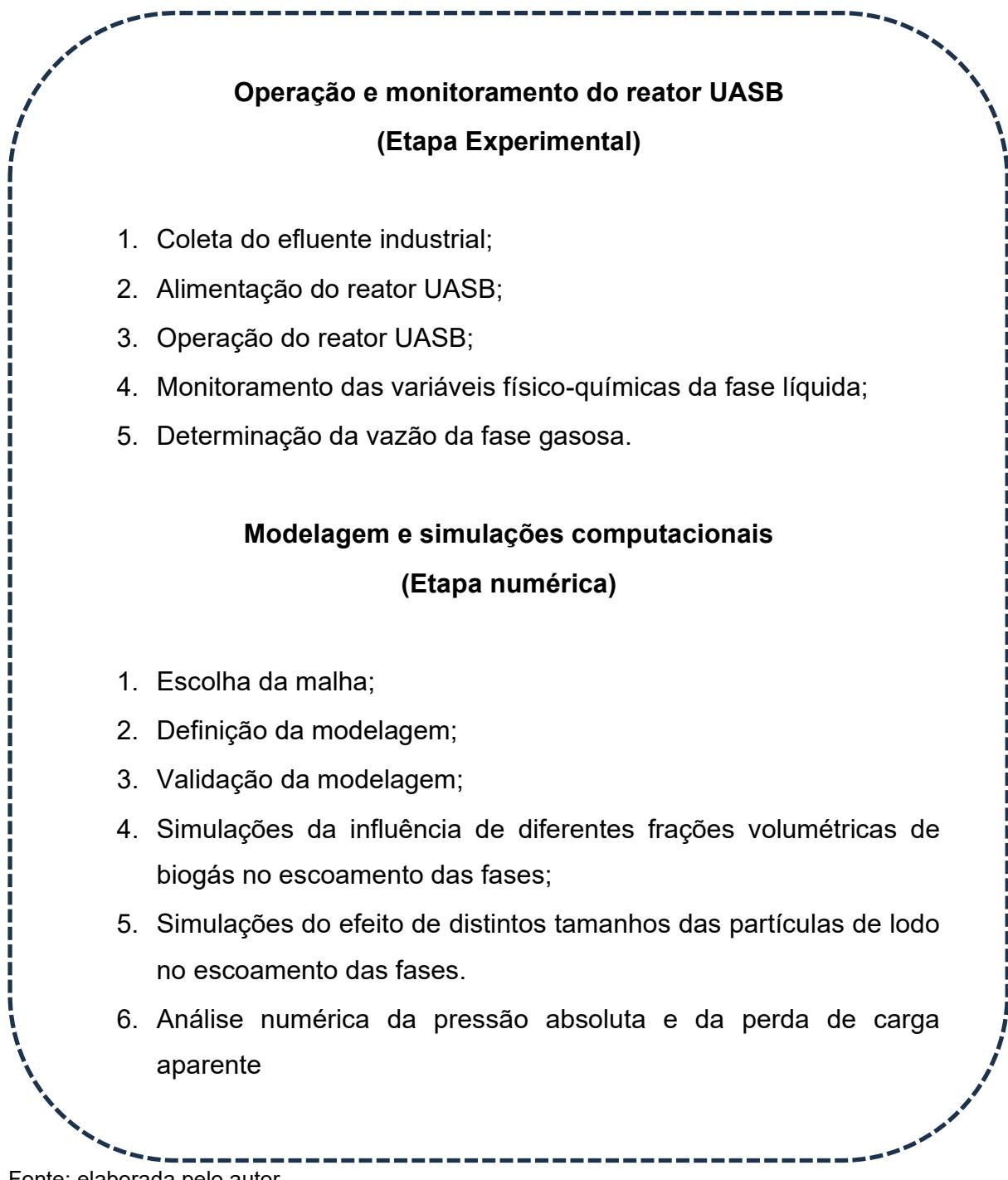
P<sub>lodo</sub> = produção de sólidos no sistema (kgSST·d<sup>-1</sup>);

Y = coeficiente de sólidos no sistema ( $\text{kgSST} \cdot \text{kgDQO}_{\text{aplicada}}^{-1}$ ), a literatura reporta valores para esgotos domésticos variando de 0,1 a 0,2  $\text{kgSST} \cdot \text{kgDQO}_{\text{aplicada}}^{-1}$ ;  
 $\text{CO}_{\text{DQO}}$  = Carga de DQO aplicada ao sistema ( $\text{kgDQO} \cdot \text{d}^{-1}$ ).

### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

Esta pesquisa combinou métodos experimentais e simulações numéricas para investigar o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB. A metodologia adotada foi estruturada em duas etapas desenvolvidas de forma simultânea, conforme descrito de maneira esquemática na Figura 5.

Figura 5 – Descrição das etapas metodológicas



Fonte: elaborada pelo autor.

A parte experimental consistiu no monitoramento do desempenho e da estabilidade operacional de um reator UASB, em escala reduzida, utilizado no tratamento de águas residuárias provenientes de uma indústria frigorífica, obtendo-se, de forma concomitante, dados experimentais necessários à definição das condições de entrada da modelagem utilizada e à sua posterior validação.

Após a aquisição dos dados experimentais, prosseguiu-se com a definição da abordagem numérica, a qual constitui o foco central desta pesquisa e tem como finalidade analisar o comportamento do escoamento trifásico, formado pelas fases líquida (água residuária), sólida (partículas de lodo) e gasosa (bolhas de biogás), no interior de um reator UASB.

Ressalta-se que, após etapas iniciais de análise experimental e validação do modelo (objetivos específicos i e ii), a modelagem definida foi utilizada para avaliar como diferentes frações volumétricas de biogás (0,025, 0,13 e 0,26) e tamanhos das partículas de lodo (de 0,5 a 5 mm) influenciam nos parâmetros hidrodinâmicos do reator.

### **3.1 Operação e monitoramento do reator UASB**

#### ***3.1.1 Descrição do sistema***

Esta pesquisa foi conduzida em um reator UASB, em escala reduzida, com volume útil de 24 litros, no modelo convencional, confeccionado em policloreto de vinila. O reator foi operado sob condições ambientais, com temperatura média da massa líquida de 29°C e pressão atmosférica de aproximadamente 101.000 Pa, conforme verificação diária da temperatura operacional e com base na pressão atmosférica registrada no posto pluviométrico mais próximo da área do experimento.

Como substrato, utilizou-se a água residuária proveniente do processo produtivo do Frigorífico Industrial do Cariri, localizado no Município de Juazeiro do Norte - CE. A composição da água residuária é predominantemente uma mistura dos efluentes gerados durante o banho de animais, a lavagem dos currais e a limpeza das áreas e instrumentos utilizados no abate. Esses efluentes são encaminhados para a ETE do frigorífico (Figura 6). De acordo com Bustillo-Lecompte, Mehrvar e Quiñones-Bolños (2013) as águas residuárias produzidas em abatedouros são constituídas, principalmente, por fezes, urina, sangue, fiapos, gordura, carcaças, sobras da produção, alimentos não digeridos nos intestinos dos animais abatidos, assim como,

da limpeza de vísceras, de pisos e utensílios utilizados durante o abate de animais. Todos esses componentes contribuem para a carga de poluentes nesse tipo de água resíduária.

Figura 6 – Coleta da água resíduária produzida pelo frigorífico industrial



Fonte: acervo do autor.

A água resíduária foi coletada na ETE do frigorífico industrial (Figura 7), em uma unidade situada após o tratamento preliminar, o qual inclui a remoção de gordura e sólidos. Ressalta-se que essa indústria realiza o abate de bovinos e suínos, além do processamento de subprodutos, como couro e sangue.

Figura 7 – ETE do frigorífico industrial



Fonte: acervo do autor.

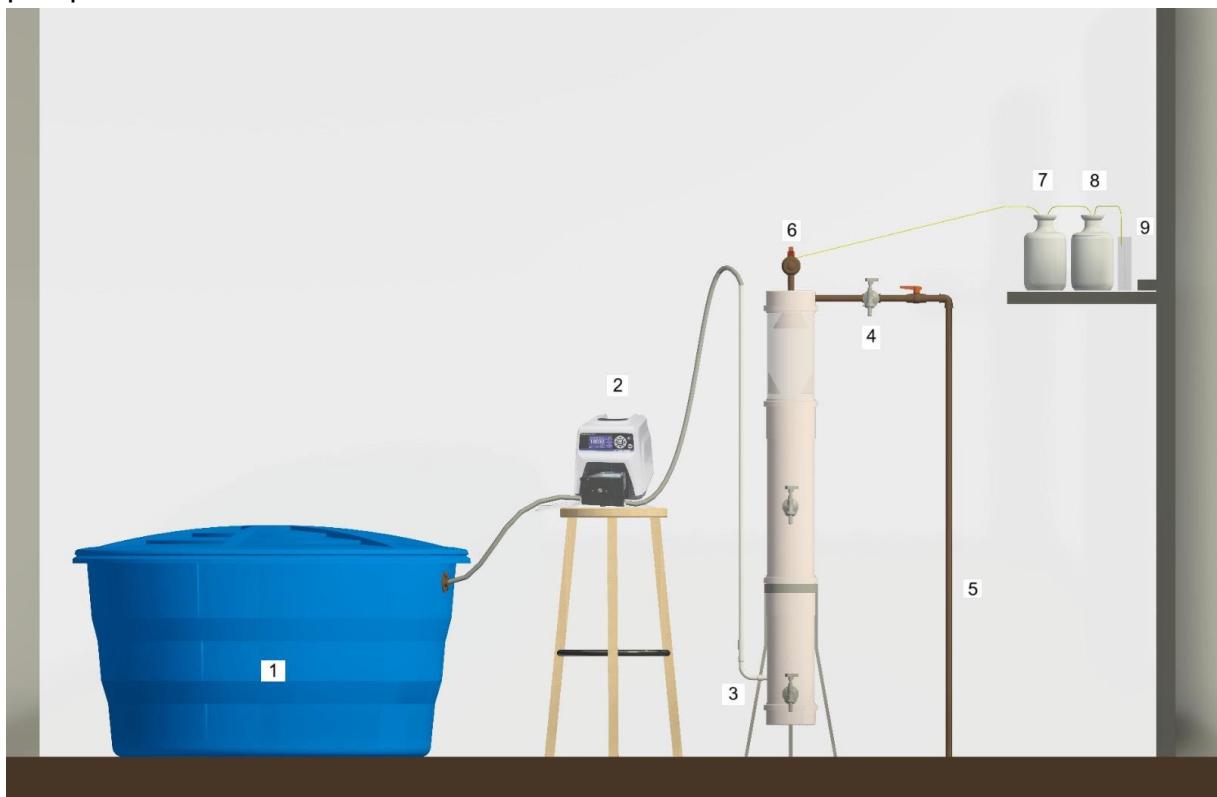
A Figura 8 ilustra a configuração real do sistema de tratamento de efluentes utilizado neste estudo. Por sua vez, a Figura 9 exibe o esquema ilustrativo que detalha o princípio de funcionamento do reator UASB, destacando suas tubulações de alimentação e descarga do efluente final, além do equipamento destinado à medição do biogás.

Figura 8 – Representação real do sistema experimental utilizado nesta pesquisa



Fonte: Acervo do autor.

Figura 9 – Representação esquemática do sistema experimental utilizado nesta pesquisa



Fonte: elaborada pelo autor.

Legenda: 1 – Tanque de reservação, 2 – Bomba peristáltica, 3 – Tubulação de entrada da água resíduária no reator e ponto de coleta de amostras do afluente, 4 – Ponto de coleta de amostras do efluente, 5 – Descarga do efluente final, 6 – Saída de biogás, 7 – Selo hídrico, 8 – Garrafa utilizada para deslocamento do líquido, 9 – Proveta graduada.

A água resíduária, coletada no frigorífico industrial, foi armazenada em um tanque de polietileno com capacidade para 500 litros, referido como tanque de reservação. A partir desse tanque, o transporte do efluente até a tubulação de entrada do reator era realizado por uma bomba peristáltica (MasterFlex L/S 7522–30, USA) (Figura 10), operando com vazão constante de  $1,03 \times 10^{-6} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ . O substrato era então conduzido através de uma tubulação de 0,5 polegada de diâmetro até a parte inferior do reator UASB, a 0,15 m da base. O modelo de entrada do substrato pela parte inferior do reator é estrategicamente planejado para garantir o maior contato entre a matéria orgânica afluente e o leito de lodo concentrado no fundo reator. Conforme descrito por Chernicharo (2016), pode ocorrer em reatores UASB o desenvolvimento de lodo granular com tamanhos variando de 1 a 5 mm, influenciado

pela natureza da inoculação, pelas características do substrato e pelas condições operacionais do reator.

Figura 10 – bomba peristáltica utilizada na alimentação do reator



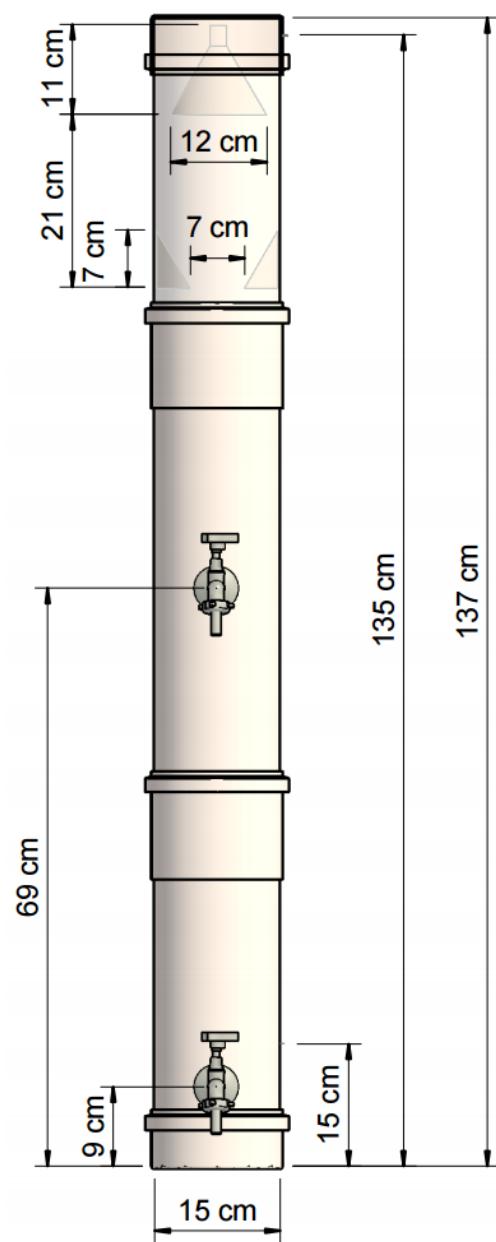
Fonte: Acervo do autor.

O lodo utilizado como material de inóculo foi proveniente do próprio reator, que já havia sido operado com águas residuárias do mesmo frigorífico industrial em estudos anteriores realizados por Gonçalves (2020), Gonçalves *et al.* (2023), Silva *et al.* (2025), Simeão *et al.* (2025) e Souza *et al.*, (2025). A inoculação consistiu na adição de 2 kg de lodo, representando aproximadamente 10% do volume total do reator. O volume do inóculo foi determinado seguindo as diretrizes estabelecidas por Chernicharo (2016).

A Figura 11 ilustra o reator UASB estudado, especificando as dimensões de cada um de seus dispositivos, incluindo o defletor de gases e o separador trifásico. A entrada para água residuária está localizada a uma altura de 15 cm da base do reator. Abaixo desta, a 9 cm da base, encontra-se uma torneira utilizada para a manutenção e descarte do lodo excedente, essencial para a operação adequada do reator. Uma segunda torneira, localizada a 69 cm da base e acima da entrada de água, é utilizada em estudos paralelos para caracterizar o compartimento intermediário (manta de lodo) do reator. A uma altura de 103 cm, observa-se o defletor de gases,

que direciona os gases gerados durante o processo de digestão anaeróbia para o separador trifásico, através de uma redução na seção transversal do reator de 15 cm para 7 cm. O separador trifásico, situado no topo do reator UASB, tem um diâmetro de 12 cm e desempenha papel importante para a eficiente separação das fases líquida (água residuária), gasosa (biogás) e sólida (lodo granular anaeróbio) presentes no reator.

Figura 11 – Dimensões do reator UASB utilizado nesta pesquisa



Fonte: elaborada pelo autor.

Os parâmetros operacionais de projeto do reator UASB, listados na Tabela 4, foram mantidos constantes ao longo do período de operação do reator.

**Tabela 4 – Condições operacionais de projeto do reator UASB**

Parâmetro operacional	Valor de projeto
Vazão ( $m^{-3} \cdot s^{-1}$ )	$1,03 \times 10^{-6}$
Velocidade ascensional do fluido ( $m \cdot s^{-1}$ )	$6 \times 10^{-5}$
Tempo de funcionamento (horas)	24
TDH (horas)	6,5
Carga hidráulica volumétrica ( $m^3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ )	3,7

Fonte: elaborada pelo autor.

### **3.1.2 Estabilidade e desempenho operacional**

No monitoramento da estabilidade operacional do reator UASB foram determinadas apenas as variáveis pH e temperatura. De acordo com Miah *et al.* (2025), o pH e a temperatura destacam-se como parâmetros fundamentais no processo de digestão anaeróbia.

A variável temperatura, além de ser essencial para o monitoramento da estabilidade do processo de degradação anaeróbia, foi ainda utilizada na modelagem do escoamento multifásico e na estimativa da produção de biogás, este último aspecto necessário para o estabelecimento das condições de entrada da fase gasosa.

O desempenho operacional do reator UASB pesquisado foi avaliado por meio da determinação das eficiências de remoção dos parâmetros DQO, DBO e sólidos suspensos totais (SST), bem como da carga orgânica volumétrica removida ( $COV_{removida}$ ). As concentrações de DQO também foram utilizadas como dado de entrada do modelo matemático destinado a estimar a produção de biogás, dado necessário para determinar a fração volumétrica de biogás.

Para o cálculo da eficiência de remoção das variáveis DQO, DBO e SST foi utilizada a Equação 17.

$$E = \left( 1 - \frac{C}{C_0} \right) \cdot 100 \quad (17)$$

considerando que:

E = eficiência de remoção da variável (%);

$C_0$  = concentração da variável na entrada do reator ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ );

$C$  = concentração da variável na saída do reator ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ).

Para o cálculo da  $\text{COV}_{\text{removida}}$  foi utilizada a Equação 18.

$$\text{COV}_{\text{removida}} = \frac{(S - S_0) \cdot Q}{V} \quad (18)$$

Considerando que,

$S_0$  = concentração de DQO na entrada do reator ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ );

$S$  = concentração de DQO na saída do reator ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ );

$Q$  = fluxo volumétrico do efluente ( $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ );

$V$  = volume operacional do reator ( $\text{m}^3$ ).

O monitoramento do reator (Tabela 5), considerando os parâmetros analisados, os pontos de coleta e a frequência de amostragem, foi realizado conforme as diretrizes propostas por Chernicharo (2016).

Tabela 5 – Parâmetros analisados durante o monitoramento do reator UASB

Parâmetros	Unidade	Metodologia	Amostragem	Frequência
<b>Desempenho</b>				
Sólidos suspensos totais (SST)	$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	Gravimétrico 2540-D	Afluente Efluente	semanal
Demandânia química de oxigênio (DQO)	$\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$	Refluxação fechada 5220-C	Afluente Efluente	semanal
Demandânia bioquímica de oxigênio (DBO)	$\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$	Incubação: 5210-B Oxigênio dissolvido: 4500-O G	Afluente Efluente	semanal
Vazão Volumétrica de biogás	$\text{Nm}^3\cdot\text{d}^{-1}$	Variação do deslocamento	Linha de saída do biogás	semanal
<b>Estabilidade operacional</b>				
Temperatura (T)	$^{\circ}\text{C}$	Termômetro com filamento de mercúrio 2550-A	Afluente Efluente	semanal
Potencial hidrogeniônico (pH)	-	Eletrométrico 4500-B	Afluente Efluente	semanal

Fonte: Adaptada de Chernicharo (2016).

Os parâmetros temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) e pH foram determinados *in loco*, com o auxílio de um termômetro com filamento de mercúrio e de um medidor multiparâmetro portátil (HANNA HI1288). Já os parâmetros DQO, DBO E SST foram determinados

nas dependências do Laboratório de Saneamento Ambiental (LASAMB), vinculado ao Centro de Ciências e Tecnologias (CCT) da Universidade Federal do Cariri (UFCA). As preparações das amostras e as análises seguiram as metodologias propostas em *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA *et al.*, 2023).

A vazão de biogás ( $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ ) foi determinada por adaptação do método volumétrico descrito por Aquino *et al.* (2007). De forma detalhada, conforme ilustra a Figura 9, à determinação da vazão de biogás, utilizou-se uma garrafa contendo água destilada, que era conectada a uma garrafa com o selo hídrico, a qual era conectada a linha de saída de biogás do reator através de uma fina tubulação de PVC. Desse modo, o volume de biogás produzido foi quantificado pela variação do deslocamento do líquido contido na garrafa, ou seja, foi considerado que o volume de água expulso da garrafa em um determinado tempo, correspondeu à vazão de biogás no reator UASB.

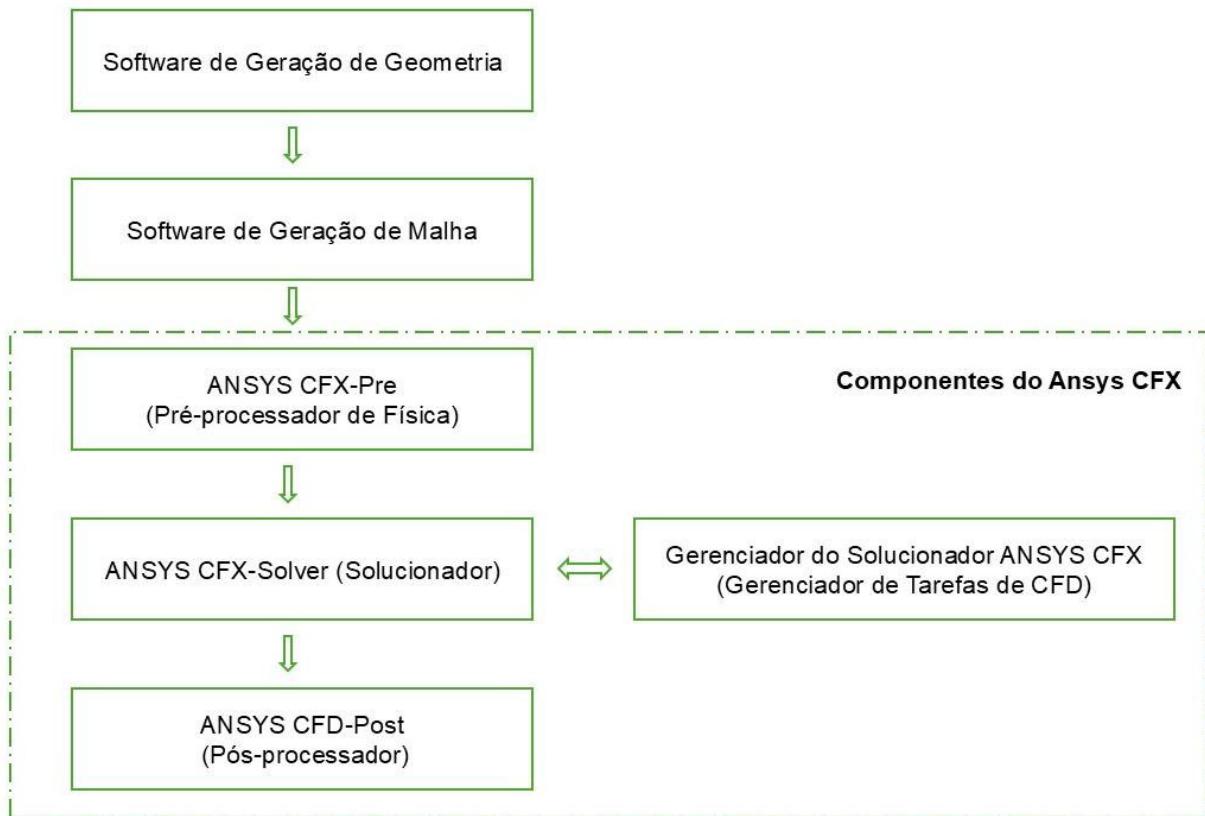
### **3.2 Numérica (simulações de CFD)**

As simulações de Dinâmica de Fluidos Computacional (CFD), voltadas à análise do comportamento do escoamento trifásico em um domínio computacional tridimensional representativo do reator UASB utilizado nesta pesquisa, foram conduzidas nas instalações do Laboratório de Saneamento Ambiental (LASAMB). As simulações foram executadas por meio do *software* comercial Ansys CFX, permitindo a modelagem e avaliação do escoamento com foco na compreensão da distribuição espacial e das velocidades das fases, das taxas de deformação do lodo, dos gradientes de pressão e das perdas de carga no domínio computacional do reator pesquisado.

#### **3.2.1 Ansys CFX**

O Ansys CFX utiliza o método de volumes finitos para resolver as equações (conservação de massa e momento linear) utilizadas na modelagem e simulação do escoamento multifásico. Este *software* é composto por quatro módulos que recebem uma geometria/malha e transferem as informações necessárias para realização de uma análise numérica (Figura 12) (Ansys, 2024a).

Figura 12 – Módulos que compõem o Ansys CFX



Fonte: Ansys (2024a).

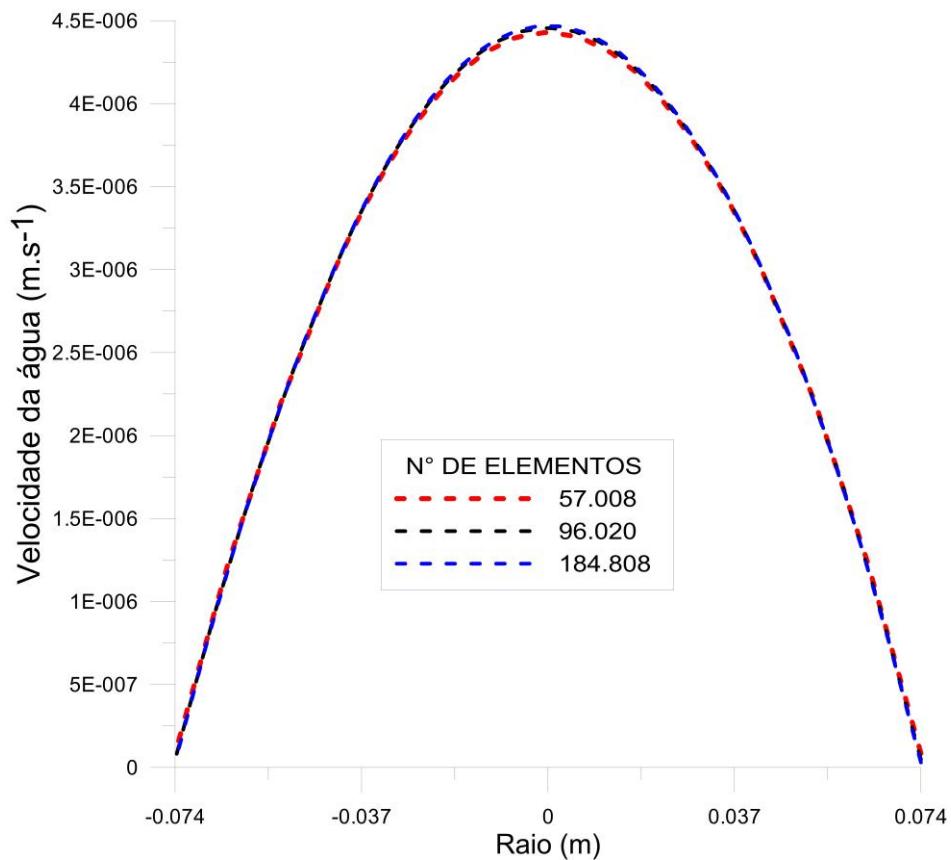
O CFX-Pre é utilizado para definir as simulações, permitindo a importação de múltiplas malhas para garantir o uso mais adequado em diferentes regiões do domínio. Além disso, oferece uma ampla variedade de condições de contorno, como entradas, saídas e modelos específicos. Já o CFX-Solver resolve todas as variáveis de solução da simulação conforme definido no CFX-Pre. Ele emprega um solucionador acoplado que resolve todas as equações hidrodinâmicas como um sistema integrado único. Isso leva a uma maior eficiência computacional em comparação com o solucionador tradicional, requerendo menos iterações para alcançar uma solução convergente. Por fim, O CFD-Post oferece ferramentas avançadas de pós-processamento gráfico e interativo para análise e apresentação dos resultados das simulações realizadas (Ansys, 2024a).

### 3.2.2 Malha tridimensional

A malha tridimensional utilizada neste estudo foi desenvolvida por Santos Júnior *et al.* (2017), que produziram três malhas distintas, cada uma com uma quantidade variada de elementos (57.008, 96.020 e 184.808 elementos). Após a

realização do refinamento e análise de dependência, os pesquisadores verificaram que as variações nos resultados obtidos com as três diferentes malhas não apresentavam diferenças significativas. A Figura 13 ilustra o perfil de velocidade axial em função da posição radial das simulações monofásicas realizadas em regime estacionário e laminar, correspondendo a cada uma das malhas elaboradas.

Figura 13 – Perfis da velocidade da água nas diferentes malhas



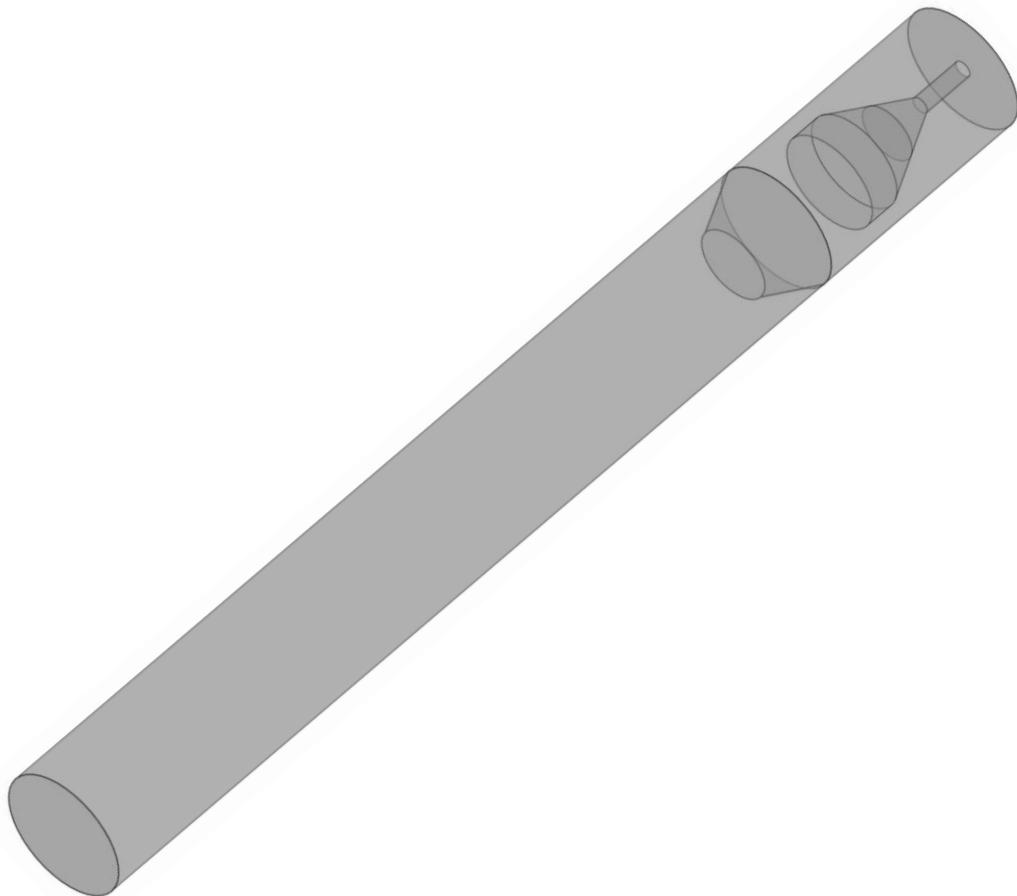
Fonte: Adaptada de Santos Júnior *et al.* (2017).

Com base nessa constatação, optou-se pela malha de 57.008 elementos para representar o reator UASB neste estudo. Essa escolha foi fundamentada na eficiência da malha selecionada, que, apesar de possuir um número reduzido de elementos em comparação com as demais, demonstrou capacidade de fornecer resultados confiáveis. Esta eficiência viabiliza uma notável diminuição do esforço computacional exigido, resultando na otimização do processo de simulação.

Freitas *et al.* (2024) também constataram a adequação da referida malha em simulações do escoamento monofásico com o objetivo de avaliar a fluidodinâmica computacional da fase contínua (água) no interior de um reator UASB.

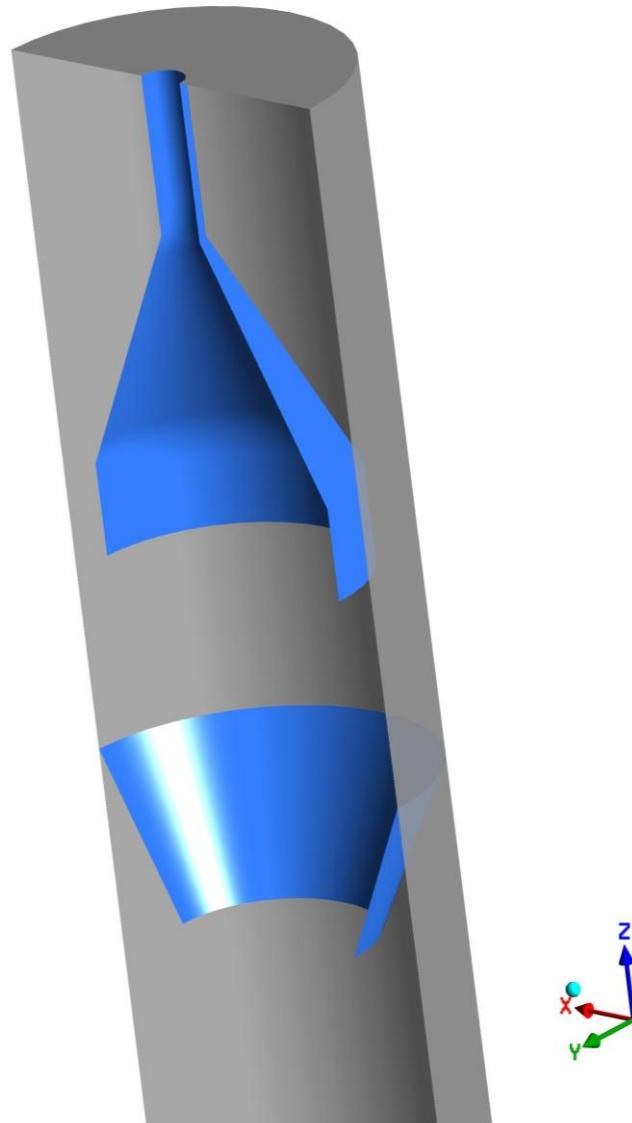
A Figura 14 apresenta o modelo geométrico simplificado do reator UASB investigado, enquanto a Figura 15 exibe um corte para proporcionar uma visualização mais detalhada dos elementos de separação de fases (defletor de gases e separador trifásico).

Figura 14 – Ilustração da geometria adotada para representar o reator UASB



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 15 – Ilustração da geometria do reator, com destaque dos elementos de separação de fases



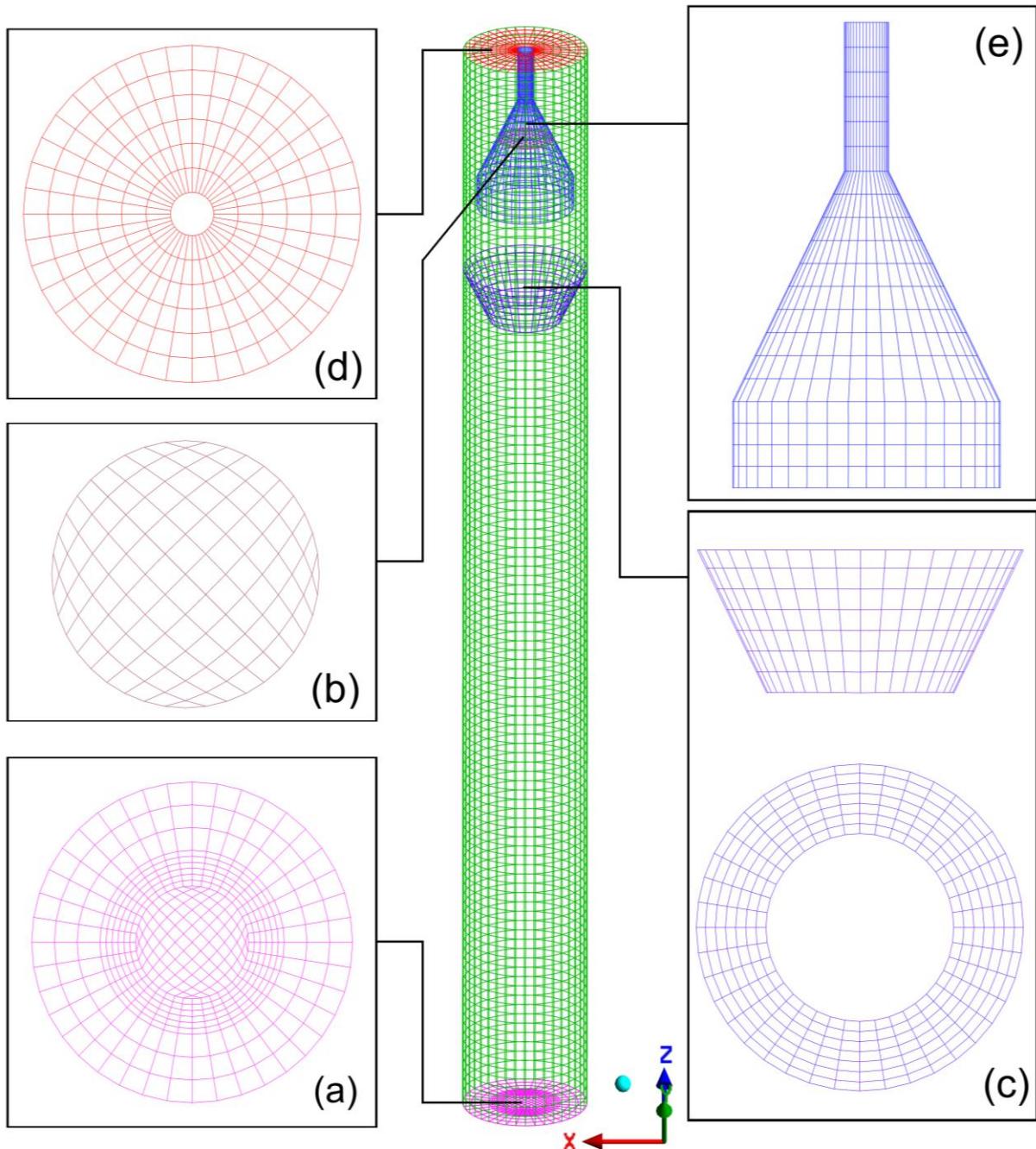
Fonte: elaborada pelo autor.

A Figura 16 ilustra a malha utilizada neste estudo, com detalhes da entrada da mistura (a), saída do biogás (interface líquido-gás) (b), defletor de gases (c), saída do líquido (d) e separador trifásico (e). Observa-se também a utilização das seguintes simplificações:

- Adoção de uma área em formato circular na base do reator, substituindo oduto de entrada da água residuária (alimentação do reator);
- Implementação de uma área em formato circular no topo do reator, em vez da canaleta com vertedouros triangulares (saída do esgoto tratado).

De modo geral, essas simplificações são aplicadas com o objetivo de aprimorar a qualidade da malha utilizada, o que proporciona resultados mais precisos.

Figura 16 – Ilustração da malha utilizada neste estudo, com detalhes da entrada da mistura (a), saída do biogás (interface líquido-gás) (b), defletor de gases (c), saída do líquido (d) e separador trifásico (e)

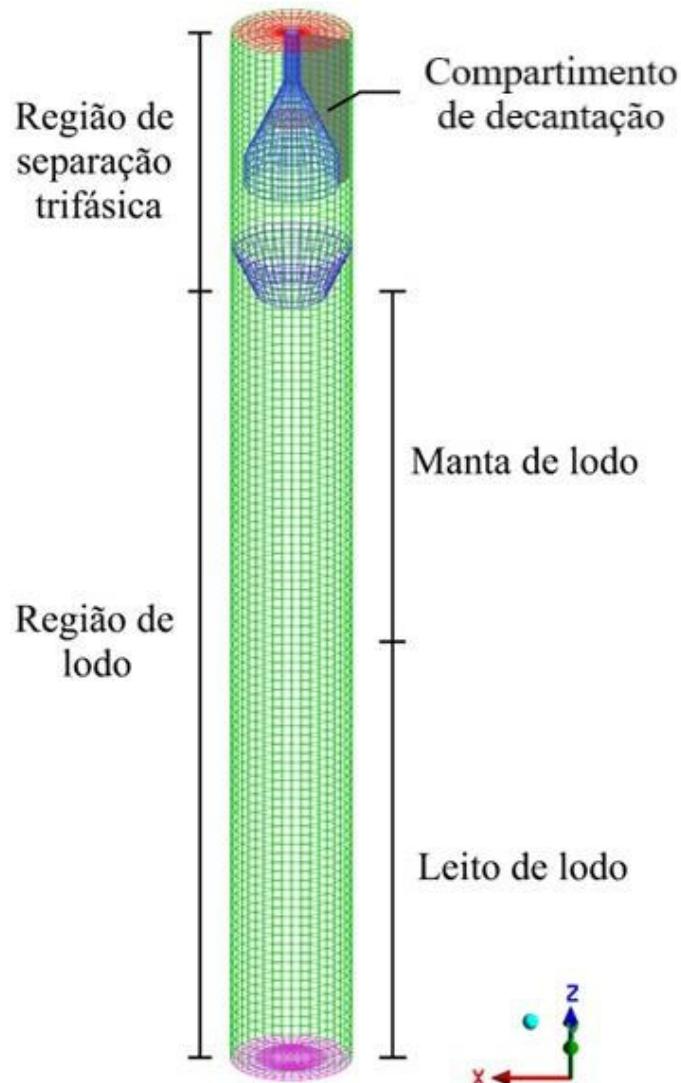


Fonte: elaborada pelo autor.

A Figura 17 ilustra a compartimentação do reator UASB, destacando a região de lodo, constituída pelo leito e manta de lodo, bem como a região de

separação trifásica, que inclui o compartimento de decantação, onde o lodo mais pesado é separado do líquido e retorna para o interior do reator. É importante destacar que a região de lodo no reator UASB é dividida em duas áreas principais: o leito de lodo, que se estende do fundo do reator até aproximadamente a metade de sua altura, e a manta de lodo, que ocupa a parte superior, da metade até o defletor de gases. Por sua vez, a região de separação trifásica é caracterizada pelos dispositivos de segregação, que incluem o defletor de gases, responsável por direcionar os gases para o interior do separador trifásico, e o separador trifásico, destinado a promover a separação das fases líquida, gasosa e sólida.

Figura 17 – Ilustração da malha utilizada neste estudo, com detalhes das regiões de lodo (composta por leito e manta de lodo) e separação trifásica, além do compartimento de decantação



Fonte: elaborada pelo autor.

### 3.2.3 Modelagem multifásica

No estudo do escoamento multifásico do reator UASB, foi analisado o comportamento do escoamento, que inclui uma fase contínua líquida (água) e duas fases dispersas: gasosa (biogás) e sólida (lodo). Selecionou-se o modelo de escoamentos multifásicos dispersos com transferência interfacial (aproximação Euleriana-Euleriana), com base nos estudos de Lima (2008), Lima *et al.* 2011 e Brito *et al.* (2020).

#### 3.2.3.1 Modelagem considerando diferentes frações volumétricas de biogás

A consolidação da modelagem multifásica foi realizada com base em vários aspectos, entre eles:

- i. Regime de escoamento turbulento e estacionário.
- ii. Escoamento trifásico formado por uma fase contínua (líquido -  $\alpha$ ) e duas fases dispersas (biogás -  $\beta$  e lodo -  $\gamma$ ).
- iii. O biogás foi considerado como uma mistura de metano e dióxido de carbono em percentuais de 75% e 25%, respectivamente. A adoção destes percentuais foi baseada em dados experimentais (Gonçalves *et al.*, 2023). O biogás é constituído principalmente por metano e dióxido de carbono, contendo apenas pequenas quantidades de outros gases (Wid; Horan, 2018). Em função dessa composição majoritária, optou-se por simplificar a modelagem, desconsiderando os demais componentes minoritários.
- iv. As propriedades do biogás ( $\rho_{biogás}$ ), considerado como uma mistura de metano (A) e dióxido de carbono (B), foram determinadas por meio do cálculo da média harmônica da densidade e da massa molar. Essa abordagem é descrita nas equações 19 e 20, respectivamente, conforme a metodologia estabelecida por Lima *et al.* (2011).

$$\frac{y_A}{\rho_A} + \frac{y_B}{\rho_B} = \frac{1}{\rho_{biogás}} \quad (19)$$

$$\frac{y_A}{\omega_A} + \frac{y_B}{\omega_B} = \frac{1}{\rho_{biogás}} \quad (20)$$

Considerando que,

$y_A$  = fração mássica do composto A;

$y_B$  = fração mássica do composto B;

$\rho_A$  a densidade do composto A;

$\rho_B$  a densidade do composto B;

$\omega_A$  a fração molar do composto A;

$\omega_B$  a fração molar do composto B.

- v. No escoamento da fase gasosa, as bolhas de biogás foram consideradas esféricas, com base no baixo valor do número de Weber, que foi de  $4,6 \times 10^{-4}$ . De acordo Rapp (2017), o número de Weber estabelece uma relação entre as forças de inércia e as forças resultantes da tensão superficial. O baixo valor do número de Weber indica que as forças de tensão superficial são significativamente mais influentes do que as forças iniciais, sendo, portanto, suficientes para manter a forma esférica das bolhas, minimizando deformações causadas pelo escoamento do fluido. Pistorius (2014) corrobora com esta afirmação, ao relatar que a forma estável de bolhas depende do equilíbrio entre o arraste, que tende a deformar as bolhas, e a tensão superficial, que promove a restauração da bolha a uma forma esférica. Assim, baseando-se no número de Weber calculado, assumiu-se que as bolhas de biogás mantêm uma forma esférica durante o escoamento. A Equação 21 ilustra a expressão matemática usada para determinar o número de Weber de bolhas dispersas (Lima, 2011).

$$We_\beta = \frac{\rho_\beta(U_\beta - U_\alpha)^2 D_\beta}{\sigma} = \frac{\text{forças de inércia}}{\text{tesão superficial}} \quad (21)$$

Considerando que,

$\rho_\beta$  = densidade do biogás ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ );

$U_\alpha$  = Velocidade da água ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ );

$U_\beta$  = Velocidade do biogás ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ );

$D_\beta$  = Diâmetro da bolha de biogás (m);

$\sigma$  = tensão superficial entre as duas fases do fluido ( $\text{N}\cdot\text{m}^{-1}$ ).

- vi. Foi assumida uma distribuição homogênea das bolhas na área de seção transversal de entrada do reator (Figura 16 - a). (Narnoli; Mehrotra, 1997; Brito *et al.* 2020). É importante enfatizar que, ao adentrar o domínio, essa distribuição é alterada em decorrência das trocas de momento interfacial entre as fases e da interação com as paredes e os componentes internos do reator (defletor de gases e separador trifásico).
- vii. As partículas de lodo foram consideradas esféricas com diâmetro constante de 3 mm (Brito *et al.* 2020).
- viii. A transferência de momento interfacial entre as fases  $\alpha$  e  $\beta$  foi modelada considerando exclusivamente a contribuição da força de arraste ( $M_{\alpha\beta}^D$ ), conforme expresso na Equação 22 (Lima, 2008). A literatura especializada aponta a força de arraste como o principal mecanismo atuante na transferência de momento entre fases em modelos multifásicos (Van Baten; Ellenberger; Krishna, 2003; Chen; Sanyal; Dudukovic, 2005; Cheng; Zhu, 2005; Lima, 2008; Lima *et al.*, 2011).

$$M_{\alpha\beta}^D = \left( C_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \right) \quad (22)$$

Considerando que,

$M_{\alpha\beta}^D$  = força de arraste;

$\vec{U}_\beta$  = velocidade vetorial da fase dispersa;

$\vec{U}_\alpha$  = velocidade vetorial da fase contínua.

- O termo de arraste interfacial ( $C_{\alpha\beta}^{(d)}$ ) é definido na Equação 23 (Michele; Hempel, 2002; Lima, 2008):

$$C_{\alpha\beta}^{(d)} = \frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| \quad (23)$$

Considerando que,

$C_D$  = Coeficiente de arraste;

$\rho_\alpha$  = densidade da fase contínua.

- O termo de densidade de área interfacial ( $A_{\alpha\beta}$ ) é expresso pela Equação 24. Conforme descrito por Lima (2008), o modelo de transferência interfacial pode ser subdividido em três: o modelo de partícula, o modelo de mistura e o modelo de superfície livre, que se diferenciam pela forma como a densidade de área interfacial é representada. Nesta pesquisa, adotou-se o modelo de partícula para a modelagem da densidade de área interfacial, visto que esse modelo é recomendado quando o escoamento envolve uma fase contínua (fluído contínuo) e uma fase dispersa (fluído ou sólido disperso), ou ainda uma fase polidispersa, na qual a fase dispersa apresenta diferentes tamanhos ou tipos de partículas.

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_\beta}{d_\beta} \quad (24)$$

Considerando que,

$r_\beta$  = fração volumétrica da fase dispersa;

$d_\beta$  = diâmetro médio da fase dispersa.

- ix. Para determinar a força de arraste foram utilizados os seguintes coeficientes: Ishii Zuber (1979), para o par de fluidos biogás-água, e Schiller e Naumann (1933), para o par água-sólido, conforme as equações 25 e 26, respectivamente. O número de Reynolds da fase dispersa foi calculado de acordo com Equação 27.

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.1Re^{0.75}) \quad (25)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) \text{ se } Re \leq 1000 \text{ ou } 0,44 \text{ se } Re > 1000 \quad (26)$$

$$Re_{\alpha\beta} = \frac{\rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| d_\beta}{\mu_\alpha} \quad (27)$$

Considerando que,

$\rho_\alpha$  = densidade da fase contínua;

$\vec{U}_\beta$  = velocidade vetorial da fase dispersa;

$\vec{U}_\alpha$  = velocidade vetorial da fase contínua;

$d_\beta$  = diâmetro médio da fase dispersa;

$\mu_\alpha$  = viscosidade dinâmica da fase contínua.

- x. A determinação das taxas de deformação foi realizada com base na Equação 28, que define o tensor da taxa de deformação ( $S_{ij}$ ). Esse tensor é simétrico e permite a obtenção de invariantes escalares. Dentre elas, a segunda invariante escalar é frequentemente utilizada para representar a taxa de deformação por cisalhamento efetiva ( $sstrnr$ ), expressa na Equação 29. Considerando explicitamente as componentes de velocidade  $U_x$ ,  $U_y$ ,  $U_z$ , essa expressão é expandida na Equação 30, que apresenta a forma escalar da taxa de cisalhamento em termos dos gradientes de velocidade (Ansys, 2024b).

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \quad (28)$$

Considerando que,

$S_{ij}$  = Componente do tensor simétrico da taxa de deformação;

$U_i$ ,  $U_j$  = Componentes da velocidade do fluido no espaço tridimensional, com  $i, j \in \{x, y, z\}$ ;

$x_j$ ,  $x_i$  = coordenadas espaciais;

$\frac{\partial U_i}{\partial x_j}$  = derivada parcial da componente  $i$  da velocidade em relação à coordenada  $j$ .

$$sstrnr = \left[ 2 \frac{\partial U_i}{\partial x_j} S_{ij} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (29)$$

Considerando que,

$\frac{\partial U_i}{\partial x_j}$  = gradientes de velocidade.

$$sstrnr = \left[ 2 \left\{ \left( \frac{\partial U_x}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial U_y}{\partial y} \right)^2 + \left( \frac{\partial U_z}{\partial z} \right)^2 \right\} + \left( \frac{\partial U_x}{\partial y} + \frac{\partial U_y}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial U_x}{\partial z} + \frac{\partial U_z}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial U_y}{\partial z} + \frac{\partial U_z}{\partial y} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \quad (30)$$

Considerando que,

$U_x, U_y, U_z$ , = componentes do vetor velocidade do fluido nas direções  $x, y, z$ , respectivamente;

$\frac{\partial U_x}{\partial x}, \frac{\partial U_y}{\partial y}, \frac{\partial U_z}{\partial z}$  = taxas de alongamento normal nas direções principais;

$\frac{\partial U_x}{\partial y}, \frac{\partial U_y}{\partial x}$  = taxas de cisalhamento entre os planos  $x - y, x - z$ , e  $y - z$ .

- xii. Os efeitos das reações bioquímicas, da variação de temperatura e da transferência de massa entre as fases foram desconsiderados. Estas simplificações devem-se principalmente à escassez de informações disponíveis na literatura sobre este tema, o que dificultou a incorporação dessas variáveis na modelagem.
- xiii. Em razão da complexidade associada à modelagem de meios porosos, optou-se, nesta pesquisa, por não considerar a região do leito de lodo como um meio poroso, tratando-a, em vez disso, como uma zona de livre passagem, a fim de simplificar a análise do escoamento no interior do reator.

Com base nas considerações mencionadas anteriormente e nas simplificações adotas por Lima (2008) e Lima *et al.*, (2011), as equações da conservação de massa (Equação 31) e do momento linear, para as fases líquida (Equação 32), gasosa (Equação 33) e sólida (Equação 34) serão apresentadas da seguinte maneira:

- Conservação de massa:

$$\nabla \bullet (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (31)$$

Considerando que,

$r_\alpha$  = fração volumétrica da fase  $\alpha$ ;

$\rho_\alpha$  = densidade da fase  $\alpha$ ;

$\vec{U}_\alpha$  = vetor velocidade da fase  $\alpha$ .

- Conservação de momento linear:

- Para a fase líquida:

$$\begin{aligned} \nabla \bullet [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] &= -r_\alpha \nabla p + \nabla \bullet \left\{ r_\alpha \mu_\alpha \left( \nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T \right) \right\} + \\ &r_\alpha (\rho_\alpha - \rho_{ref}) g + c_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \end{aligned} \quad (32)$$

Considerando que,

$r_\alpha$  = fração volumétrica da fase  $\alpha$ ;

$\mu_\alpha$  = viscosidade dinâmica da fase  $\alpha$ ;

$\rho_\alpha$  = densidade da fase  $\alpha$

$\rho_{ref}$  = densidade de referência;

$g$  = força gravitacional;

$c_{\alpha\beta}^{(d)}$  = termo de arraste interfacial;

$T$  = temperatura constante (modelo isotérmico);

$p$  = pressão.

- Para a fase gasosa:

$$\begin{aligned} \nabla \bullet [r_\beta (\rho_\beta \vec{U}_\beta \otimes \vec{U}_\beta)] &= -r_\beta \nabla p + \nabla \bullet \left\{ r_\beta \mu_\beta \left( \nabla \vec{U}_\beta + (\nabla \vec{U}_\beta)^T \right) \right\} + \\ &r_\beta (\rho_\beta - \rho_{ref}) g + c_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \end{aligned} \quad (33)$$

Considerando que,

$r_\beta$  = fração volumétrica da fase  $\beta$ ;

$\rho_\beta$  = densidade da fase  $\beta$ ;

$\vec{U}_\beta$  = vetor velocidade da fase  $\beta$ ;

$\mu_\beta$  = viscosidade dinâmica da fase  $\beta$ ;

$c_{\alpha\beta}^{(d)}$  = termo de arraste interfacial.

- Para a fase sólida:

$$\nabla \cdot [r_\gamma (\rho_\gamma \vec{U}_\gamma \otimes \vec{U}_\gamma)] = -r_\gamma \nabla p + \nabla \cdot \left\{ r_\gamma \mu_\gamma \left( \nabla \vec{U}_\gamma + (\nabla \vec{U}_\gamma)^T \right) \right\} + r_\gamma (\rho_\gamma - \rho_{ref}) g + c_{\alpha\gamma}^{(d)} (\vec{U}_\gamma - \vec{U}_\alpha) \quad (34)$$

Considerando que,

$r_\gamma$  = fração volumétrica da fase  $\gamma$ ;

$\rho_\gamma$  = densidade da fase  $\gamma$ ;

$\vec{U}_\gamma$  = vetor velocidade da fase  $\gamma$ ;

$\mu_\gamma$  = viscosidade dinâmica da fase  $\gamma$ ;

$c_{\alpha\gamma}^{(d)}$  = termo de arraste interfacial.

De acordo com Paladino (2005), não há um modelo padronizado comprovadamente aplicável para escoamentos multifásicos dispersos. Contudo, entre os modelos disponíveis para simulações de escoamentos turbulentos, podem ser destacados o modelo de zero equação, o modelo  $k-\varepsilon$ , o modelo  $k-\omega$ , o modelo *Shear Stress Transport* e o modelo de tensão de Reynolds (Lima, 2008; Rocha, 2017).

Bastiani *et al.* (2023), em uma revisão criteriosa da literatura sobre a modelagem de reatores anaeróbios de lodo granular, observaram uma preferência dos pesquisadores pelo modelo de turbulência  $k-\varepsilon$  realizável (Fluent) nas simulações CFD da fase líquida (água).

De acordo com Rocha (2017), o modelo  $k-\varepsilon$  é amplamente utilizado em simulações de CFD, sendo reconhecido como o modelo de referência para a modelagem de turbulência em escoamentos. Este modelo é valorizado por

proporcionar um balanço eficiente entre a precisão dos resultados e o esforço computacional necessário.

Ressalta-se que Brito *et al.* (2020) também aplicaram o modelo k- $\varepsilon$  em reator UASB de geometria semelhante à analisada nesta pesquisa. O modelo mostrou-se adequado, visto que os resultados foram considerados satisfatórios.

Considerando o anteposto, nesta pesquisa foram acrescentados a modelagem os termos referentes à energia cinética turbulenta (Equação 35) e à taxa de dissipação turbulenta (Equação 36):

- Energia cinética turbulenta:

$$\nabla \cdot \left\{ r_\alpha \left[ \rho_\alpha U_\alpha k_\alpha - \left( \mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \right] \nabla k_\alpha \right\} = r_\alpha (P_\alpha - \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(k)} \quad (35)$$

Considerando que,

$k_\alpha$  = energia cinética turbulenta da fase  $\alpha$

$\varepsilon_\alpha$  = taxa de dissipação turbulenta da fase  $\alpha$ ;

$\mu_{t\alpha}$  = viscosidade turbulenta da fase  $\alpha$ ;

$T_{\alpha\beta}^{(k)}$  = transferência interfacial para energia cinética turbulenta;

$\sigma_k$  = constante no valor de 1,0;

$P_\alpha$  = turbulência produzida devido às forças viscosas e de empuxo.

- Taxa de dissipação turbulenta:

$$\nabla \cdot \left[ r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha \varepsilon_\alpha - \left( \mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right] = r_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{k_\alpha} (C_{\varepsilon 1} P_\alpha - C_{\varepsilon 2} \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)} \quad (36)$$

Considerando que,

$T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)}$  = taxa de dissipação turbulenta;

$C_{\varepsilon 1}$  = constante no valor de 1,44;

$C_{\varepsilon 2}$  = constante no valor de 1,92;

$\sigma_\varepsilon$  = constante no valor de 1,30.

A Tabela 6 detalha as condições de contorno estabelecidas nas diferentes regiões da malha tridimensional representativa do reator pesquisado.

**Tabela 6 – Condições de contorno especificadas sobre o domínio tridimensional**

Região da malha	Condições de contorno
Entrada da mistura ( <i>Inlet</i> )	Massa e momento: $U_x = U_y = 0$ e $U_z = 6 \times 10^{-5} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$
Defletor de Gases ( <i>Wall</i> )	Massa e momento: <i>No slip wall</i>
Separador Trifásico ( <i>Wall</i> )	Massa e momento: <i>No slip wall</i>
Parede do reator ( <i>Wall</i> )	Massa e momento: <i>No slip wall</i>
Saída de biogás ( <i>Outlet</i> )	Massa e momento: <i>Degassing condition</i>
Saída do líquido ( <i>Outlet</i> )	Massa e momento: Pressão estática: 101.000 Pa

Fonte: elaborada pelo autor.

Na região de entrada da mistura, superfície pela qual as fases líquida, sólida e gasosa entram no domínio, a velocidade da mistura na direção z ( $U_z$ ) foi definida com base no dado de vazão operacional do reator UASB (Tabela 4).

Na região do defletor de gás, separador trifásico, parede do reator e saída do biogás, foi adotada a condição de contorno *no slip wall*, isso significa que o fluido imediatamente adjacente à parede apresenta velocidade nula nas três direções (x, y e z) (Ansys, 2024c).

Na região de saída do líquido, atribuiu-se o valor de 101.000 Pa para a pressão estática, equivalente à pressão atmosférica no município de Juazeiro do Norte - CE e de 0 Pa para a pressão de referência, a fim de garantir que a pressão absoluta na região de saída correspondesse à pressão atmosférica (101.000 Pa). Isso ocorre porque a pressão absoluta ( $P_{abs}$ ) resulta da soma da pressão estática ( $P_{est}$ ) com a pressão de referência ( $P_{ref}$ ), conforme a Equação 37. (Lima, 2008; Fox; Mitchell, 2020).

$$P_{abs} = P_{est} + P_{ref} \quad (37)$$

Na região de saída do biogás, correspondente à interface líquido-gás, onde ocorre o desprendimento das bolhas de biogás da fase líquida, foi aplicada a condição de contorno *Degassing*. Essa condição é caracterizada por atuar como uma superfície que permite a passagem exclusiva do escoamento da fase gasosa (bolhas de biogás) enquanto restringe a saída das fases líquida (água) e sólida (lodo) do domínio. Para essas fases, a interface é modelada como uma superfície lisa, comportando-se como

uma parede impermeável. Tal configuração é amplamente empregada na modelagem de escoamentos em sistemas de colunas de bolhas, dada sua capacidade de representar adequadamente os processos interfaciais envolvidos (Ansys, 2024c).

A determinação da fração volumétrica da fase gasosa foi realizada com base na estimativa da produção de biogás, obtida a partir da carga de DQO afluente ao reator que é convertida em gás metano, conforme a metodologia de Chernicharo (2016). Além disso, para o cálculo da produção estequiométrica de metano, não foi considerada a DQO total do efluente, mas apenas a parcela biodegradável, representada pela DBO. Embora essa abordagem não seja a mais comum na literatura, ela se justifica pelo fato de que os efluentes avaliados são oriundos de um frigorífico industrial e, diferentemente dos efluentes domésticos, tendem a apresentar maior concentração de DQO e menor biodegradabilidade (menor DBO), resultando em uma relação DQO/DBO elevada. Essa escolha visa evitar a superestimação da produção de biogás, restringindo a estimativa à fração efetivamente conversível em metano.

A fração volumétrica da fase sólida foi determinada através do cálculo da produção de sólidos, juntamente com informações da literatura especializada (Chernicharo, 2016; Brito *et al.*, 2020). A fração volumétrica da fase líquida foi definida de forma a assegurar que a soma das frações volumétricas das fases líquida, sólida e gasosa fosse igual a 1.

Os dados das condições operacionais tempo de detenção hidráulica e vazão (Tabela 4) e dos parâmetros ambientais no interior do reator (temperatura e DQO) (Tabela 10), necessários para as estimativas das frações volumétricas do biogás e do lodo e para validar o modelo, foram obtidos experimentalmente.

Ao aplicar o método de Chernicharo (2016) aos dados obtidos experimentalmente nesta pesquisa, para estimar a fração volumétrica da fase gasosa, foi obtido o valor de 0,026 (caso 1). No entanto, para atingir um dos objetivos da pesquisa, que é avaliar numericamente o desempenho do reator em diferentes frações volumétricas de biogás, foram definidas duas frações adicionais com valores de 0,13 e 0,26 (casos 2 e 3), conforme apresentado na Tabela 7.

É importante destacar que frações volumétricas da fase gasosa superiores a 0,26 não foram consideradas nesta pesquisa, por se tratarem de valores elevados para este tipo de reator. Ademais, a revisão de literatura não identificou estudos que

abordassem, de forma clara, frações volumétricas de biogás superiores a esse limite, sendo o maior valor registrado 0,06, conforme observado na pesquisa de Brito *et al.* (2020).

Tabela 7 – Frações volumétricas das fases definidas nas condições de entrada da modelagem matemática

<b>Casos</b>	<b>Fase Contínua</b>	<b>Fase dispersa</b>	<b>Fase dispersa</b>
	Líquida (água)	Gasosa (biogás)	Sólida (lodo)
Caso 1	0,944	0,026	0,03
Caso 2	0,84	0,13	0,03
Caso 3	0,71	0,26	0,03

Fonte: elaborada pelo autor.

Conforme observado na Tabela 08, foi adotado um diâmetro constante de 3 mm para as bolhas de biogás que entram no reator UASB (Narnoli; Mehrotra, 1997; Lima, 2008; Lima *et al.*, 2011; Brito *et al.*, 2020). Esse valor de diâmetro de bolha é representativo das bolhas de biogás que se desprendem do leito de lodo, composto por lodo granular anaeróbio.

Tabela 8 – Propriedades físicas das fases

<b>Propriedades</b>	<b>Água</b>	<b>Biogás</b>	<b>Lodo</b>
Densidade ( $\rho$ : $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ )	997	0,77*	1020
Viscosidade dinâmica ( $\mu$ : $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )	$8,899 \times 10^{-4}$	$1,114 \times 10^{-5}$	$1,295 \times 10^{-4}$
Diâmetro (d: mm)	-	3	3
Tensão superficial ( $\sigma$ : $\text{N}\cdot\text{m}^{-1}$ )	0,072	-	-

Fonte: adaptada de Lima (2008).

\* Este valor foi estabelecido com base no cálculo da média harmônica das frações mássica e molar do biogás, composto por metano (75%) e dióxido de carbono (25%), sob temperatura de 302,15 K e pressão atmosférica de 101.000 Pa.

Os valores referentes ao diâmetro de partículas de lodo anaeróbio relatados na literatura apresentam uma variação considerável. Bhunia e Ghangrekar (2007) e Tassew *et al.* (2019) indicam diâmetros entre 0,5 e 5 mm, enquanto Owusu-Agyeman *et al.* (2019) relatam variações de 0,4 a 4 mm. Metcalf e Eddy (2016)

descrevem intervalos de 0,5 a 4 mm e Del Nery *et al.* (2008) observaram diâmetros entre 0,5 e 3 mm. Chernicharo (2016) destaca que a biomassa pode apresentar-se na forma de flocos ou grânulos, com tamanhos variando de 1 a 5 mm. Schmidt e Ahring (1996) relatam que grânulos de lodo geralmente têm uma forma esférica com um diâmetro de 0,14 a 5 mm. Com base nesses dados e na pesquisa de Brito *et al.* (2020), adotou-se, nesta pesquisa, um diâmetro de 3 mm para representar o tamanho das partículas de lodo.

A Tabela 9 apresenta os principais métodos numéricos empregados nas simulações, assim como o critério de convergência adotado.

Tabela 9 – Métodos numéricos e critério de convergência para as simulações multifásicas

<b>Controle do Solver</b>	
Esquema de advecção	<i>High Resolution</i>
Controle de escala de tempo: <i>Auto Timescale</i>	
Controle de convergência	Número máximo de iterações: 1000
	Escala de comprimento: conservativa
Critério de convergência	Resíduo médio quadrático $\leq 10^{-6}$
Pressão: Trilinear	
Esquema de interpolação	Velocidade: Trilinear
Função de forma geométrica	

Fonte: Lima (2008).

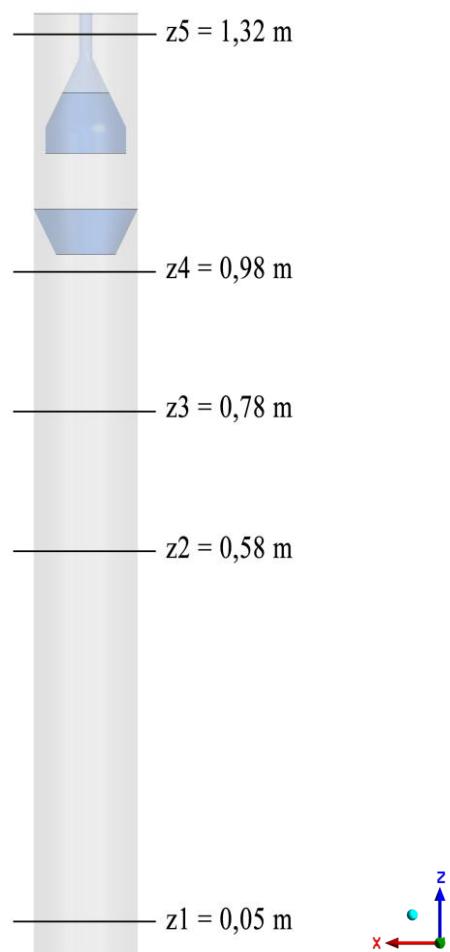
A opção *High Resolution* é recomendada para a obtenção dos resultados finais. A opção *Auto Timescale* constitui a configuração para o controle da escala de tempo no CFX. Nessa abordagem, o próprio solver calcula automaticamente a escala de tempo física com base nas condições de contorno, nas características do escoamento, nos modelos físicos empregados e na geometria do domínio computacional. (Lima, 2008; Ansys, 2024c). O número máximo de iterações foi definido conforme o estudo de Brito *et al.* (2020).

O critério de convergência varia conforme o modelo e seus requisitos específicos. Neste estudo, adotou-se o resíduo médio quadrático (RMS, do inglês *Root mean square*) igual ou inferior a  $10^{-6}$  como critério de convergência. Vale ressaltar que atingir esse nível de convergência pode ser desafiador e é

ocasionalmente necessário para problemas geometricamente sensíveis (Ansys, 2024c).

Para uma discussão mais detalhada dos resultados, foram definidos domínios ao longo do plano vertical  $zx$ , com cotas correspondentes a diversas alturas (Figura 18). Esses domínios permitiram análises das variáveis investigadas (taxa de deformação do lodo, velocidade e percentual das fases) em várias alturas ao longo da direção axial do reator UASB pesquisado.

Figura 18 – Representação das alturas definidas ao longo da direção axial do reator UASB (plano vertical  $zx$ )



Fonte: elaborada pelo autor.

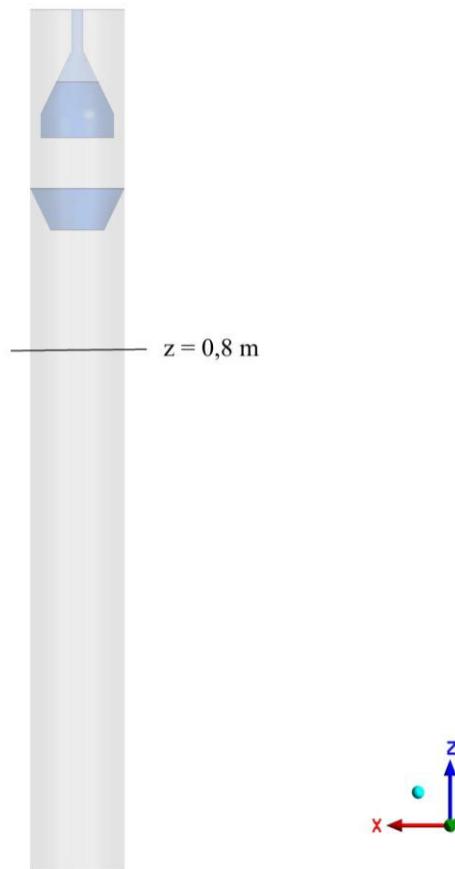
### 3.2.3.2 Modelagem considerando variados tamanhos das partículas de lodo

A influência do tamanho das partículas de lodo nas variáveis físicas do escoamento trifásico em um reator UASB foi investigada utilizando a mesma modelagem matemática e as mesmas condições de contorno adotadas no Caso 1. A

única variável alterada foi o diâmetro das partículas de lodo, que variou entre 0,5 e 5 mm. Essa faixa de variação foi definida com base no estudo de Tassew *et al.* (2019), que relataram que os grânulos anaeróbicos possuem, geralmente, formato esférico e diâmetros situados nesse intervalo.

Os parâmetros foram avaliados na região de manta de lodo, através de um domínio definido no plano zx, a uma altura de 0,8 m da base do reator, conforme ilustrado na Figura 19. A definição dessa altura, sob o ponto de vista numérico, foi estabelecida devido ao fato da região de separação trifásica, caracterizada pela presença dos dispositivos de separação de fases (defletor de gases e separador trifásico), ser uma região de transição dinâmica entre as fases sólida, líquida e gasosa, caracterizada por mudanças locais nas áreas de seção transversal, o que altera as condições de escoamento, tornando-a uma região de instabilidade.

Figura 19 – Representação da altura definida para avaliação das variáveis físicas na região de manta de lodo do reator UASB (plano vertical zx)



Fonte: elaborada pelo autor.

Associada a complexidade inherente ao estudo numérico na região de separação trifásica, tem-se que é nas regiões de leito e manta de lodo onde ocorrem as principais interações físicas e bioquímicas, entre as fases envolvidas no processo, responsáveis pela formação do lodo (granular e/ou floculento) e consequente retenção de sólidos e taxa de remoção volumétrica de matéria orgânica. Assim, a compreensão do escoamento na região de manta de lodo permite mitigar problemas operacionais, como a formação de zonas mortas, sedimentação ineficiente, arraste excessivo de lodo e cisalhamento dos grânulos anaeróbios, garantindo um melhor desempenho. Esses estudos também são fundamentais para o dimensionamento de reatores, fornecendo subsídios para projetos mais eficientes e sustentáveis em aplicações de maior escala.

Ressalta-se que, embora os grânulos de lodo presentes em reatores UASB apresentem considerável diversidade de tamanhos (Chernicharo, 2016; Metcalf; Eddy, 2016), optou-se por investigá-los individualmente, a fim de compreender a influência que cada tamanho de partícula exerce sobre o comportamento do escoamento no reator.

A densidade das partículas de lodo, independentemente do diâmetro, foi assumida constante, com um valor de  $\rho = 1020 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ . Essa simplificação se deve à dificuldade inherente de se realizar uma determinação acurada da densidade, bem como simplificar os cálculos e a modelagem. Assim, optou-se por adotar o valor reportado por Chernicharo (2016) como referência.

Como forma de respaldar essa decisão metodológica, destaca-se a análise conduzida por Saravanan e Sreekrishnan (2005), os quais observaram que grânulos de lodo, com diâmetros variando entre 0,15 e 5,3 mm, apresentaram densidades distribuídas em um intervalo estreito, entre  $1.035$  e  $1.045 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ . Essa variação, entretanto, não evidenciou uma tendência clara em função do tamanho dos grânulos. Em razão desses resultados, os autores consideraram desprezível a influência do diâmetro sobre a densidade das partículas, adotando o valor médio das densidades obtidas para seus cálculos.

### *3.2.3.3 Análise numérica da pressão absoluta e da perda de carga aparente no interior do reator UASB nas diferentes condições operacionais simuladas*

Para aprimorar a compreensão da pressão no interior do reator UASB, foram estabelecidos os campos de pressão absoluta no plano zx (Figura 20). Esta

abordagem numérica possibilita a investigação detalhada das possíveis influências dos diferentes cenários simulados (diferentes frações volumétricas de biogás e dos variados tamanhos das partículas de lodo) sobre o gradiente de pressão ao longo da direção axial do reator pesquisado. Parâmetros adicionais, como a densidade da mistura multifásica e a perda de carga hidráulica, também foram determinados a fim de subsidiar a análise dos resultados obtidos.

Figura 20 – Representação do plano vertical zx



Fonte: elaborada pelo autor.

Adicionalmente, foi realizada uma análise de sensibilidade dos gradientes de pressão ao longo da direção axial do reator, com o objetivo de avaliar o impacto de diferentes velocidades ascensionais da mistura trifásica sobre o comportamento do gradiente de pressão do sistema. Para isso, nos diferentes cenários simulados nesta pesquisa, foram variadas as velocidades da mistura trifásica, enquanto se mantinham constantes as demais condições de contorno e parâmetros físicos do modelo. A análise permitiu identificar a influência das alterações sobre os gradientes de pressão

gerados, contribuindo para a compreensão do desempenho do modelo diante de diferentes condições operacionais no reator UASB.

Para calcular a perda de carga hidráulica aparente entre dois pontos (entrada e saída) no reator UASB, utilizou-se a equação de Bernoulli, com as cargas de pressão, posição e cinética (Equação 38) (Azevedo Netto; Fernández, 2018; Fox; Mitchell, 2020). Esta equação, apesar de ter sido formulada para aplicação em escoamento monofásico, foi selecionada para calcular a perda de carga no reator UASB desta pesquisa devido à complexidade dos modelos utilizados para a determinação de perda de carga em escoamentos multifásicos.

Dentre os modelos disponibilizados na literatura para determinação de perda de carga em escoamento multifásico, podem ser citados (Cozin; Morales; França, 2010):

- Modelo homogêneo: baseado na premissa de que a mistura é homogênea;
- Modelo de fases separadas: utilizado quando cada uma das fases da mistura mantém sua identidade no escoamento;
- Modelo de Lockhart e Martinelli: baseado nas premissas de que a pressão é uniforme na seção transversal do escoamento, o gradiente de pressão do líquido é igual ao gradiente de pressão do gás e o volume ocupado pelo líquido mais o volume ocupado pelo gás, em qualquer instante, é igual ao volume total da tubulação.

Ressalta-se que a perda de carga foi considerada aparente, pois o cálculo foi realizado com base na equação de Bernoulli de forma simplificada, sem levar em conta os efeitos complexos do escoamento multifásico característico do reator UASB. Nesse tipo de sistema, coexistem três fases (líquida, gasosa e sólida), que interagem entre si por meio de forças de arraste, flutuação e dispersão. Como a equação de Bernoulli foi originalmente formulada para escoamentos monofásicos ideais, sua aplicação nesse caso não representa a perda de carga real do sistema, mas sim uma perda de carga aparente, que serve como uma estimativa simplificada da resistência global ao escoamento.

$$h_{1-2} = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} + (z_1 - z_2) + \frac{U_{\alpha 1}^2 - U_{\alpha 2}^2}{2g} \quad (38)$$

Considerando que,

$h_{1-2}$  = perda de carga entre os pontos 1 (entrada) e 2 (saída);

$p$  = pressão nos pontos 1 e 2;

$\rho$  = densidade do fluido;

$U_a$  = velocidade da água nos pontos 1 e 2;

$g$  = aceleração devida à gravidade,

$z$  = cota nos pontos 1 e 2.

### 3.2.3.4 Análise estatística

Para a análise e interpretação de parte dos dados obtidos nesta pesquisa, foram empregadas abordagens estatísticas descritivas e inferenciais. Utilizou-se a estatística descritiva, com o uso de representações gráficas, como *box-plots*, para a avaliação das velocidades das fases em função dos diferentes tamanhos das partículas de lodo.

Com o objetivo de verificar a existência de relações lineares entre as variáveis analisadas, foram aplicados o coeficiente de correlação de Pearson ( $r$ ) e o coeficiente de determinação ( $R^2$ ), os quais contribuíram para a compreensão da força, direção e qualidade do ajuste das associações observadas. As análises de correlação foram conduzidas considerando as seguintes variáveis: tamanho médio das partículas de lodo, velocidade axial das partículas, número de Reynolds e densidade da mistura. Essas análises permitiram avaliar o grau de dependência entre os parâmetros físicos envolvidos no escoamento multifásico e contribuíram para a interpretação do comportamento hidrodinâmico observado nas simulações.

No processo de validação do modelo numérico, adotaram-se o erro absoluto e o erro relativo como métricas de comparação entre os dados simulados e experimentais, fornecendo subsídios quantitativos para a avaliação do modelo proposto.

Para verificar a significância estatística das diferenças entre os cenários simulados, foram realizadas diversas aplicações da análise de variância (ANOVA), abrangendo diferentes variáveis do modelo. Os cenários simulados consideraram diferentes frações volumétricas de biogás e variados tamanhos das partículas de lodo,

o que permitiu avaliar o comportamento do sistema sob diferentes configurações físico-operacionais. As análises estatísticas incluíram:

- as pressões absolutas nos diferentes cenários de biogás e lodo simulados;
- as densidades da mistura nos diferentes cenários;
- as pressões absolutas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica.

Nos casos em que foram identificadas diferenças estatísticas significativas, foi aplicado o teste de comparações múltiplas de Tukey ( $\alpha = 0,05$ ), com o objetivo de determinar quais pares de cenários apresentaram distinções significativas entre si.

As análises estatísticas foram conduzidas com o suporte de planilhas eletrônicas para a organização dos dados e com o software BioEstat para a execução dos testes e interpretação dos resultados.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Monitoramento do reator UASB

Os resultados apresentados nesta seção referem-se, de forma simplificada, ao monitoramento da estabilidade e do desempenho operacional do reator UASB avaliado. Embora uma análise mais detalhada de parâmetros físico-químicos, como alcalinidade e suas frações, composição do biogás, frações de sólidos, atividade metanogênica específica, estabilidade do lodo e índice volumétrico de lodo seja fundamental, esses parâmetros não foram abordados nesta pesquisa, pois o foco principal é a caracterização do escoamento trifásico por meio da simulação numérica.

Conforme Chernicharo (2016), a temperatura desempenha um papel crucial na conversão do substrato orgânico pela via anaeróbia de tratamento. Valores abaixo de aproximadamente 20°C podem comprometer as taxas de degradação anaeróbia. No entanto, devido à localização em uma região de clima quente, o reator operou com temperatura média da massa líquida interna de 29 °C (Tabela 10), dentro, portanto, da faixa mesofílica, que varia de 20 a 40 °C.

Durante o monitoramento realizado, os valores de pH na entrada e na saída do reator apresentaram tendência alcalina. Enquanto o pH do esgoto afluente manteve-se dentro de uma faixa aceitável, o pH do efluente tratado situou-se próximo ao limite superior do intervalo de 6,0 a 8,0 (Tabela 10), considerado ideal para o bom desempenho do processo de digestão anaeróbia e para a formação de metano (Chernicharo, 2016). Van Haandel e Lettinga (1994) sugerem uma faixa ainda mais restrita, de 6,3 a 7,8, indicando que valores fora desse intervalo podem reduzir rapidamente a taxa de metanogênese.

O estudo de Liu *et al.* (2008) mostrou que a faixa ideal de pH para alcançar o rendimento máximo de biogás na digestão anaeróbia situa-se entre 6,5 e 7,5. No entanto, o valor ótimo pode variar de acordo com o tipo de substrato e a técnica de digestão empregada. Ao avaliar a viabilidade do tratamento de resíduos metanólicos em reatores UASB, Bhatti, Furukawa e Fujita (1996) recomendaram que, para uma etapa única de tratamento anaeróbio, o pH deve ser mantido próximo de 7,0. De acordo com Pol *et al.* (2004), o pH quase neutro é uma das condições que favorecem a granulação de lodo anaeróbio.

Tabela 10 – Resultados do monitoramento dos parâmetros físico-químicos determinados em amostras do afluente e do efluente do reator UASB

Parâmetro	Valor médio
Temperatura da massa líquida ( $^{\circ}\text{C}$ )	29
pH entrada	7,9
pH saída	8,1
DQO entrada ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	1030,5
DQO saída ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	461,5
Eficiência de remoção de DQO (%)	55
Carga orgânica volumétrica aplicada ( $\text{kg}_{\text{DQO}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ )	3,8
Carga orgânica volumétrica removida ( $\text{kg}_{\text{DQO}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ )	2,1
DBO entrada ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	190,5
DBO saída ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	108,2
Eficiência de remoção de DBO (%)	43
Carga orgânica volumétrica aplicada ( $\text{kg}_{\text{DBO}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ )	0,7
Carga orgânica volumétrica removida ( $\text{kg}_{\text{DBO}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ )	0,3
Relação DQO/DBO	5,4
SST entrada ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	874,5
SST saída ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	177
Eficiência de remoção de SST (%)	80
Produção volumétrica de biogás ( $\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$ )	0,72
Produção específica de biogás ( $\text{m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{kg}_{\text{DQOremovida}}^{-1}$ )	0,05

Fonte: elaborada pelo autor.

Conforme Bitton (2005), o tratamento biológico de águas residuárias é conduzido, predominantemente, em condições de pH neutro. Destaca-se que a atividade dos microrganismos metanogênicos é otimizada dentro de uma faixa de pH de 6,7 a 7,4, sendo que o desempenho máximo ocorre dentro de uma faixa mais estreita de pH, entre 7,0 e 7,2. Ademais, enfatiza-se que a eficiência do processo pode ser comprometida caso o pH se aproxime de 6,0. Nesse contexto, é essencial evitar valores de pH inferiores a 6 ou superiores a 8,3 (Chernicharo, 2016), visto que condições excessivamente ácidas podem diminuir a quantidade de microrganismos, bem como inibir totalmente sua a atividade metabólica (Zhang *et al.*, 2019). Além

disso, valores elevados de pH, a partir de 8,3, podem provocar a desintegração do lodo granular anaeróbio, ocasionando modificações em suas características físicas, como redução de densidade e tamanho (Sandberg; Ahring, 1992).

As eficiências médias de remoção de DQO e DBO alcançadas nesta pesquisa foram de 55% e 43%, respectivamente (Tabela 10). Esta eficiência de remoção de DQO foi expressivamente inferior a obtida por Musa *et. al.* (2018), que foi de 70%, ao operarem um reator UASB tratando efluentes de abatedouro de gado em uma taxa de carga orgânica de  $3\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ . Porém, Musa *et. al.* (2018), operaram o reator na temperatura constante de 35 °C, considerada ótima para a digestão anaeróbia, relação DQO/DBO de 2,3, indicativa da predominância de material biodegradável, e TDH de 24 horas, enquanto nesta pesquisa o reator foi operado na temperatura média ambiente de 29 °C, relação DQO/DBO de 5,4 e TDH de apenas 6,4 horas.

As eficiências de remoção de matéria orgânica também foram calculadas com base na carga orgânica volumétrica, e observou-se uma boa concordância com os valores obtidos pelo método baseado nas concentrações. Embora o reator esteja operando de forma regular, a baixa eficiência de remoção observada sugere que sua capacidade de tratamento se encontra limitada, possivelmente em função das características do afluente, especialmente da elevada relação DQO/DBO.

É importante destacar que a análise baseada na COV é mais representativa do desempenho real do reator, pois considera não apenas a concentração, mas também o volume útil do sistema e o tempo de operação ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ). Essa abordagem é útil para o dimensionamento de unidades de tratamento, para a comparação entre reatores de diferentes escalas e para o controle operacional contínuo.

Ressalta-se que reatores UASB operando em escala real, mesmo tratando efluentes com relação DQO/DBO indicativa da predominância de material biodegradável, como efluentes domésticos, podem apresentar variabilidade nas eficiências de remoção de DQO. Neste contexto, Silva *et. al.* (2013), ao compararem os desempenhos operacionais de reatores UASB com os de tanques sépticos seguidos de filtros anaeróbios, tratando efluentes domésticos, em escala real, obtiveram eficiência média de remoção de DQO em reatores UASB de 56% ( $\pm 15$ ).

Vale ressaltar que a elevada relação DQO/DBO, de 5,4 (Tabela 10), indica que a água residuária contém uma alta fração de matéria inerte, ou seja, refratária a processos biológicos como os utilizados no reator UASB. No entanto, ao comparar com os dados da relação DQO/DBO apresentados por Gonçalves *et al.* (2023), observa-se uma discrepância considerável, que pode ser atribuída à composição variável da água residuária. Essa variação pode resultar da quantidade e tipo de animal abatido, bem como da inconsistência do tratamento preliminar e dos processos operacionais em geral (Musa *et al.*, 2020).

A eficiência na remoção de matéria orgânica tem um impacto direto na produção de biogás em reatores UASB. Se a remoção de matéria orgânica for insatisfatória, é provável que a produção de biogás também esteja reduzida, já que o metano gerado no reator UASB resulta da degradação anaeróbia da matéria orgânica presente na água residuária (Chernicharo, 2016).

A baixa produção de biogás observada no reator UASB em estudo pode ser atribuída à carga orgânica volumétrica ser relativamente baixa ( $3,8 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ), próxima a faixa de valores comumente observada em reatores UASB tratando efluentes domésticos ( $2,5$  e  $3,5 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ) (Chernicharo, 2016), que, geralmente, por serem mais diluídos que efluentes de frigoríficos industriais, produzem quantidades reduzidas de biogás. Outro aspecto a ser considerado é que a relação DQO/DBO foi de 5,4, indicativa da predominância de fração inerte elevada, considerado, também, um fator limitante para a produção de biogás no reator pesquisado.

No que se refere à estimativa da produção de biogás, é importante ressaltar a existência de abordagens mais completas. Entre elas, destaca-se o modelo proposto por Lobato, Chernicharo e Souza (2012), que incorpora fatores como a redução de sulfato e a presença de metano dissolvido no efluente, os quais representam uma alternativa interessante para estimar a produção de biogás em reatores UASB.

Contudo, nesta pesquisa, ao se aplicar os modelos de Lobato, Chernicharo e Souza (2012) e Chernicharo (2016) para a estimativa da produção de biogás aos dados obtidos do reator UASB, foi verificado que os valores que mais se aproximaram dos dados obtidos experimentalmente foram os determinados a partir do método de Chernicharo (2016). Porém, o erro relativo obtido a partir da utilização do modelo de Chernicharo (2016) foi elevado (em torno de 72%), não representando, portanto, a

produção real de biogás no reator pesquisado. O erro relativo observado ao se aplicar o modelo de Lobato, Chernicharo e Souza (2012) foi de 84%. Em contrapartida, Gonçalves *et al.* (2023), ao utilizarem o método de Chernicharo (2016) para estimar a produção de biogás no mesmo reator utilizado nesta pesquisa, tratando efluentes do mesmo frigorífico industrial, obtiveram resultados bastante próximos aos obtidos experimentalmente, com erro relativo de apenas 3%.

Ao se investigar o motivo das discrepâncias entre os resultados desta pesquisa e os alcançados por Gonçalves *et al.* (2023), foi verificado que enquanto a relação DQO/DBO observada nesta pesquisa foi de 5,4, indicativa da predominância de material de difícil biodegradabilidade à digestão anaeróbia, no trabalho de Gonçalves *et al.* (2023) a relação DQO/DBO foi de apenas 1,85, característica de efluente com predominância de material biodegradável. A partir destes resultados depreende-se que a estimativa da produção de biogás a partir de modelos baseados na carga de DQO afluente ao reator que é convertida em gás metano, incluindo os modelos mais modernos, pode ser considerada satisfatória quando o efluente apresenta condições de biodegradabilidade elevada, semelhante a observada em esgotos domésticos. Sendo assim, para sua aplicação em efluentes industriais que apresentam elevada relação DQO/DBO é necessário que sejam realizados ajustes e calibração dos modelos para que estes possam refletir mais precisamente as condições reais da produção de biogás.

Vale salientar que a composição macromolecular das águas residuárias de frigoríficos exerce influência significativa sobre a biodegradabilidade do substrato. Essa composição varia conforme as características fisiológicas e dietéticas de cada espécie animal processada, assim como o tamanho e as práticas específicas de cada operação industrial. Por exemplo, os dejetos de bovinos possuem um teor de matéria orgânica decomponível de 35%, refletindo a alta concentração de fibras (lignocelulose) na ração. Em contraste, os dejetos suíños apresentam uma maior biodegradabilidade, com cerca de 50% da matéria orgânica sendo decomponível (UNIDO; UTFPR; CIBiogás, 2021). Essas variações são cruciais para compreender tanto as discrepâncias na estimativa da produção de biogás quanto na própria produção efetiva desse gás em reatores anaeróbios.

Ademais, é necessário enfatizar que a previsão da produção de biogás em digestores anaeróbios enfrenta desafios devido à complexidade dos processos

biológicos envolvidos, às variações nas condições operacionais e à diversidade dos substratos utilizados. Além disso, a solubilidade do biogás no efluente e a precisão dos modelos preditivos existentes complicam a estimativa da fração de biogás que permanece dissolvida e não é capturada. Esses fatores tornam difícil quantificar e prever com exatidão a produção e distribuição do biogás em tais sistemas.

Assim, diante da complexidade inerente a estimativa da produção de biogás em reatores UASB tratando efluentes industriais, principalmente em relação a predição da quantidade de biogás dissolvido no meio, nesta pesquisa foi utilizado o modelo de Chernicharo (2016), porém considerando-se apenas a parcela biodegradável à digestão anaeróbia, que correspondeu, a partir da relação DQO/DBO, a 18 % do conteúdo orgânico do efluente.

## **4.2 Escoamento trifásico**

### **4.2.1 Validação do modelo**

Para assegurar a confiabilidade e a validade do modelo proposto, é imprescindível realizar uma análise comparativa dos resultados simulados com os dados obtidos experimentalmente. Nesse contexto, optou-se pelo parâmetro vazão volumétrica de biogás na fronteira de saída de biogás do reator, especificamente na interface líquido-gás, como o parâmetro para essa comparação. Os valores detalhados na Tabela 11 oferecem uma visão clara dessa comparação, mostrando a vazão experimental, a vazão simulada, o erro absoluto e o erro relativo.

**Tabela 11 – Valores das vazões volumétricas experimentais e numéricas de biogás**

Parâmetros de validação	Caso 1
Vazão volumétrica de biogás experimental ( $L \cdot d^{-1}$ )	0,72
Vazão volumétrica de biogás simulada ( $L \cdot d^{-1}$ )	0,75
Erro absoluto ( $L \cdot d^{-1}$ )	0,03
Erro relativo (%)	4,2

Fonte: elaborada pelo autor.

Na Tabela 11, observa-se um erro absoluto de  $0,03 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$  entre a vazão volumétrica de biogás numérica e a experimental (real), o que corresponde a um erro relativo de apenas 4,2%. Essa pequena variação indica que a modelagem utilizada se mostrou adequada para representar fisicamente o escoamento multifásico no interior do reator UASB.

É importante esclarecer que o modelo desenvolvido não teve o objetivo de prever a produção de biogás, visto que não foram consideradas reações bioquímicas, tampouco a transferência de massa. Porém, a partir da especificação das condições de contorno e da aplicação do modelo para escoamentos multifásicos dispersos com transferência interfacial (aproximação Euleriana – Euleriana), foi possível descrever, dentre outros aspectos, o fluxo das bolhas de biogás através da água e das partículas de lodo e sua liberação para o interior do separador trifásico.

Diante do exposto, ressalta-se que o percurso das bolhas de biogás, da seção de entrada até a seção de saída do reator (saída de líquido ou saída de biogás) depende, dentre outros fatores, da forma de distribuição das bolhas do biogás na área de seção transversal de entrada do reator, do tipo e da intensidade das forças atuantes em cada fase, das velocidades de escoamento da mistura e do regime de escoamento (se laminar ou turbulento). Assim, sem a modelagem apropriada dessas condições, a fluidodinâmica computacional pode não prever corretamente o transporte do biogás e das demais fases ao longo da direção axial do reator. Porém, considerando que a modelagem conseguiu prever adequadamente a vazão volumétrica de biogás no interior do separador trifásico, visto que o erro relativo entre os dados numéricos e experimentais (reais) foi de apenas 4,2%, é possível afirmar que a modelagem utilizada nesta pesquisa foi validada em relação ao escoamento do biogás e a quantidade que chegou no separador trifásico.

Pesquisas correlatas que utilizaram CFD para estudar o comportamento do escoamento trifásico em reatores UASB adotaram diferentes abordagens na validação de seus modelos. Destacam-se os estudos de Lima *et al.* (2011) e Brito *et al.* (2020), que, nos espaços bi e tridimensionais, respectivamente, validaram seus modelos ao analisar a concentração de sólidos suspensos na saída de um reator UASB e a distribuição da pressão ao longo de sua extensão, obtendo resultados considerados satisfatórios. Bastiani *et al.* (2021), também ao estudarem o escoamento trifásico em reator UASB, realizaram a validação do seu modelo CFD através de simulações de CFD, utilizando, principalmente, os parâmetros velocidade do líquido e do gás.

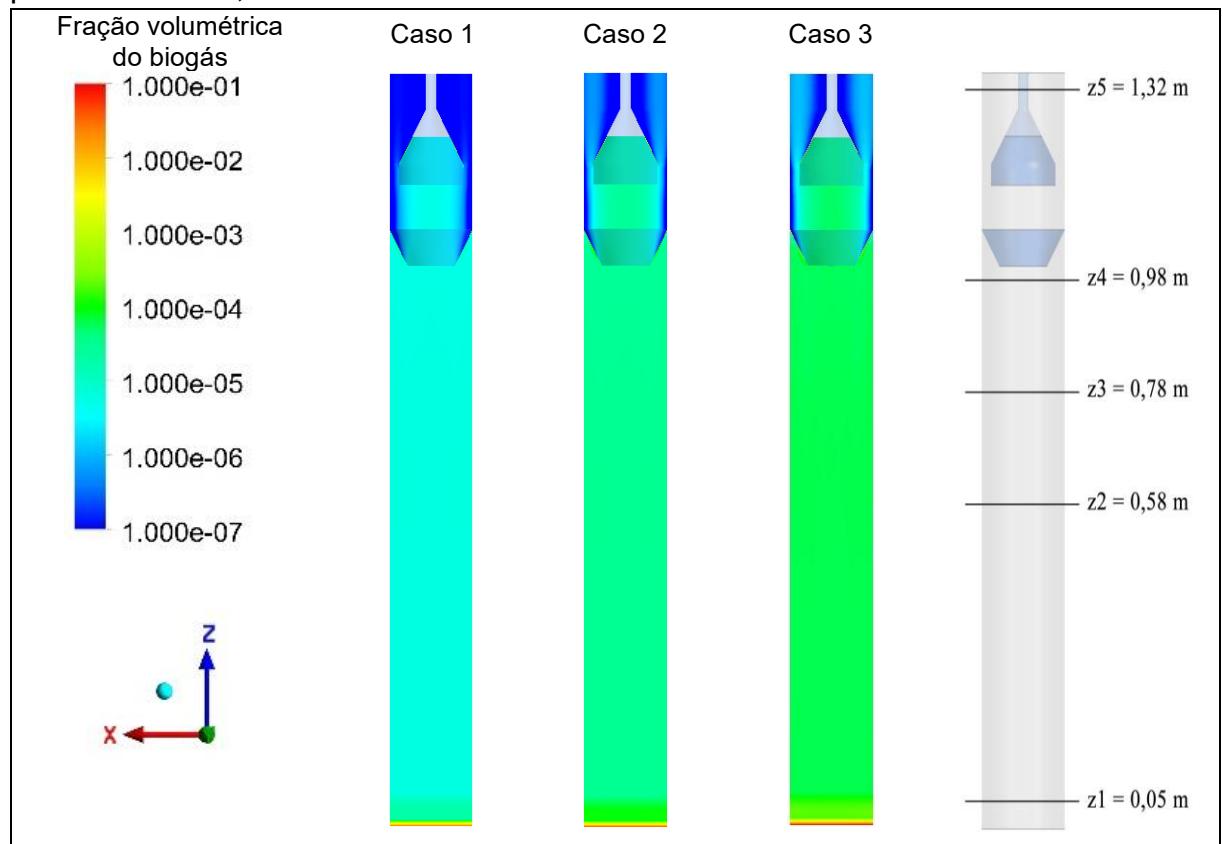
## 4.2.2 Simulações numéricas

### 4.2.2.1 Simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás

Todas as simulações numéricas foram realizadas com as mesmas condições iniciais e de contorno, conforme casos especificados na Tabela 7.

A Figura 21 ilustra iso-superfícies (plano vertical) em três cenários distintos, intitulados Caso 1, Caso 2 e Caso 3, referentes à distribuição espacial da fração volumétrica de biogás no interior do reator UASB estudado.

Figura 21 – Iso-superfícies da distribuição espacial da fração volumétrica do biogás para os casos 1, 2 e 3



Fonte: elaborada pelo autor.

Nos três cenários analisados, observa-se que a fração volumétrica do biogás mais elevada ocorre na parte inferior do reator, onde se aplicou uma condição de entrada constante. Nessa área, a fração volumétrica de cada fase permanece máxima durante toda a simulação. No entanto, devido a diferença de densidade, essa

fração é modificada ao longo do reator, resultando em uma diminuição relativa conforme a direção do fluxo.

A análise comparativa dos três casos permite inferir que a distribuição da fração volumétrica de biogás, observada na Figura 21, independe da fração volumétrica de entrada. Essa constatação é válida considerando uma variação na fração volumétrica de biogás entre 0,026 e 0,26.

No estudo numérico realizado por Lima *et al.* (2011), ao investigarem a distribuição das frações volumétricas de biogás, foi identificado um comportamento similar. Os autores detectaram quantidades significativas de biogás ao longo do reator, porém, em sua pesquisa, a inclinação do defletor era voltada para cima. Esta configuração propiciou a formação de um fluxo de bolhas agrupadas que se direcionam para o interior do separador trifásico. Os autores ainda registraram uma ausência quase total de arraste de biogás para o compartimento de decantação. É importante destacar que o reator operava com frações de biogás e lodo, correspondendo a 0,06 e 0,03, respectivamente.

Bastiani *et al.* (2020), ao analisarem o perfil vertical da distribuição da fração volumétrica de gás gerada por simulação, observaram que, na parte superior do reator UASB, o defletor de gases direcionava o gás para a saída do sistema, comportamento que se alinha aos resultados verificados neste estudo.

Na Tabela 12, observou-se que na cota z5, situada no interior do compartimento de decantação, não há presença significativa de biogás nos três casos analisados. Esta constatação se alinha ao que realmente ocorre na prática e ao observado nas pesquisas de Lima *et al.* (2011) e Brito *et al.* (2020).

Nos diferentes casos estudados, observou-se que os valores percentuais de lodo no domínio z5 foram próximos a 3,5%. Em contrapartida, nos domínios z2, z3 e z4, nos três casos pesquisados, foram obtidos valores percentuais entre 2% e 2,7%.

Nos domínios z2 = 0,58 m, z3 = 0,78 m e z4 = 0,98 m foi verificado que os percentuais de lodo estavam em conformidade com os comumente encontrados na prática operacional de reatores UASB, que, de acordo com Chernicharo (2016), tipicamente variam entre 1 e 3%, porém estão acima do valor máximo de segurança recomendado por Lobato *et al.* (2018), que é de 0,5%, para evitar que ocorra passagem de lodo para o compartimento de decantação e perda excessiva de sólidos no efluente. Para atender a recomendação de Lobato *et al.* (2018), considerando a configuração atual do reator, bem como as mesmas características dos sólidos, seria

necessário diminuir a velocidade ascensional do líquido no domínio de entrada do reator.

Tabela 12 – Distribuição das fases em diferentes alturas do reator

Valores percentuais (%)		Casos	z1: 0,05 m	z2: 0,58 m	z3: 0,78 m	z4: 0,98 m	z5: 1,32 m
Água	1		49,7	97,3	97,3	97,9	96,5
	2		50,5	97,3	97,3	97,9	96,5
	3		51,2	97,3	97,3	97,9	96,5
Lodo	1		50,3	2,7	2,7	2,1	3,5
	2		49,5	2,7	2,7	2,1	3,5
	3		48,8	2,7	2,7	2,1	3,5
Biogás	1		0,001	0,001	0,001	0,001	0
	2		0,006	0,003	0,003	0,003	0
	3		0,011	0,007	0,007	0,006	0

Fonte: elaborada pelo autor.

Os elevados percentuais de lodo obtidos no domínio z5, localizado no compartimento de decantação, estão associados ao arraste de partículas de lodo da região de lodo para região de separação trifásica. Este arraste é decorrente tanto das elevadas velocidades ascensionais estabelecidas na região de lodo quanto na passagem da região de lodo para o compartimento de decantação, estando acima, inclusive, das velocidades recomendadas pela NBR 12.209/2011 para estas regiões.

Ressalta-se que a velocidade da mistura trifásica ( $v = 0,00006 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ), especificada na condição de entrada da modelagem matemática, atende a recomendação normativa para a velocidade ascensional da água no compartimento de digestão ( $v \leq 0,7 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,000194 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) para a vazão média e  $v \leq 1,2 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,000333 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) para a vazão máxima) (ABNT, 2011). Porém, ao atravessar a área de seção transversal da região de entrada do reator, o solver do CFX ajustou automaticamente as velocidades de cada fase em função das suas frações volumétricas correspondentes. Por esta razão, em z2 (0,58 m), a velocidade ascensional da água aumentou para  $v = 0,0008 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , aproximadamente 2,4 vezes superior ao recomendado em norma.

Outro aspecto que pode influenciar no arraste de partículas de lodo da região de lodo para o domínio de saída do líquido é o espaçamento entre o defletor

de gases e o separador trifásico, Lima (2008), ao simular no espaço bidimensional (2D) o comportamento fluidodinâmico de um reator UASB em escala piloto, avaliando diferentes inclinações do defletor de gases no tratamento de efluente doméstico, observou que quando o espaçamento entre o defletor de gases e o separador trifásico foi reduzido de 0,34 m para 0,1 m a concentração de sólidos na saída do reator reduziu de 1.729 para 91,05 mg·L<sup>-1</sup>.

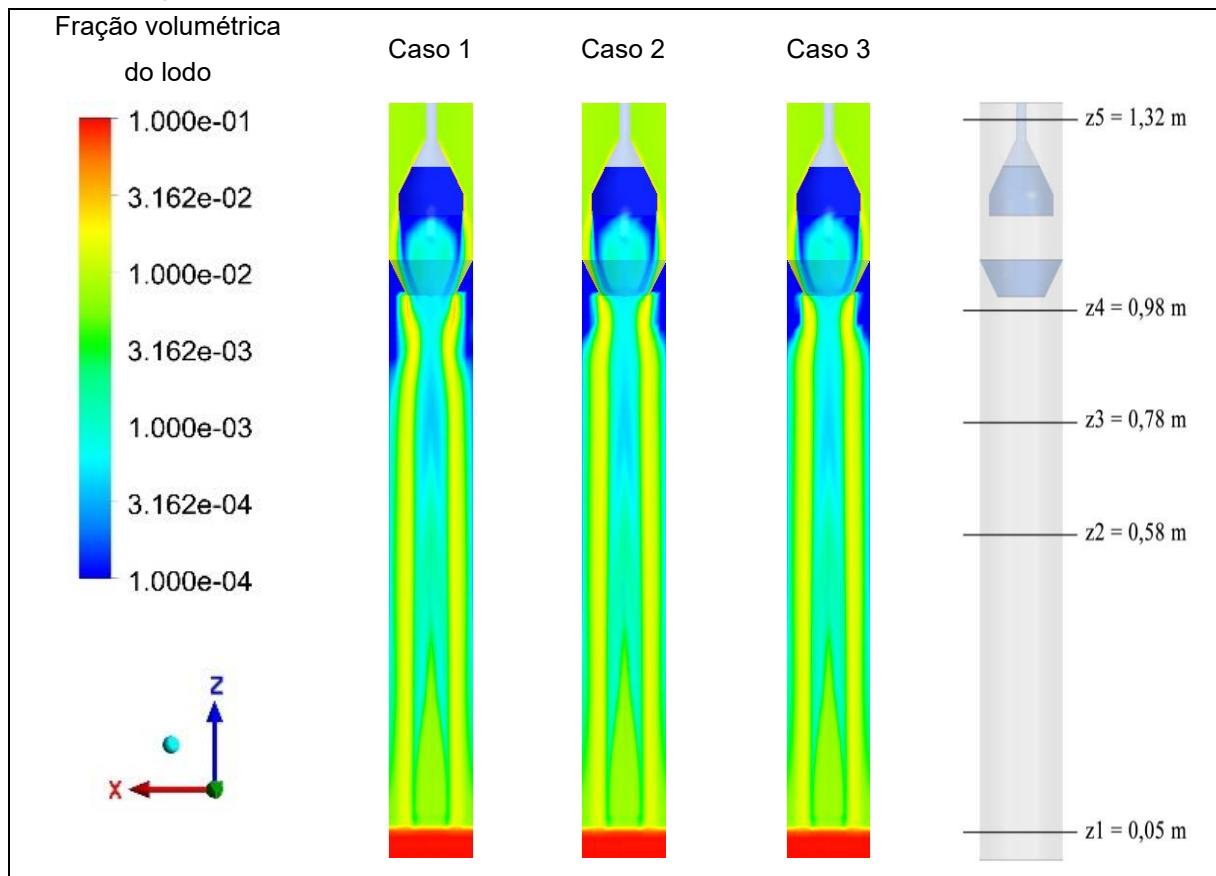
Diante do exposto, acredita-se que a obtenção de frações volumétricas de lodo acima do esperado no compartimento de decantação esteja também relacionada ao espaçamento entre o defletor de gases e o separador trifásico. Esse último aspecto, de modo geral, não é adequadamente especificado na literatura especializada voltada ao dimensionamento de reatores UASB.

Nesse sentido, Ribeiro *et al.* (2019) destacam que a ausência de uma padronização dimensional para o módulo de separação de fases gera dificuldades tanto no detalhamento para obtenção de peças pré-fabricadas quanto na execução em campo, o que pode favorecer a ocorrência de falhas operacionais.

A Figura 22 apresenta três iso-superfícies que ilustram a fração volumétrica do lodo (FVL) no reator UASB estudado, sob diferentes condições de escoamento. Observa-se que as partículas de lodo presentes na parte superior do reator, na região de separação trifásica, tendem a se sedimentar ao longo das paredes do separador de fases. Após a sedimentação, essas partículas são redirecionadas ao defletor de gases, que as reconduz para o interior do reator. Esse mecanismo é fundamental para prevenir a perda indesejada de sólidos juntamente com o efluente, assegurando sua retenção no interior do reator. Essa retenção contribui para o aumento do tempo de retenção celular (idade do lodo), permitindo que as partículas de lodo permaneçam ativamente envolvidas no processo de tratamento (Chernicharo, 2016).

Conforme destacado por Vlyssides, Barampouti e Mai, (2008b), o sucesso operacional dos reatores UASB está associado, entre outros fatores, à sua eficiência na capacidade de acumulação de biomassa por sedimentação. Santos, Chaves e Van Haandel (2016) destacam que a redução do tempo de contato entre a matéria orgânica e os microrganismos no lodo do reator pode comprometer a hidrólise da DQO biodegradável, bem como sua conversão em substrato solúvel, o qual é, em etapas subsequentes, transformado em metano.

Figura 22 – Iso-superfícies da distribuição espacial da fração volumétrica do lodo para os casos 1, 2 e 3



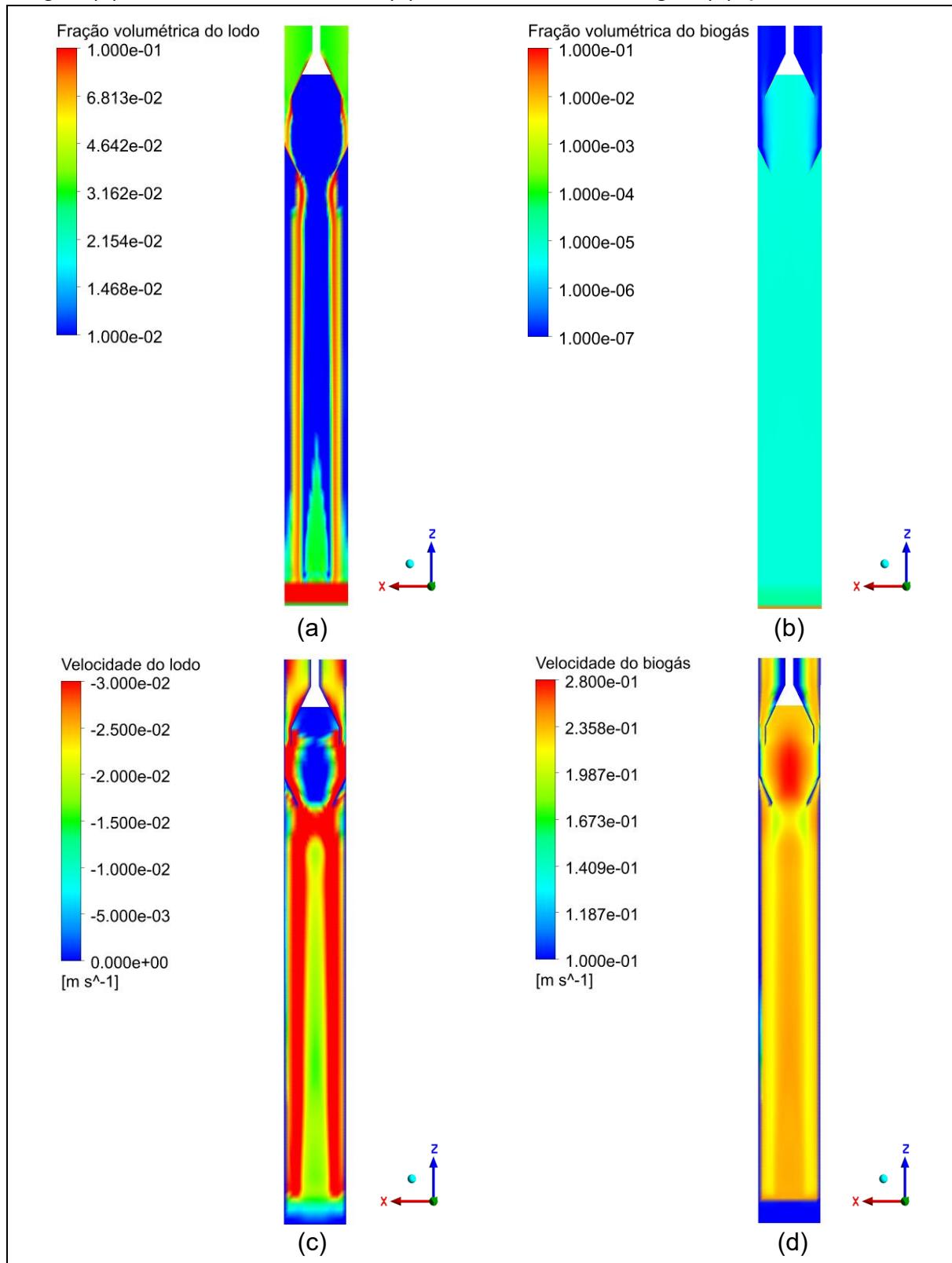
Fonte: elaborada pelo autor.

Outro aspecto a ser considerado é que os grânulos de lodo espacialmente distribuídos (Figura 23 (a)), apesar de não terem se constituído em obstáculos à livre ascensão das bolhas de biogás (Figura 23 (b)), reduziram suas velocidades de ascensão devido ao aumento da resistência ao escoamento decorrente do escoamento em contracorrente das partículas de lodo. Esse comportamento pode ser constatado na Figura 23 (c) e (d), visto que onde ocorrem as maiores velocidades de sedimentação dos grânulos de lodo são observadas as menores velocidades de ascensão das bolhas de biogás.

Neste sentido é importante relatar que foi constatado que a distribuição do biogás ocorreu de forma homogênea, sem a formação de caminhos preferenciais, o que possibilita, na prática, maior interação com as partículas de lodo. Por outro lado, o estabelecimento do escoamento em contracorrente das partículas de lodo, ao reduzir a velocidade de ascensão das bolhas de biogás, pode resultar em um maior

tempo de aprisionamento do biogás no reator, além de propiciar a coalescência destas bolhas.

Figura 23 – Iso-superfícies da fração volumétrica do lodo (a), da fração volumétrica do Biogás (b), da velocidade do lodo (d) e da velocidade da água (d), para o caso 1



Fonte: elaborada pelo autor.

De acordo com Jiang *et al.* (2014), a modificação da trajetória de ascensão de uma bolha poderia produzir uma coalescência com outra na passagem. Após a coalescência, a bolha maior resultante exibiria maior flutuabilidade para induzir campos de fluxo de líquido mais intensos ao redor do grânulo de lodo vizinho. Em uma instalação industrial, pode-se esperar que a presença de numerosos grânulos e bolhas de biogás possa aumentar esses fenômenos de interações e coalescências.

Salienta-se que a quebra e a coalescência das bolhas de biogás não foram contempladas na modelagem realizada nesta pesquisa, uma vez que os objetivos, no que se refere ao biogás, foram direcionados à investigação da influência de diferentes frações volumétricas dessa fase no escoamento da mistura trifásica. Assim, em vez de se considerarem diferentes tamanhos e formatos de bolhas, bem como suas interações, adotou-se, com base na literatura, um diâmetro fixo de 3 mm e, com base no baixo valor do número de Weber calculado, o formato esférico.

Em relação as velocidades de escoamento das fases envolvidas no sistema, observa-se, na Tabela 13, que a velocidade do biogás atinge cerca de 200 vezes a velocidade do líquido, a qual é decorrente, principalmente, da contribuição do empuxo. Este empuxo é gerado devido à diferença de densidade entre o biogás ( $\rho = 0,77 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ) e o meio circundante ( $\rho = 997 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ). Como a densidade água é muito maior do que a do biogás, o empuxo se torna dominante, impulsionando rapidamente as bolhas para cima. Além disso, a viscosidade dinâmica do líquido ( $8,9 \times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ) no reator UASB não é suficientemente alta para gerar forças viscósas capazes de restringir, de maneira significativa, o movimento das bolhas de biogás. Dessa forma, a resistência viscosa ao movimento do biogás é pequena em comparação com o empuxo, favorecendo a uma maior velocidade das bolhas de biogás. Esse comportamento está em conformidade com o que foi descrito por Yadigaroglu e Hewitt (2018), que destacam ser pouco provável que as fases em um escoamento multifásico apresentem a mesma velocidade média.

Por outro lado, as velocidades das partículas de lodo suspensas, que se deslocam no sentido oposto ao fluxo ascendente são da ordem de 10 a 30 vezes superiores as da água. Esse comportamento ocorre principalmente devido à ação do peso, uma vez que a força gravitacional exercida sobre as partículas suspensas no meio líquido impulsiona sua sedimentação. Além disso, a densidade das partículas de lodo ( $\rho = 1020 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ) é superior à do meio circundante, o que aumenta a força

resultante na direção da base do reator. Como resultado, a força descendente gerada supera a resistência viscosa do meio, o que aumenta a velocidade das partículas de lodo na direção da base do referido reator.

Tabela 13 – Velocidades médias das fases em diferentes alturas do reator

Velocidade (m.s <sup>-1</sup> )	Casos	z1: 0,05 m	z2: 0,58 m	z3: 0,78 m	z4: 0,98 m	z5: 1,32 m
Água	1	0,0069	0,0008	0,0009	0,001	0,001
	2	0,0071	0,0008	0,0008	0,001	0,001
	3	0,0073	0,0008	0,0008	0,001	0,001
Lodo	1	-0,0120	-0,0272	-0,0273	-0,0257	-0,0269
	2	-0,0119	-0,0273	-0,0273	-0,0247	-0,0269
	3	-0,0118	-0,0273	-0,0273	-0,0267	-0,0269
Biogás	1	0,126	0,2298	0,2298	0,2303	0,2051
	2	0,1262	0,2298	0,2298	0,2303	0,2246
	3	0,1266	0,2297	0,2298	0,2302	0,2275

Fonte: elaborada pelo autor.

De acordo com Das, Sarkar e Chaudhari (2018), as bolhas de biogás, ao se desprenderem do leito de lodo, fluem para a região superior do reator com o turbilhão do fluxo. Esse movimento resulta em uma velocidade de fluxo ascendente da mistura maior do que aquela gerada apenas pelo líquido. Estes resultados também indicam que o modelo de transferência interfacial utilizado nesta pesquisa se mostrou adequado à representação física do problema, uma vez que neste modelo cada fluido possui seu próprio campo de velocidade, compartilhando o campo de pressão.

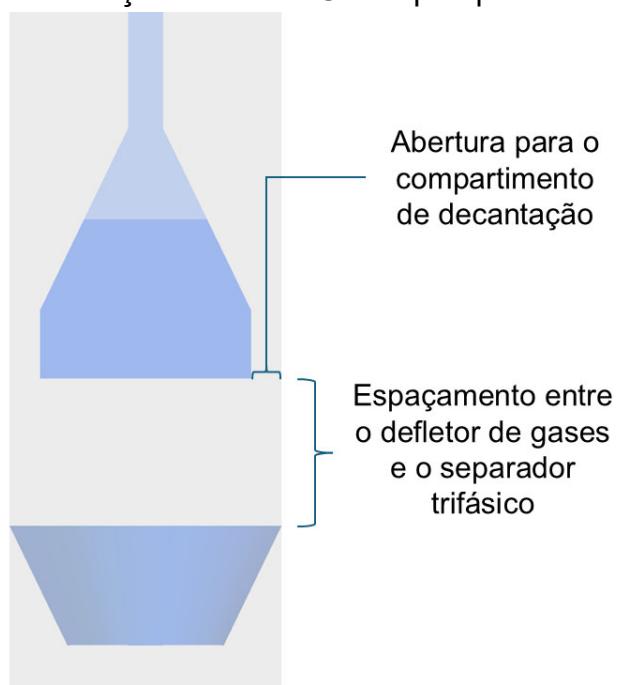
Também foi observado que a velocidade de cada fase aumentou quando comparada com a velocidade estabelecida na condição de entrada do modelo ( $6,0 \times 10^{-5} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ). Isso se deve a redução da área de seção transversal para o escoamento de cada fase, devido a presença das outras fases, ao longo do domínio do reator.

Ao se analisarem, na Tabela 13, as velocidades médias da água ( $v = 0,0008 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) dos casos estudados em z2 (0,58 m), altura em que o comportamento do escoamento é representativo do que ocorre no compartimento de digestão, sem as interferências da fronteira de entrada e do defletor de gases, verifica-se que tais velocidades são superiores à faixa estabelecida pela NBR 12.209/2011. Esta NBR estipula velocidades de  $0,7 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,000194 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) para a vazão média e de  $1,2 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,000333 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) para a vazão máxima (ABNT, 2011). Porém, apesar de superiores

ao valor normativo, ainda são menores do que os valores obtidos em reatores em escala real operando com lodo do tipo granular, que de acordo com Chernicharo (2016) podem operar com velocidades de até  $10 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,002778 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ).

Em relação as velocidades na região de passagem do compartimento de digestão para o compartimento de decantação, a NBR 12.209/2011 recomenda valores na faixa de  $2,5 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,000694 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ) e  $4,0 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  ( $0,00111 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ), para vazões médias e máximas nesta ordem (ABNT, 2011). Assim, para todos os casos estudados nesta pesquisa, na referida região de passagem (Figura 24), os valores médios obtidos não atendem a recomendação normativa, visto que foram iguais a  $0,029 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , sendo, portanto, 26 vezes superiores ao valor máximo estabelecido em norma. Estes resultados indicam que ocorreu arraste de partículas de lodo da região de lodo para o compartimento de decantação, resultando no aumento do percentual de sólidos neste compartimento (especificamente em z5). Ressalta-se que durante o monitoramento do reator UASB, operando nas mesmas condições de entrada especificadas na modelagem matemática do caso 1, foi identificado o aumento da concentração de sólidos junto com o efluente do reator.

Figura 24 – ilustração da abertura de passagem para o compartimento de decantação do reator UASB pesquisado



Fonte: elaborada pelo autor.

A Tabela 14 detalha os valores obtidos da taxa de deformação do lodo nos domínios z1 a z5, para os diferentes casos pesquisados.

Tabela 14 – Taxa de deformação do lodo ( $s^{-1}$ ) em diferentes alturas do reator UASB

Casos	z1: 0,05 m	z2: 0,58 m	z3: 0,78 m	z4: 0,98 m	z5: 1,32 m
1	0,566	0,587	0,625	1,155	0,217
2	0,574	0,588	0,626	1,246	0,215
3	0,582	0,589	0,629	0,989	0,212

Fonte: elaborada pelo autor.

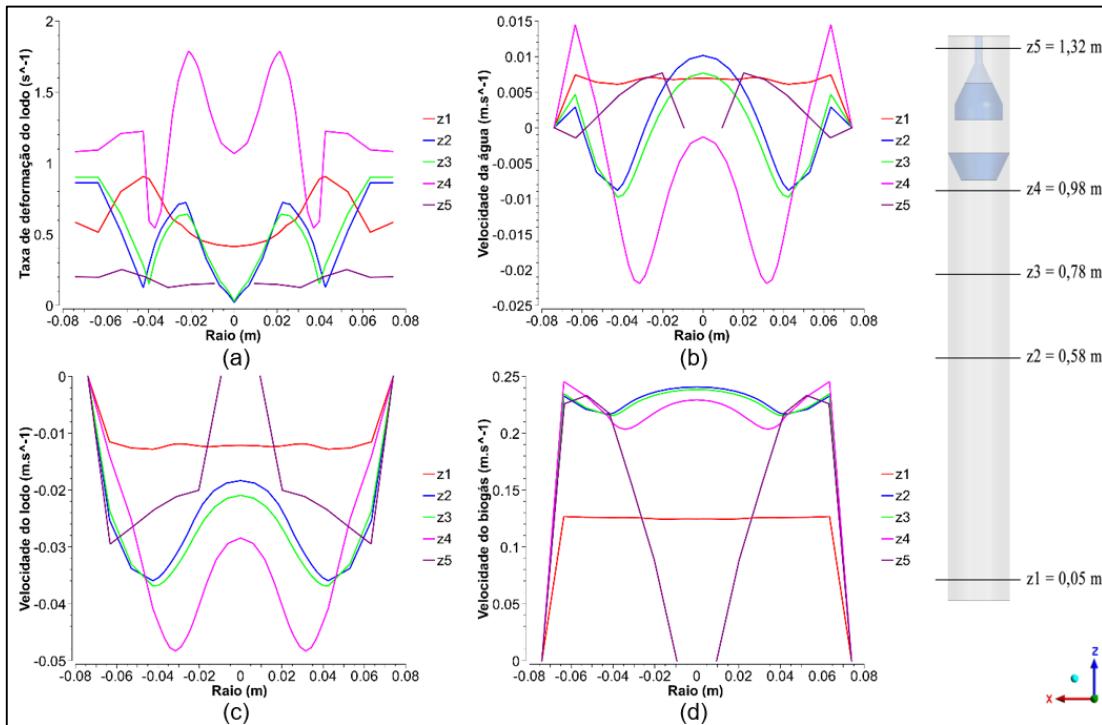
Observou-se, na Tabela 14, que, de modo geral, a taxa de deformação do lodo nos domínios z1, z2 e z3 apresenta uma discreta tendência de aumento à medida que a fração volumétrica de biogás aumenta (casos 1, 2 e 3). Esse comportamento é atribuído ao incremento da tensão de cisalhamento gerada pela intensificação da interação entre o escoamento ascendente da água e das bolhas de biogás com o movimento descendente das partículas de lodo, uma vez que a maior presença de bolhas favorece colisões e perturbações no escoamento, elevando os níveis locais de deformação do lodo.

No domínio z4, observa-se, nos três casos estudados, um aumento dos valores das taxas de deformação do lodo em comparação aos demais domínios avaliados. Esse aumento se deve ao efeito causado pelo defletor de gases nesta região, visto que, por ele reduzir o diâmetro da área da seção transversal do reator, além de alterar, devido à sua disposição, a direção e o sentido das linhas de fluxo no sistema, gera zonas de recirculação e de instabilidade no escoamento. De fato, ao se analisar as Figuras 25, 26 e 27, verifica-se que foi em z4 que ocorreu a maior variação nos perfis das velocidades da água, do lodo e, em menor intensidade, do biogás.

No domínio z5 foram registradas taxas de deformação do lodo consideravelmente reduzidas em comparação com os demais domínios. Este achado pode ser atribuído as reduzidas frações volumétricas de biogás nesse domínio, conforme observado na Tabela 14. Portanto, a taxa de deformação do lodo

identificada nessa região específica é atribuída apenas ao efeito do escoamento ascendente do líquido sobre as partículas de sólidos que escoam em contracorrente.

Figura 25 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a) e das velocidades da água (b), do lodo (c) e do biogás (d), ao longo das alturas definidas no reator UASB, considerando os resultados das simulações numéricas do caso 1

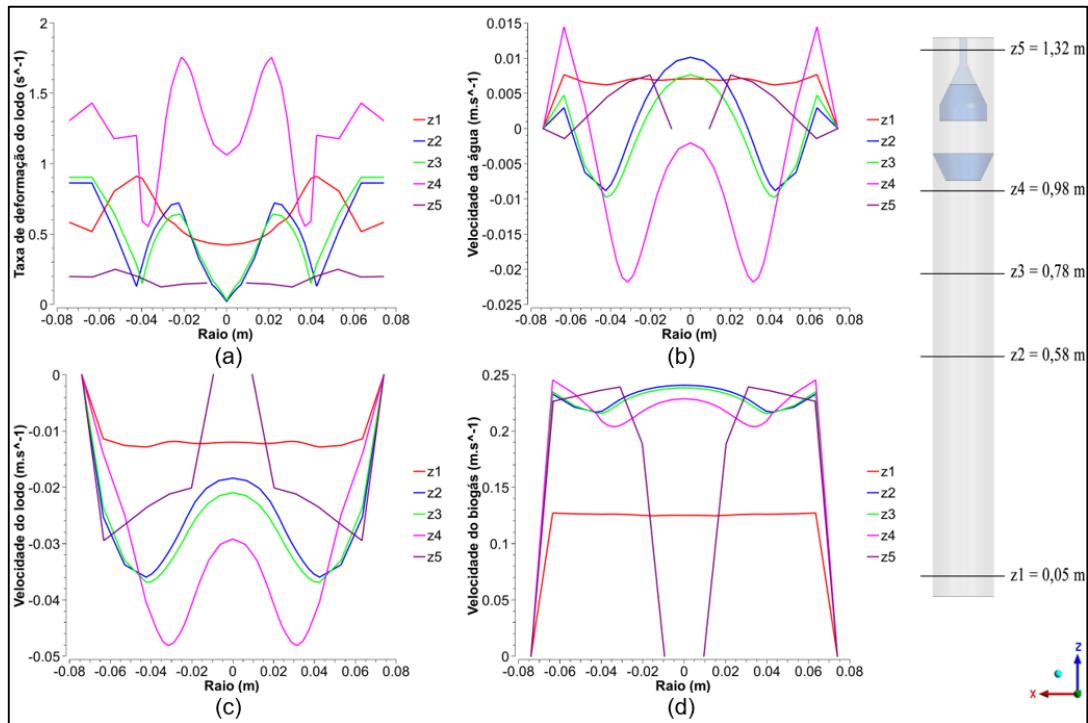


Fonte: elaborada pelo autor.

Wu *et al.* (2015) constataram que, em um reator anaeróbio de bancada operando nas condições especificadas em sua pesquisa, a taxa de cisalhamento exercida pelas bolhas de biogás sobre os sólidos é significativamente maior, variando entre 56,8% e 96,6%, do que a provocada pelo fluxo do líquido.

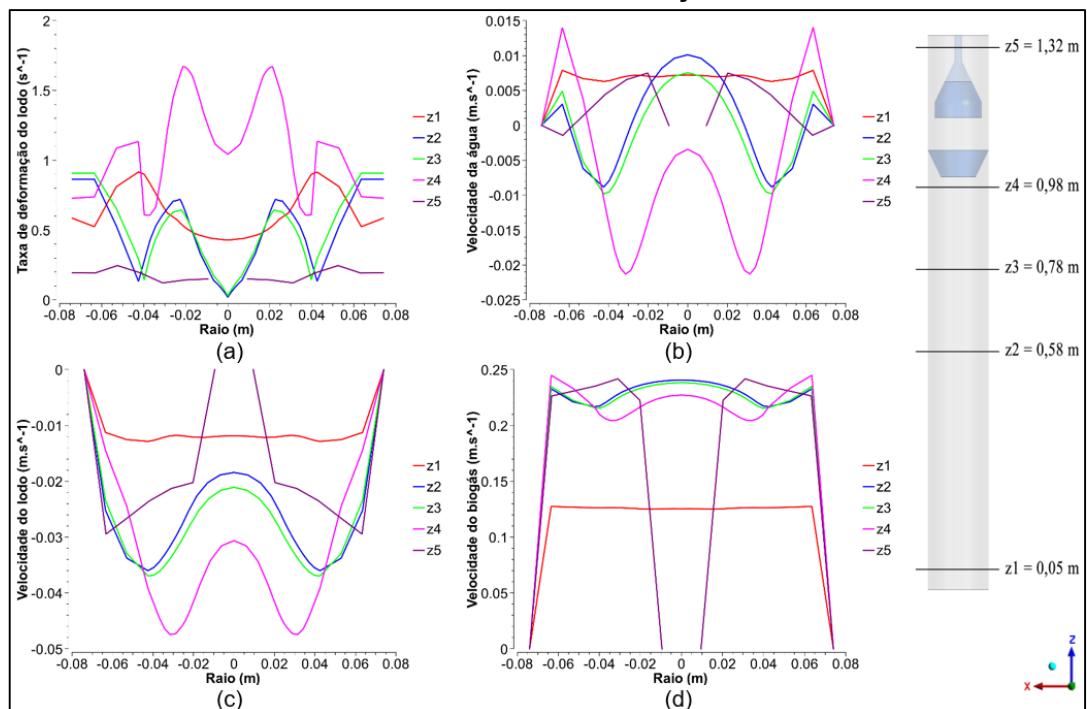
Ainda que o processo de granulação anaeróbia não seja o foco desta pesquisa, os achados indicam, em um contexto prático, que elevadas produções de biogás em reatores UASB podem afetar a estrutura do lodo granular e, por consequência, o desempenho operacional desses sistemas. Ademais, conforme indicado por McHugh *et al.* (2003), Pol *et al.* (2004), Latif *et al.* (2011) e Chong *et al.* (2012), o sucesso do reator UASB está fortemente associado à presença de lodo granular anaeróbio, que se destaca por suas excelentes características de sedimentabilidade e alta atividade metanogênica específica.

Figura 26 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a) e das velocidades da água (b), do lodo (c) e do biogás (d), ao longo das alturas definidas no reator UASB, considerando os resultados das simulações numéricas do caso 2



Fonte: elaborada pelo autor.

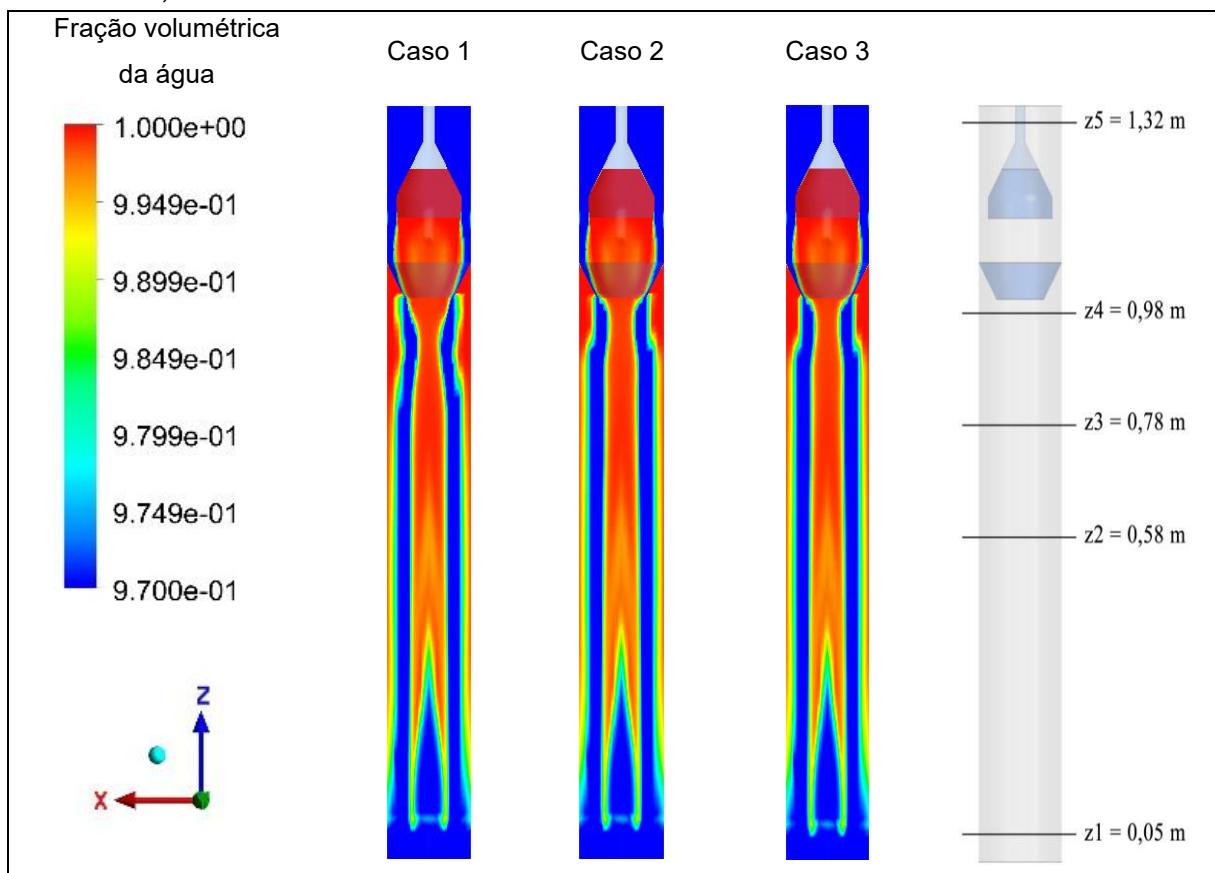
Figura 27 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a) e das velocidades da água (b), do lodo (c) e do biogás (d), ao longo das alturas definidas no reator UASB, considerando os resultados das simulações numéricas do caso 3



Fonte: elaborada pelo autor.

Observa-se, na Figura 28, a predominância da coloração vermelha que reflete a alta fração volumétrica da água (FVA). Entretanto, a formação de trilhas azuis indica a trajetória dos sólidos sedimentando, uma característica similar a observada na Figura 22 da fração volumétrica do lodo.

Figura 28 – Iso-superfícies da distribuição espacial da fração volumétrica da água para os casos 1, 2 e 3



Fonte: elaborada pelo autor.

Nos três cenários, a presença de trilhas azuis que delineiam o caminho de sedimentação do lodo é uma característica consistente, apesar das variações nas frações volumétricas de água e biogás. Essas trilhas fornecem *insights* sobre o comportamento do escoamento e retenção do lodo. As similaridades visuais reforçam a compreensão de que alterações na fração volumétrica da água e do biogás não afetam diretamente o padrão de sedimentação do lodo.

#### 4.2.2.2 Simulações numéricas considerando variados tamanhos das partículas de lodo

Nesta seção, serão apresentados e discutidos os resultados das simulações numéricas realizadas considerando a variação do tamanho das partículas de lodo, compreendendo a faixa de 0,5 mm a 5 mm, analisadas em um plano zx, localizado na manta de lodo, a 0,8 m da base do reator UASB.

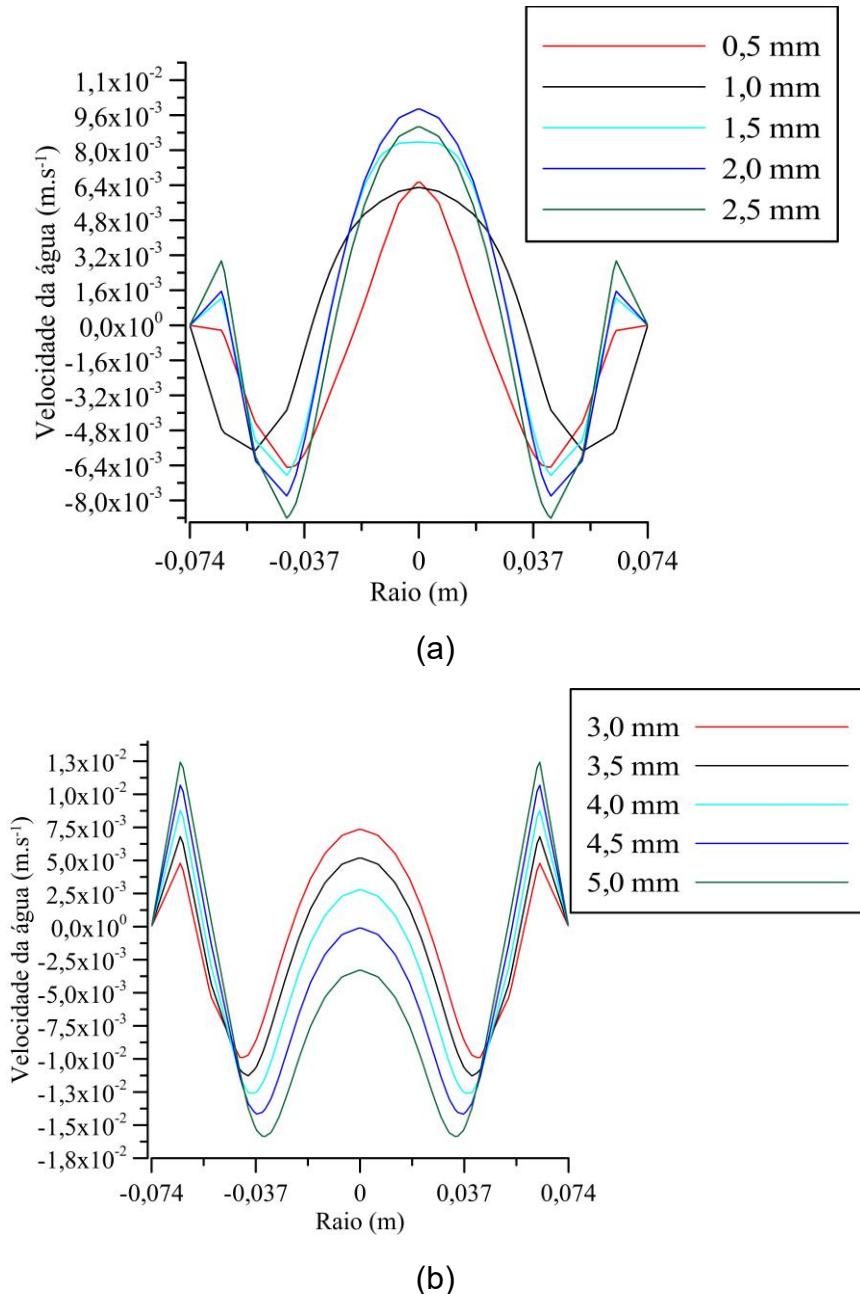
##### 4.2.2.2.1 Velocidade da água, do lodo e do biogás

Nas figuras 29 (a e b), 30 (a e b) e 32 (a e b) observa-se que ocorreu simetria radial dos perfis de velocidade axial da água, do lodo e do biogás, além do estabelecimento de gradientes de velocidades das três fases envolvidas no processo (líquida, sólida e gasosa). Devido à condição *no slip wall*, que significa que as velocidades próximas a parede são nulas nas direções x, y e z, as velocidades mínimas foram obtidas próximas a parede do reator UASB.

Ressalta-se que o sinal negativo de alguns valores de velocidade axial da água e do lodo representa que o escoamento se dá no sentido oposto ao sentido do vetor orientador da direção axial (z) do escoamento da mistura (água, lodo e biogás) aplicado nas simulações computacionais (figura 29).

Na Figura 29 (a) observa-se que os valores máximos da velocidade axial da água, obtidos das simulações com diâmetro das partículas de lodo variando de 0,5 a 2,5 mm, ocorreram próximos ao centro do reator. Para as simulações com tamanhos das partículas variando de 3,0 a 5,0 mm (Figura 29 (b)), as maiores velocidades foram obtidas em aproximadamente 0,037 m (posição radial).

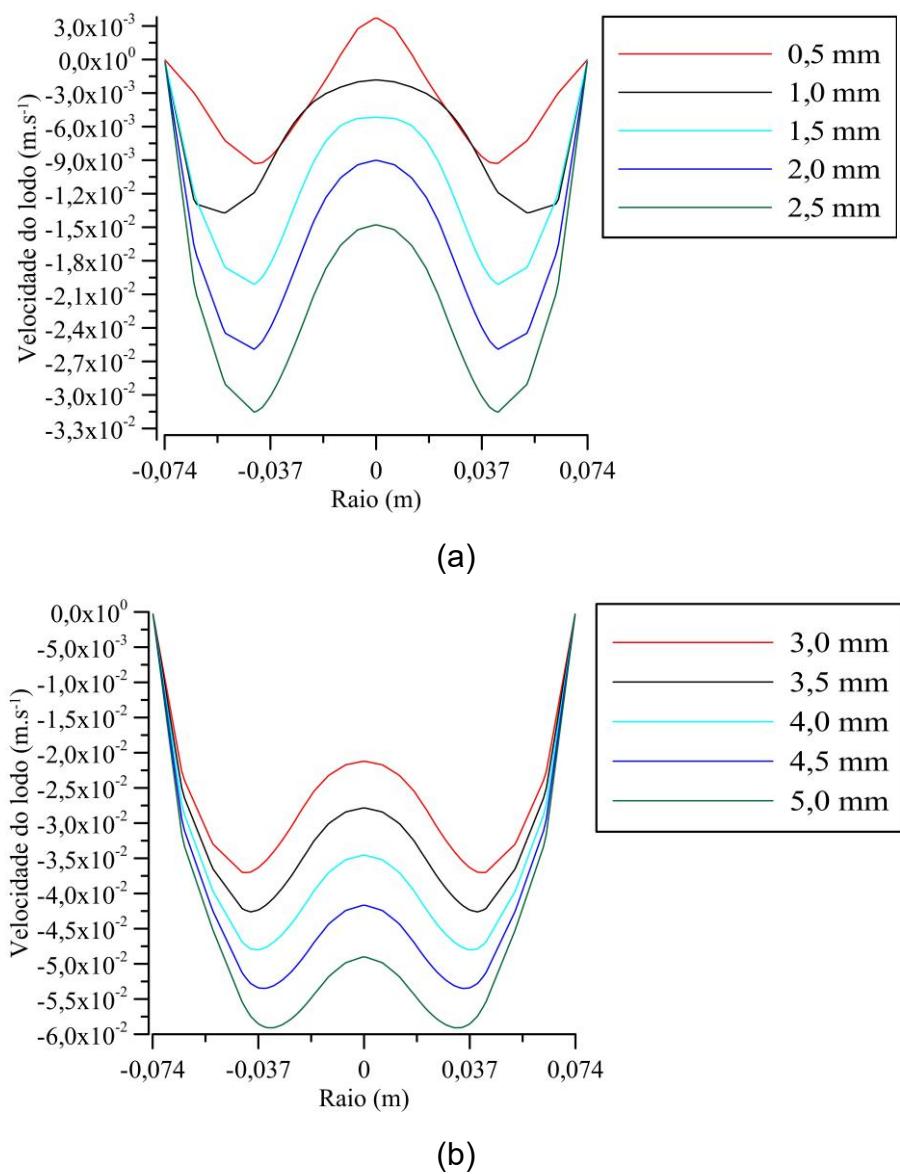
Figura 29 – Perfis das velocidades axiais da água obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas: (a) de 0,5 mm a 2,5 mm e (b) de 3,0 mm a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

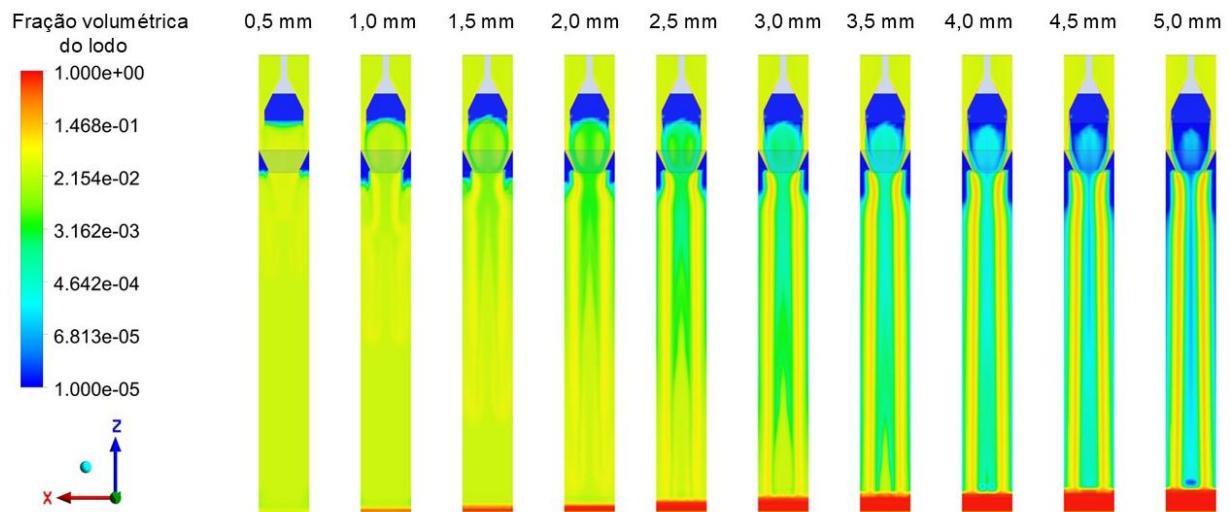
Em relação as partículas de lodo, as maiores velocidades foram obtidas próximas a posição radial 0,037 m (Figura 30 a e b), região onde se constata a maior fração volumétrica de partículas de lodo sedimentando. Este aumento das velocidades nesta região é devido a ação conjunta do defletor de gases e do peso das partículas, visto que o defletor de gases direciona as partículas de lodo de maiores diâmetros para o centro do reator, resultando em caminhos preferencias (curtos-circuitos) (Figura 31).

Figura 30 – Perfis das velocidades axiais do lodo obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas: a) de 0,5 mm a 2,5 mm e b) de 3,0 mm a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 31 – Iso-superfícies da distribuição da fração volumétrica do lodo obtidas em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas, de 0,5 a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

O aumento da velocidade das partículas de lodo com o crescimento do diâmetro está diretamente relacionado ao número de Reynolds. Isso ocorre porque o número de Reynolds é proporcional tanto à velocidade quanto ao diâmetro das partículas. À medida que o diâmetro aumenta, não apenas o número de Reynolds (Re) cresce, mas a própria velocidade das partículas também tende a aumentar, intensificando essa relação.

Essa tendência foi confirmada por uma forte correlação linear, com um coeficiente de correlação de Pearson ( $r$ ) igual a 0,9686. Esse resultado numérico é consistente com os obtidos de forma teórica e experimental por Tassew *et al.* (2019), que estabeleceram uma correlação entre o aumento da velocidade de sedimentação de lodo granular anaeróbico e os parâmetros de escoamento em reator UASB, como o número de Reynolds.

Tassew *et al.* (2019) relataram que a velocidade média de sedimentação do lodo granular nas regiões central ( $58,9 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ ) e inferior ( $68,49 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ ) do reator UASB investigado em sua pesquisa estão próximas da velocidade observada para a sedimentação de grânulos anaeróbicos, que é de proximadamente  $60 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$  (Pol *et al.*, 2004). Porém, estes valores das velocidades de sedimentação, obtidos em reatores UASB em operação, em escala real ou em escala reduzida (em experimentação em laboratório), são referentes a velocidades médias de aglomerados de grânulos de

variados tamanhos, submetidos a ação de diferentes forças hidrodinâmicas e em diferentes intensidades.

As velocidades médias de sedimentação obtidas numericamente neste estudo, para as partículas com diâmetros de 1, 1,5 e 2 mm, estão próximas do valor médio relatado por Pol *et al.* (2004), que é de  $60 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ . No entanto, os autores não informam os diâmetros das partículas de lodo utilizados na determinação dessa velocidade de sedimentação.

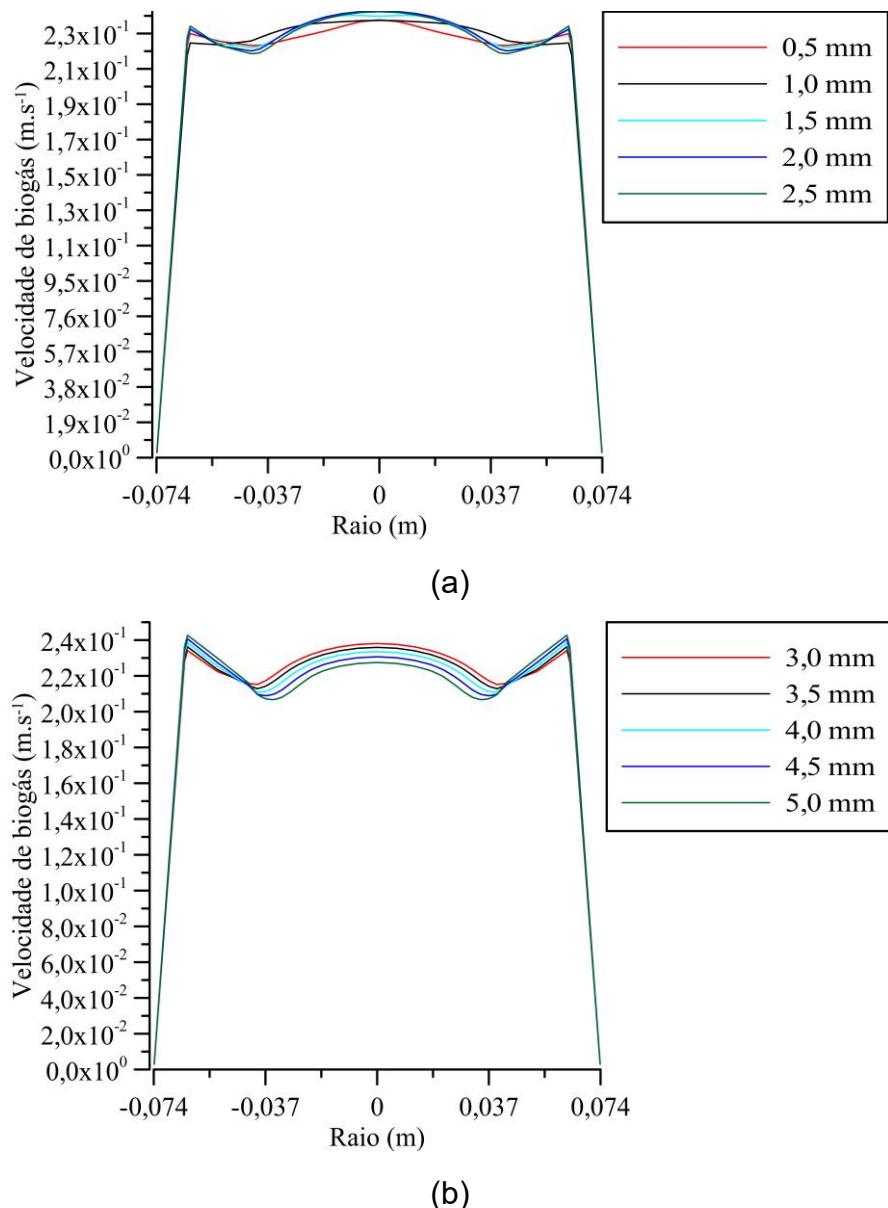
Com relação ao biogás, assim como no escoamento da água observou-se, para as simulações com diâmetros das partículas de lodo variando de 0,5 a 2,5 mm, que as maiores velocidades ocorreram próximas ao centro do reator, já as simulações considerando o diâmetro das partículas de 3,0 a 5,0 mm as maiores velocidades foram obtidas na posição radial igual 0,066 m (Figura 32 (a e b)).

Nas Figuras 33 (a, b e c) constam os campos dos vetores resultantes das velocidades da água (Figura 33 (a)), do lodo (Figura 33 (b)) e do biogás (Figura 33 (c)) obtidos na região de manta de lodo e de separação trifásica, na simulação numérica realizada com diâmetro do lodo igual a 3 mm. Observa-se que a sedimentação das partículas de lodo inverteu a direção do escoamento da água (Figura 33 (a)), porém não exerceu influência na direção do escoamento do biogás (Figura 33 (c)).

Na Figura 34 (b) verifica-se uma tendência ao estabelecimento de uma relação linear ( $R^2 = 0,9989$ ) entre os tamanhos médios das partículas de lodo e suas respectivas velocidades de axiais. O desvio padrão também aumentou à medida que o diâmetro das partículas de lodo cresce. Para partículas de 0,5 mm, o desvio padrão é de  $3,9 \times 10^{-3}$ , enquanto para partículas de 5 mm, chega a  $1,5 \times 10^{-2}$ . A maior dispersão dos dados de velocidade de sedimentação com o aumento do tamanho das partículas de lodo decorre de as velocidades do lodo variarem desde o valor mínimo, próximo a parede do reator, até o valor máximo na posição radial 0,037 m.

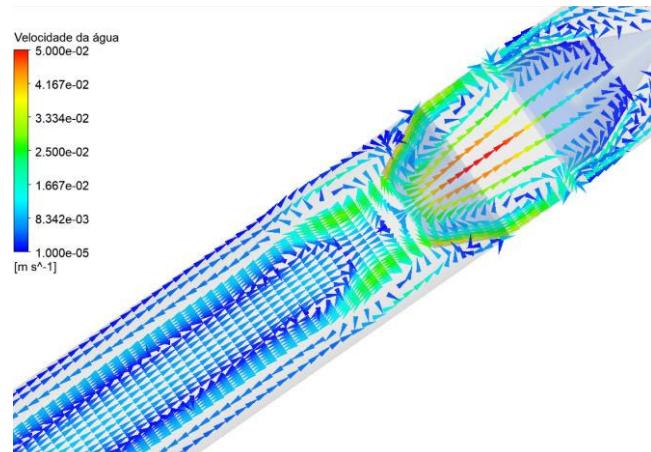
O aumento do diâmetro das partículas de lodo também elevou o desvio padrão dos dados da velocidade da água (Figura 34 (a)). Em relação ao biogás, o desvio padrão da velocidade axial das bolhas de biogás (Figura 34 (c)) permaneceu praticamente inalterado, variando entre  $4,7 \times 10^{-2} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e  $5,0 \times 10^{-2} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .

Figura 32 – Perfis das velocidades axiais do biogás obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas: (a) de 0,5 mm a 2,5 mm e (b) de 3,0 mm a 5,0 mm

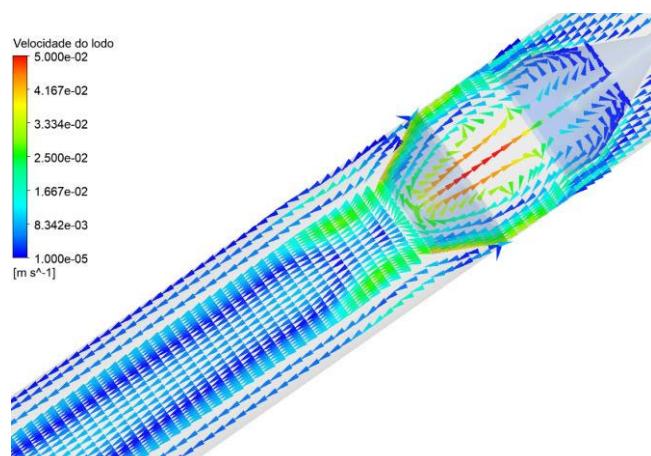


Fonte: elaborada pelo autor.

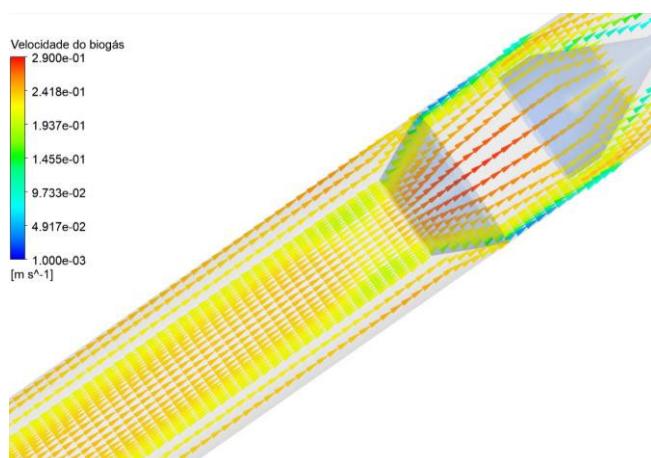
Figura 33 – Campo do vetor resultante de velocidade da água (a), do lodo (b) e do biogás (c) no reator, obtido da simulação numérica realizada com diâmetro do lodo igual a 3 mm



(a)



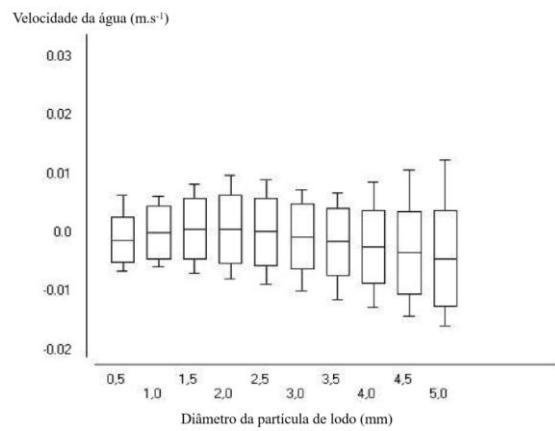
(b)



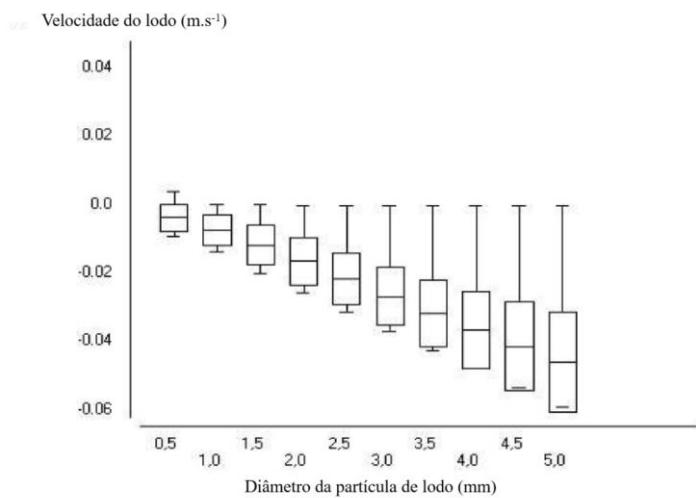
(c)

Fonte: elaborada pelo autor.

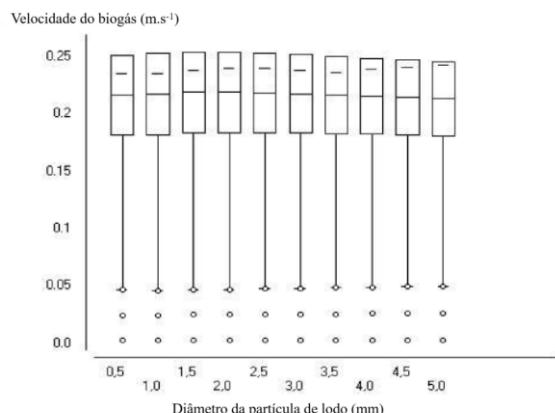
Figura 34 – Box-plot das velocidades axiais da água (a), do lodo (b) e do biogás (c), obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5,0 mm



(a)



(b)



(c)

Fonte: elaborada pelo autor.

#### 4.2.2.2 Taxa de deformação do lodo

Na modelagem matemática aplicada ao fenômeno investigado nesta pesquisa não foram consideradas interações bioquímicas, assim as interações aqui consideradas estão relacionadas com a força gravitacional, a força de cisalhamento e a força de arraste das partículas de lodo.

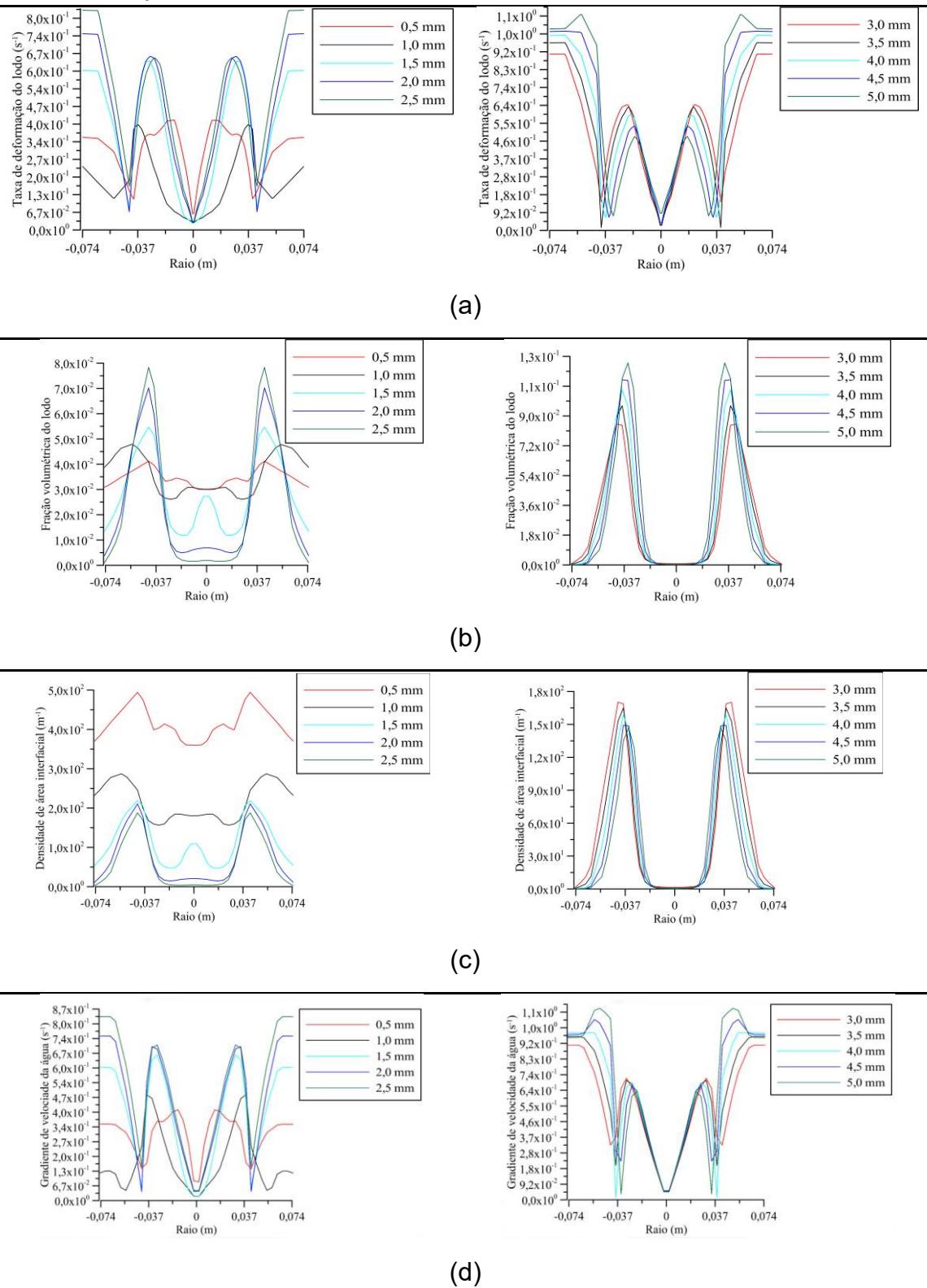
Os resultados, ilustrados na Figura 35 (a), demonstram a variação dos perfis de taxa de deformação do lodo ao longo do raio do reator, em  $z = 0,8$  m. De maneira geral, verifica-se que as taxas de deformação das partículas de lodo variam em função de seu diâmetro e da proximidade dessas partículas em relação à parede do reator.

O aumento da taxa de deformação das partículas de lodo próximas à parede pode ser atribuído à influência da espessura da camada limite, que intensifica a tensão de cisalhamento nessa região. Assim, embora a rugosidade na parede do reator UASB seja considerada muito pequena no modelo proposto (paredes lisas), existirá uma camada limite na qual o atrito é significativo, através da qual a velocidade aumenta de zero, na superfície de contato, até os valores simulados (Fox; Mitchell, 2020). Esse comportamento ocorre devido à força de arraste gerada pelo movimento do lodo em interação com a parede, resultando em um efeito de cisalhamento entre a parede e as partículas do lodo.

O aumento do diâmetro de uma partícula de lodo intensifica a taxa de deformação próximo à parede porque comprime o fluido, aumenta o gradiente de velocidade e exige maior cisalhamento devido à maior área de contato e menor espaço para o escoamento.

De acordo com Chanson (2004), a camada limite pode ser definida como a região do escoamento próxima a uma superfície sólida na qual o campo de velocidades é afetado pela presença da superfície, sendo sua espessura comumente definida como a distância da parede até o ponto onde a velocidade do fluido atinge 99% da velocidade do escoamento livre.

Figura 35 – Perfis das taxas de deformação do lodo (a), das frações volumétricas do lodo (b), das densidades de área interfacial lodo-água (c) e dos gradientes de velocidade da água (d) obtidos em simulações numéricas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo: de 0,5 mm a 2,5 mm e de 3,0 mm a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

Também foi observado, na Figura 35 (b), que o aumento do diâmetro da partícula de lodo aumentou a fração volumétrica desta fase no escoamento, visto que a fração com que as maiores partículas do lodo passou a ocupar no plano zx também aumentou. Em consequência, a densidade de área interfacial lodo-água diminuiu (Figura 35 (c)), resultando em uma menor área de contato entre o fluido e as superfícies das partículas de lodo. Assim, como a interação entre o fluido e o lodo é menor, a taxa de deformação também deve ser menor devido ao menor gradiente de velocidade da água perto da superfície da partícula de lodo (Figura 35 (d)).

Neste contexto é importante relatar que em um reator anaeróbio em escala real, uma taxa de cisalhamento (ou gradiente de velocidade) maior na superfície de um grânulo de lodo é favorável para uma transferência de massa mais eficiente entre grânulos de lodo e substratos líquidos (Jiang *et al.*, 2014). Contudo, também pode propiciar uma maior de taxa de deformação, com consequente ruptura dos grânulos de lodo.

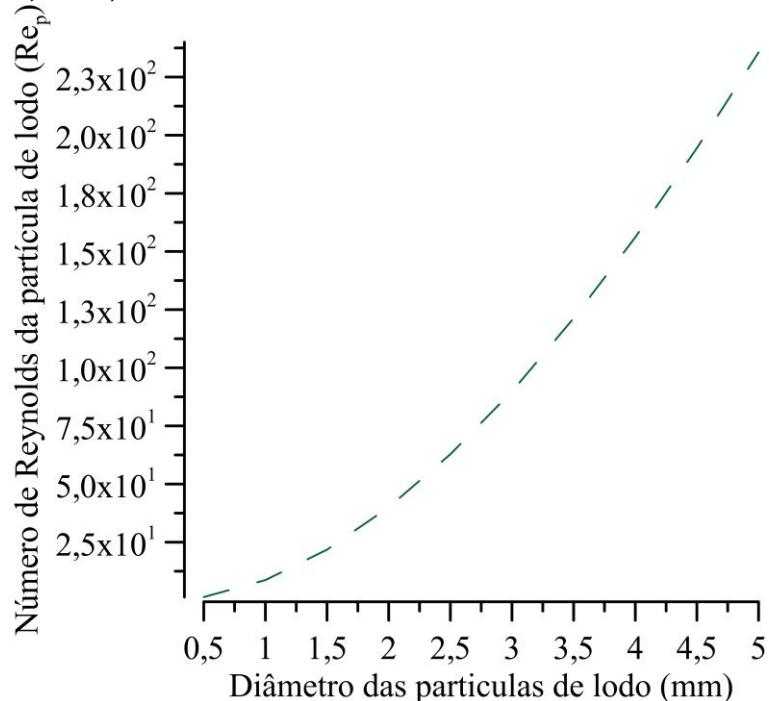
O gradiente de velocidade da água próximo à partícula diminui com o aumento do diâmetro da partícula devido ao efeito de arraste e à redução da interação entre o fluido e a superfície da partícula. Partículas maiores têm uma área de superfície maior em comparação com partículas menores. Isso resulta em uma distribuição mais ampla da força de arraste exercida pela água sobre a partícula. Como a força de arraste é distribuída por uma área maior, a aceleração da água próxima à superfície da partícula é mais suavizada, diminuindo o gradiente de velocidade.

Na Figura 36, observa-se que os valores do número de Reynolds das partículas de lodo seguem uma tendência polinomial, com um coeficiente de determinação ( $R^2$ ) elevado, igual a 0,9998. Esse valor indica uma forte adequação dos dados ao modelo polinomial, demonstrando que o comportamento analisado é bem descrito por essa função matemática. Acredita-se que o modelo polinomial apresentou bom ajuste aos dados devido à sua capacidade de representar tendências não lineares, como as que ocorrem em fenômenos complexos de escoamento trifásico.

Ao se analisar os números de Reynolds das partículas de lodo (Figura 36), foi observado que os regimes de escoamento se mantiveram na faixa de transição ( $1 \leq Re < 1.000$ ) (Paladino, 2005; Saravanan; Sreekrishnan, 2005; Lima, 2008), com valores crescentes à medida que o diâmetro das partículas de lodo aumentava: 0,5 mm ( $Re = 1,4$ ), 1 mm ( $Re = 8,7$ ), 1,5 mm ( $Re = 21,8$ ), 2,0 mm ( $Re = 40$ ), 2,5 mm ( $Re$

= 62,8), 3,0 mm (Re = 89,8), 3,5 mm (Re = 121,3), 400 (Re = 156,1), 4,5 mm (Re = 194,4) e 5,0 mm (Re = 235,6).

Figura 36 – Número de Reynolds das partículas de lodo obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas, de 0,5 a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

Esses resultados numéricos são condizentes com os reportados por Tassew *et al.* (2019), os quais afirmam que o número de Reynolds de lodos granulares anaeróbicos em condições típicas de reator UASB se enquadra na categoria de regime de fluxo intermediário, com número de Reynolds entre 1 e 500. Além disso, os valores apresentados por Dohdoh e Aboulfotoh (2018) mostram que o tamanho das partículas em reatores UASB avaliados em sua pesquisa variaram de 0,06 a 1,1 mm, e o número de Reynolds correspondente para a maioria dos grânulos de lodo variou de 0,1 a 50, o que reforça a conclusão de que o processo de sedimentação dos grânulos ocorre em um regime de fluxo intermediário.

Na região de influência do defletor de gases, que também atua no direcionamento das partículas de lodo em sedimentação para a região central da manta de lodo no reator UASB, a força de cisalhamento apresenta uma relação direta com o diâmetro das partículas. Essa força é proporcional ao produto da tensão de

cisalhamento pela área das partículas de lodo, destacando a influência combinada das propriedades físicas das partículas de lodo (diâmetro, fração volumétrica e velocidade) e das condições hidrodinâmicas do sistema (tensões cisalhantes e velocidades da água e do biogás) no processo de sedimentação. Esse comportamento contribui para a diminuição da taxa de deformação do lodo.

Em reatores UASB, as forças de cisalhamento geradas pelo escoamento da fase líquida (água) e da fase gasosa (bolhas de biogás) desempenham um papel essencial na formação e no desempenho do lodo granular (Liu; Tay, 2002). No entanto, quando intensas, essas forças podem incidir diretamente sobre a superfície dos grânulos, atuando como agentes de ruptura mecânica. Além disso, elevados níveis de cisalhamento podem inibir a produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS, do inglês *Extracellular Polymeric Substances*) e comprometer a bioatividade dos grânulos, enfraquecendo sua estrutura (Wu et al., 2012).

De acordo com Gao *et al.* (2024), as EPS desempenham um papel relevante na formação das propriedades físicas dos grânulos. Nesse contexto, uma compreensão aprofundada das forças atuantes no contato das partículas, no contexto do escoamento trifásico, no interior do reator UASB é essencial, considerando, dentre outros aspectos, que a produção de biogás pode ser diretamente influenciada. Uma vez que grânulos maiores, com diâmetro entre 3 e 3,5 mm, são especialmente relevantes, pois estão associados a uma maior eficiência na produção de biogás (Wu *et al.*, 2016).

Na parede do reator UASB há uma força de arraste que tende a induzir movimento na superfície, resultando em tensões cisalhantes caracterizadas por elevadas taxas de deformação por parte da parede com o escoamento das partículas de lodo. Essa taxa de deformação, próxima à parede do reator, onde a velocidade é nula (devido a condição de não deslizamento), deve ser significativamente maior do que na região de influência do defletor, onde a velocidade é máxima. Esta superfície sólida (parede) exerce uma força de cisalhamento de retardamento sobre o escoamento das partículas de lodo, o que resulta na diminuição da velocidade do fluido nas proximidades dessa superfície (Fox; Mitchell, 2020). De fato, ao se observar a Figura 35 (a), tal padrão pode ser observado.

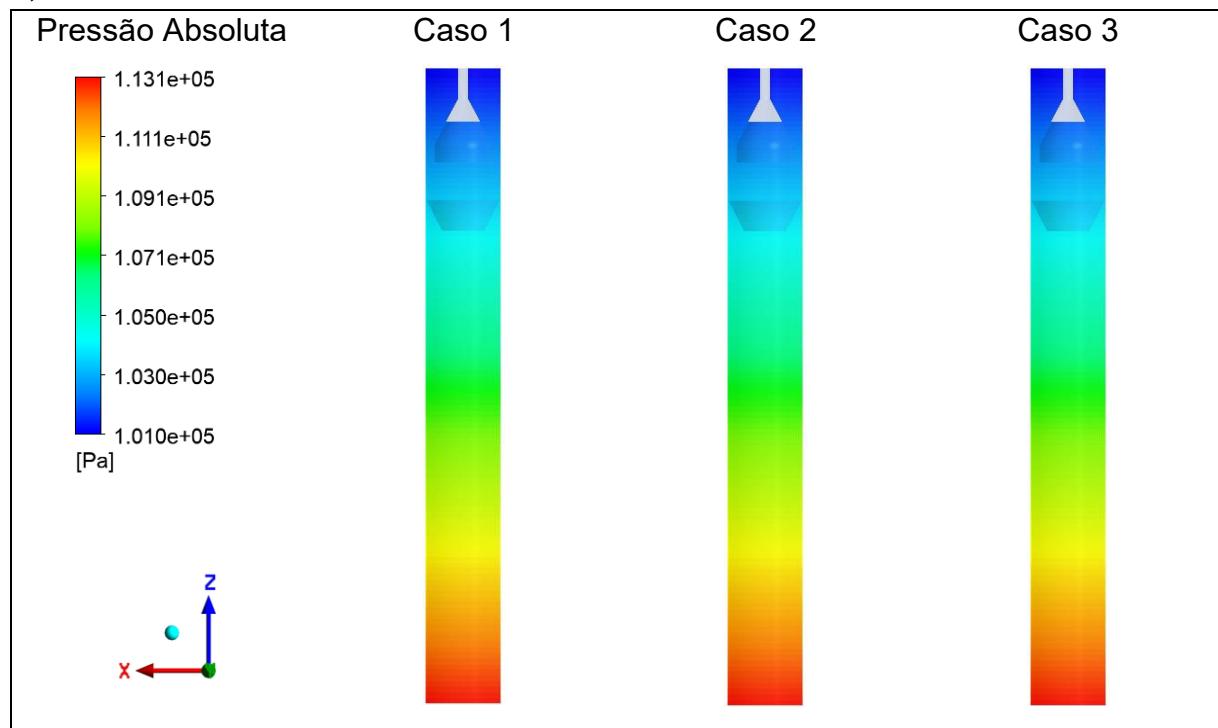
Na pesquisa realizada por Mu e Yu (2006), o lodo granular do reator UASB, quando submetido ao cisalhamento, apresentou um comportamento de afinamento, resultando em alterações em seu formato. Sua viscosidade aparente diminuiu

rapidamente à medida que a taxa de cisalhamento aumentou, estabilizando-se posteriormente em um valor constante a uma taxa de cisalhamento mais elevada.

#### 4.2.2.3 Análise dos campos de pressão absoluta no interior do reator UASB nas diferentes condições operacionais simuladas

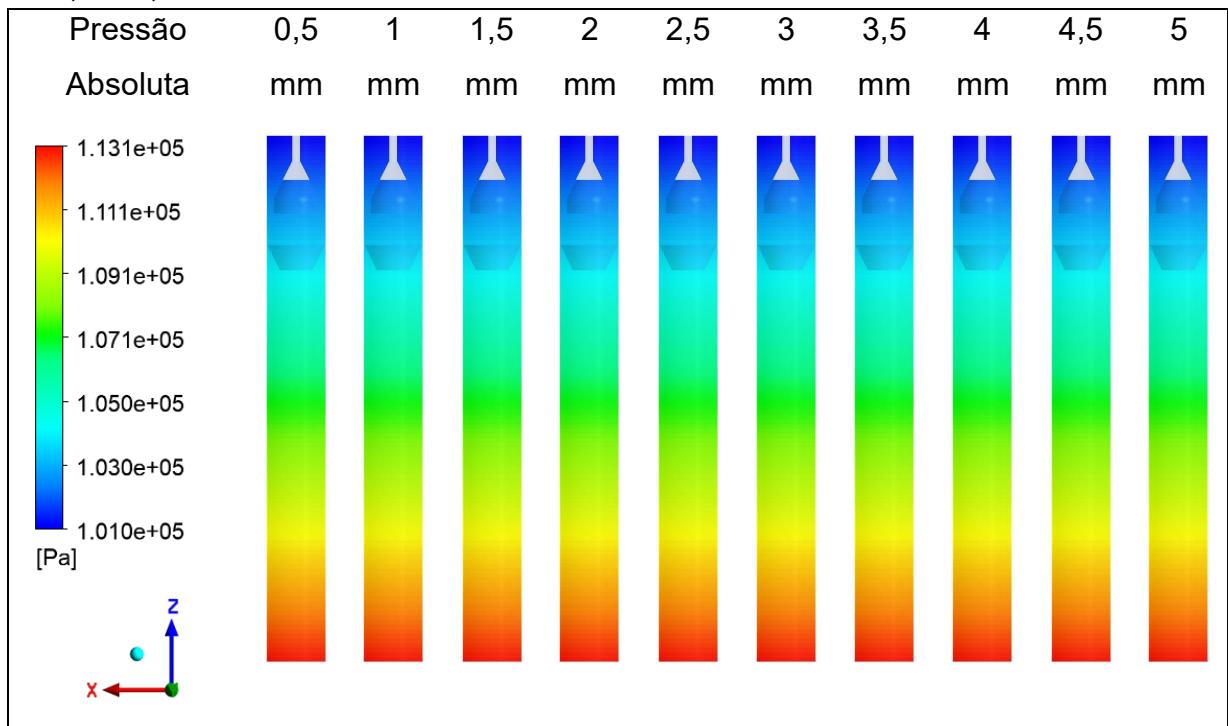
Na Figura 37, é ilustrada a distribuição dos campos de pressão ao longo da direção axial do reator UASB para três diferentes frações volumétricas de biogás: 0,026 (caso 1), 0,13 (caso 2) e 0,26 (caso 3). Essa análise permite avaliar o efeito da variação da fração volumétrica de biogás no comportamento da pressão no interior do reator UASB. A Figura 38, por sua vez, exibe os campos de pressão ao longo da mesma direção axial, considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo. Em conjunto, essas figuras indicam que, nas condições numéricas avaliadas nesta pesquisa, a variação da fração volumétrica de biogás e a alteração no tamanho das partículas de lodo não exercem influência significativa sobre o campo de pressão no interior do reator UASB.

Figura 37 – Campos de pressão absoluta no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás: casos 1, 2 e 3



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 38 – Campos de pressão absoluta no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas, de 0,5 a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

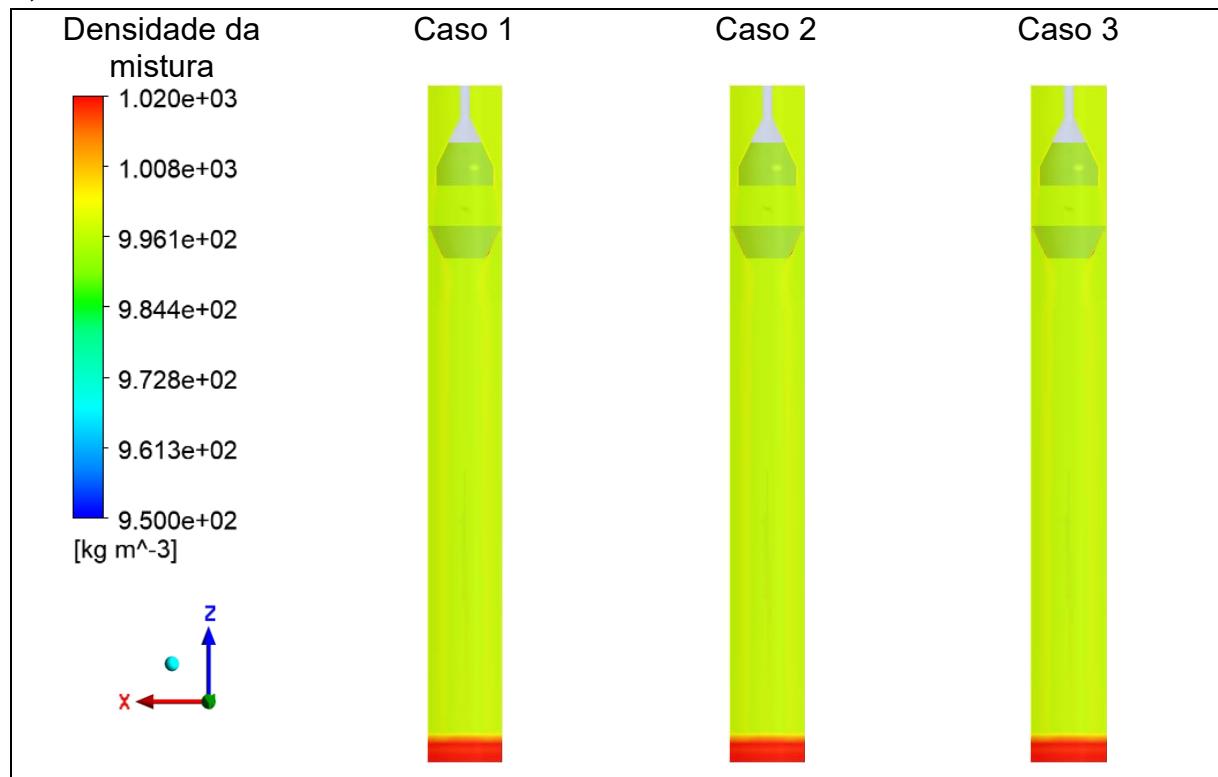
Esses resultados numéricos mostram que a distribuição da pressão ao longo da direção axial do reator mantém-se praticamente igual, independentemente da fração volumétrica de biogás e do tamanho das partículas de lodo. Isso sugere que outros fatores físicos, como a velocidade do fluxo e a densidade do meio, podem desempenhar um papel mais significativo no comportamento da pressão absoluta do sistema.

Para investigar se existe diferença significativa entre os dados de pressão absoluta no reator, obtidos a partir das simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás e distintos diâmetros das partículas de lodo, foi realizada uma análise de variância (ANOVA). Os resultados indicaram a ausência de diferenças estatisticamente significativas, com  $p\text{-valor} = 0,9999$  para as simulações com diferentes frações volumétricas de biogás e  $p\text{-valor} = 0,9998$  para aquelas com variados diâmetros das partículas de lodo. Esses achados reforçam que nem a fração volumétrica de biogás nem o tamanho das partículas de lodo impactam significativamente o comportamento do campo de pressão no reator UASB nas condições específicas avaliadas neste estudo.

A ausência de variação nos campos de pressão nas diferentes condições operacionais simuladas numericamente (diferentes frações volumétricas de biogás e distintos diâmetros das partículas de lodo) é atribuída à baixa velocidade do escoamento da mistura, que apresenta características similares as de um regime de fluxo estático.

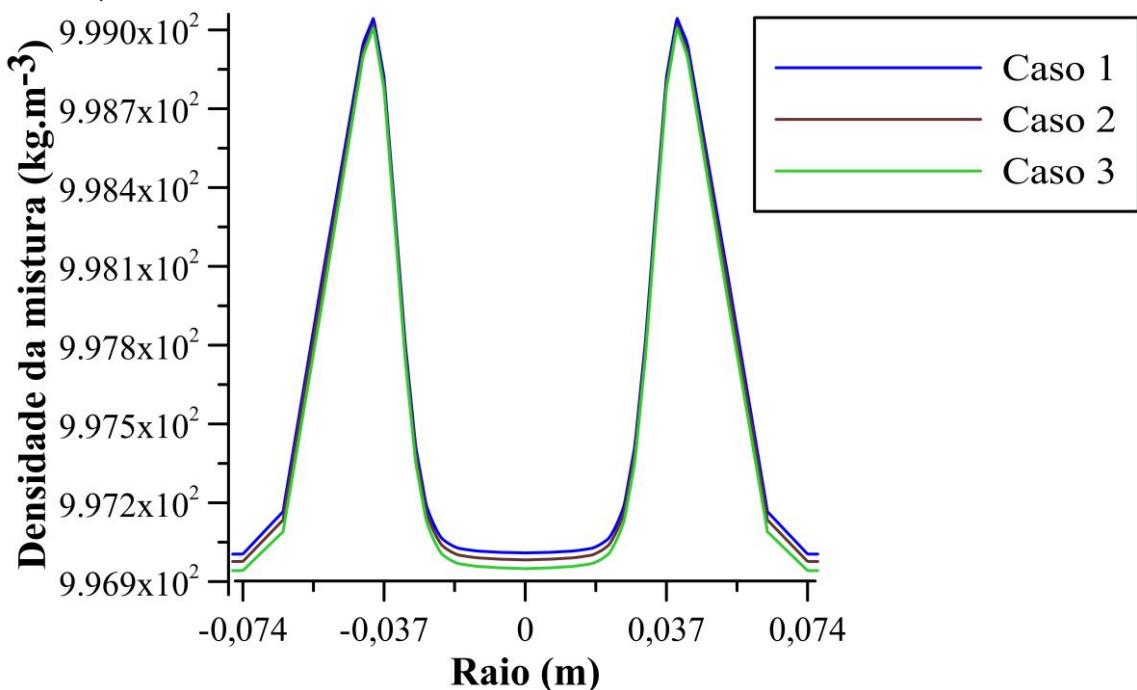
Nesse contexto, o escoamento apresenta gradientes de pressão com diferenças desprezíveis, mesmo com o aumento da fração volumétrica do biogás. Além disso, conforme ilustrado na Figura 39, a densidade da mistura ao longo da direção axial do reator UASB e na altura de 0,8 m (Figura 40) sofre uma variação muito pequena. Este resultado é corroborado pelo teste ANOVA, revelando que, mesmo em concentrações elevadas, o biogás não impacta significativamente a densidade total da mistura no sistema ( $p$ -valor = 0,5699).

Figura 39 – Campos de densidade da mistura no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas considerando diferentes frações volumétricas de biogás: casos 1, 2 e 3



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 40 – Perfis das densidades da mistura multifásica obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes frações volumétricas de biogás: caso 1, caso 2 e caso 3



Fonte: elaborada pelo autor.

Este comportamento pode ser mais claramente compreendido ao considerar a composição e as propriedades físicas do biogás. Nesta pesquisa, o biogás, com densidade de  $0,77 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ , é considerado uma mistura de metano e dióxido de carbono, em proporções de 75% e 25%, respectivamente, sob condições de temperatura de  $29^\circ\text{C}$  e pressão de 101.000 Pa. Sua densidade é significativamente menor quando comparada à da água ( $997 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ) e à do lodo ( $1020 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ). Dessa forma, sua presença no reator não altera de maneira expressiva a densidade global da mistura. Assim, mesmo com o aumento da fração volumétrica do biogás de 0,026 para 0,26, o sistema ainda é composto por 71% de água, cuja densidade é significativamente maior do que a da fase gasosa. Como resultado, a densidade média do sistema continua sendo amplamente influenciada pela água, tornando a variação praticamente imperceptível.

Em termos práticos, isso ocorre porque a densidade da água é aproximadamente 1000 vezes maior do que a do biogás. Assim, mesmo com um aumento significativo na fração volumétrica do biogás, sua baixa densidade exerce pouco impacto na média ponderada da densidade do sistema.

Com relação à alteração no tamanho das partículas do lodo, a ausência de diferença significativa entre os campos de pressão obtidos nas simulações numéricas pode ser explicada pelo predomínio da fase líquida (água) no sistema, que representa 94,4% do volume total. Além disso, devido à baixa velocidade do escoamento da mistura ( $6 \times 10^{-5} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ), a pressão no reator UASB é basicamente governada pela coluna de massa líquida e sua densidade, tornando as variações no diâmetro das partículas de lodo irrelevantes para a pressão global da simulação ora em questão.

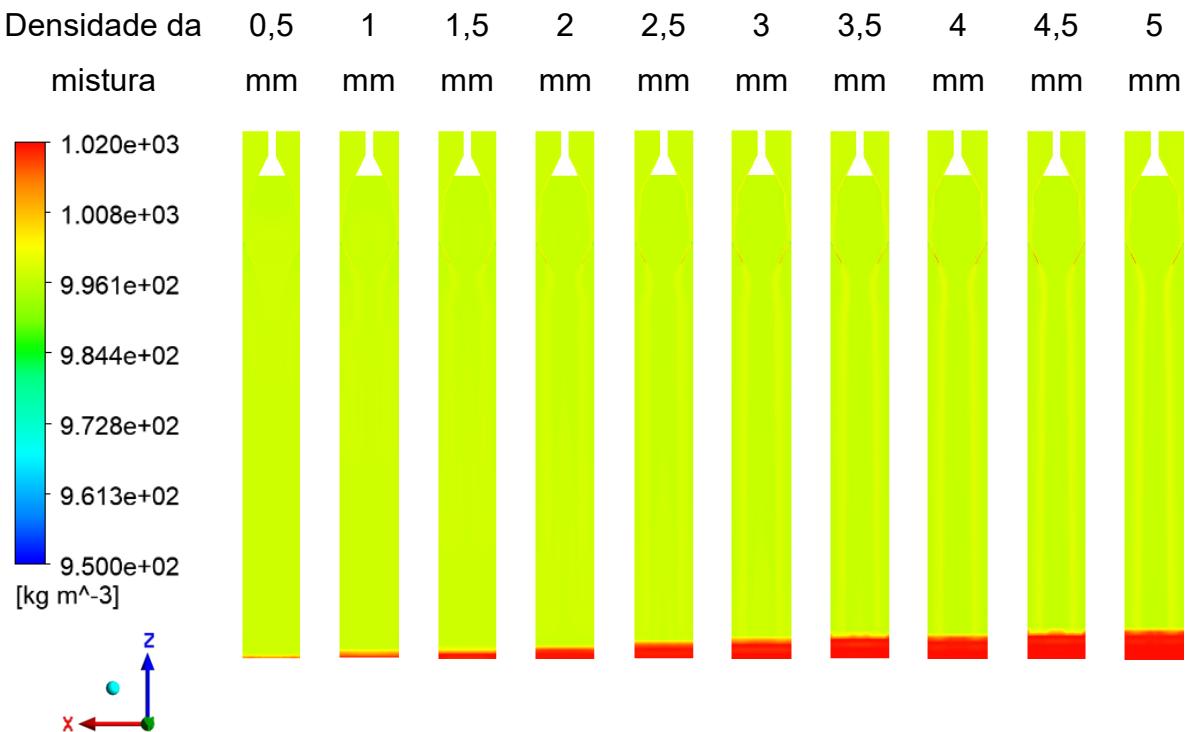
Por outro lado, ao aplicar o teste ANOVA, observou-se que as médias dos valores de densidade da mistura, obtidas nas simulações com diferentes tamanhos de partículas de lodo apresentaram diferenças significativas. Complementando essa análise com o teste de Tukey, que utilizou o mesmo nível de significância ( $\alpha = 0,05$ ), verificou-se que partículas de lodo com uma diferença mínima de 2 mm (Tabela 15) alteram significativamente os valores de densidade da mistura, resultando na alteração da distribuição espacial das partículas entre os diferentes casos simulados (Figura 41). Partículas menores se dispersaram de forma mais homogênea, enquanto partículas maiores se concentraram em regiões específicas, promovendo variações locais na densidade da mistura ao longo da coluna líquida.

Tabela 15 – Resultados do teste de Tukey aplicado aos dados de densidade da mistura obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5,0 mm

Comparações dos dados de densidade da mistura ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ) em diferentes tamanhos das partículas de lodo (mm)	Diferença de diâmetro (mm)	Resultado do Teste de Tukey
0,5 e 2,5 mm	2	p-valor < 0,05
0,5 e 3,0 mm	2,5	p-valor < 0,05
0,5 e 3,5 mm	3,0	p-valor < 0,05
0,5 e 4,0 mm	3,5	p-valor < 0,05
0,5 e 4,5 mm	4,0	p-valor < 0,05
0,5 e 5,0 mm	4,5	p-valor < 0,05
1,0 e 3,0 mm	2,0	p-valor < 0,05
1,0 e 3,5 mm	2,5	p-valor < 0,05
1,0 e 4,0 mm	3,0	p-valor < 0,05
1,0 e 4,5 mm	3,5	p-valor < 0,05
1,0 e 5,0 mm	4,0	p-valor < 0,05
1,5 e 3,5 mm	2,0	p-valor < 0,05
1,5 e 4,0 mm	2,5	p-valor < 0,05
1,5 e 4,5 mm	3,0	p-valor < 0,05
1,5 e 5,0 mm	3,5	p-valor < 0,05
Demais pares	-	Não significativo

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 41 – Campos de densidade da mistura no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5,0 mm



Fonte: elaborada pelo autor.

No entanto, devido à baixa velocidade de escoamento da mistura ( $6 \times 10^{-5} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ), as heterogeneidades locais na densidade não foram suficientes para causar alterações significativas no campo de pressão, indicando que a pressão permanece controlada pela densidade média da mistura, gravidade e altura da coluna líquida.

Assim, é importante destacar que embora o aumento do tamanho das partículas possa influenciar em outros fatores físicos, como a velocidade de sedimentação, a distribuição do lodo, a taxa de deformação por cisalhamento e sua interação com o escoamento das demais fases (Tassew *et al.*, 2019; Brito *et al.*, 2020), esses efeitos são insuficientes para modificar significativamente os campos de pressão, uma vez que a densidade média global do fluido, que é igual a  $998 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  com um desvio padrão de  $\pm 0,2 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ , praticamente não se altera.

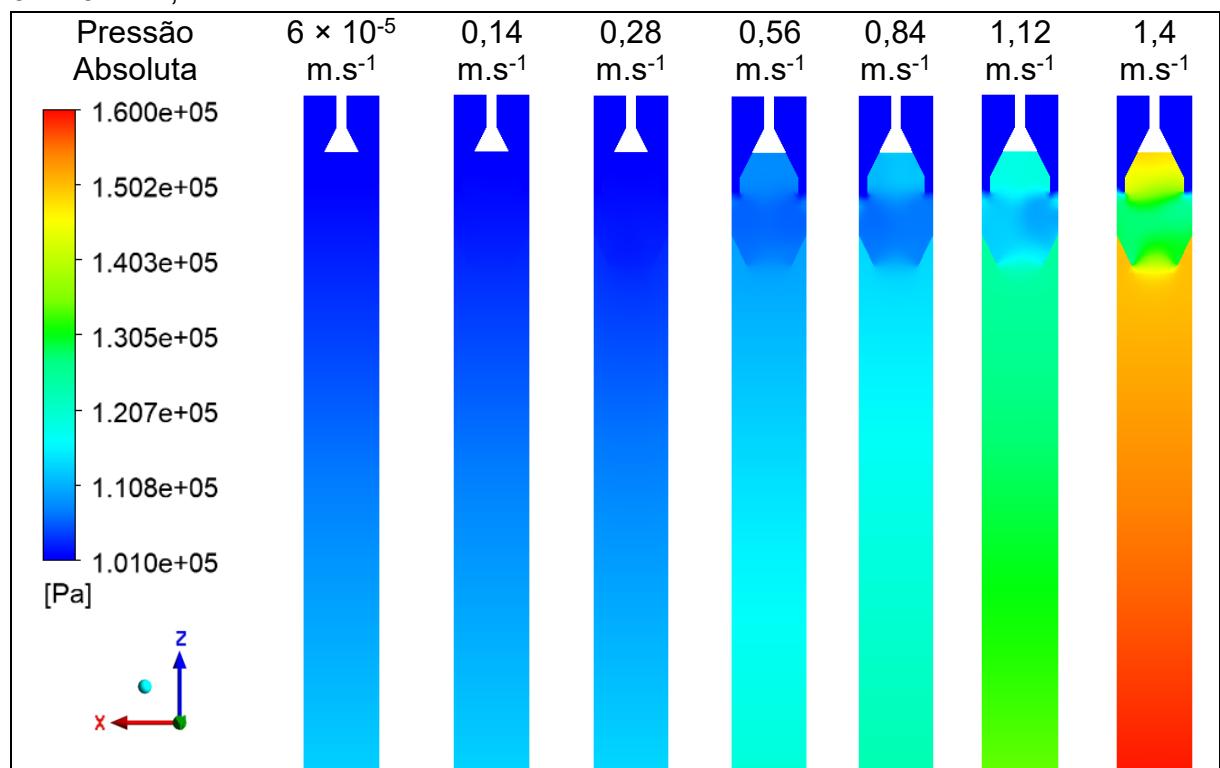
#### 4.2.2.3.1 Análise de sensibilidade

Após a obtenção dos resultados dos campos de pressão absoluta nas simulações, considerando diferentes frações volumétricas de biogás e tamanhos de

partículas de lodo, foi realizada uma análise de sensibilidade para avaliar a resposta do modelo na determinação dos campos de pressão absoluta e de seus respectivos gradientes, considerando variações na velocidade da mistura multifásica, no intervalo de  $6 \times 10^{-5} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (vazão de operação do reator UASB) a  $1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

A Figura 42 ilustra os campos de pressão absoluta no interior do reator UASB, mantidos em uma mesma escala, obtidos a partir das simulações numéricas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica na entrada do sistema, variando de  $6 \times 10^{-5}$  a  $1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Observa-se que, para as velocidades de  $6 \times 10^{-5}$ ,  $0,14$  e  $0,28 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , a distribuição da pressão permaneceu sem muitas mudanças ao longo do reator. No entanto, a partir de  $0,56 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , começaram a surgir variações no campo de pressão em relação aos campos de pressão obtidos nas simulações com menores velocidades, tornando-se progressivamente mais perceptíveis à medida que a velocidade é aumentada para  $0,84$ ,  $1,12$  e  $1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Figura 42 – Campos de pressão no interior do reator UASB obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica, de  $6 \times 10^{-5}$  a  $1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$



Fonte: elaborada pelo autor.

Na Tabela 16, observa-se que o gradiente de pressão absoluta ultrapassa a faixa de 13.000 Pa a partir da velocidade de  $0,56\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , atingindo valores sucessivos de 19.700, 23.440, 34.510 e 59.720 Pa à medida que a velocidade aumenta. Entretanto, essa análise foi realizada apenas para verificar a sensibilidade do modelo a variações de pressão, visto que o tempo de detenção hidráulica correspondente à velocidade de  $0,14\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , bem como os das velocidades superiores, são impraticáveis em reatores UASB.

Tabela 16 – Gradientes de pressão absoluta e TDH obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica, de  $6 \times 10^{-5}$  a  $1,4\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$

Velocidade da mistura ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	Gradiente de pressão absoluta (Pa)	TDH (h)
$6 \times 10^{-5}$	13010	6,5
0,14	13220	0,0028
0,28	13510	0,0014
0,56	19740	0,0007
0,84	23440	0,0005
1,12	34510	0,00034
1,4	59720	0,00028

Fonte: elaborada pelo autor.

Para uma análise detalhada das diferenças entre os dados de pressão absoluta obtidos nas simulações numéricas, que consideraram variadas velocidades da mistura multifásica, realizou-se uma Análise de Variância (ANOVA). Esta análise indicou a existência de variâncias desiguais entre os grupos, com um  $p$ -valor  $\leq 0,05$ , sugerindo diferenças estatísticas significativas nas pressões observadas para as diferentes velocidades testadas. Adicionalmente, o teste de Tukey foi aplicado para comparar todos os possíveis pares de médias entre os conjuntos de dados e identificar quais diferenças são estatisticamente significativas, ajudando a especificar quais condições diferem entre si após a ANOVA indicar diferenças significativas.

Conforme a Tabela 17, as comparações entre os conjuntos de dados de pressão absoluta das simulações com velocidades de  $6 \times 10^{-5}$ , 0,14 e  $0,28\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  não mostraram diferenças significativas, assim como as comparações entre os conjuntos de dados de pressão absoluta das simulações com velocidades de  $0,56$  e  $0,84\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

As demais comparações revelaram diferenças estatisticamente significativas, com p-valor < 0,05.

Tabela 17 – Resultados do teste de Tukey aplicado aos dados de pressão absoluta obtidos em simulações numéricas realizadas considerando diferentes velocidades da mistura multifásica, de  $6 \times 10^{-5}$  a  $1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$

Comparações dos dados de pressão absoluta (Pa) em diferentes velocidades da mistura ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	Resultado do Teste de Tukey
$6 \times 10^{-5}$ e $0,14 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$	Não significativo
$6 \times 10^{-5}$ e $0,28 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$	Não significativo
$0,14$ e $0,28 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$	Não significativo
$0,56$ e $0,84 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$	Não significativo
Demais pares	p-valor < 0,05

Fonte: elaborada pelo autor.

Diante das análises realizadas, verifica-se que, nas condições investigadas nesta pesquisa, envolvendo simulações numéricas de reator UASB em escala reduzida em diferentes condições operacionais, a pressão absoluta não se mostra um parâmetro adequado para a validação dos resultados e da modelagem. Observou-se que a pressão absoluta apresenta variações mínimas, sendo imperceptíveis ao ser submetida a diferentes frações volumétricas de biogás, de 0,026 a 0,26, e variados tamanhos das partículas de lodo, de 0,5 a 5 mm.

Portanto, sugere-se a avaliação de outros parâmetros que possam refletir com maior sensibilidade as mudanças nas condições operacionais do reator, como a velocidade da água do lodo e do biogás, a vazão volumétrica de biogás e o tamanho dos grânulos de lodo e das bolhas de biogás nos diferentes compartimentos do reator.

#### 4.2.2.4 Análise da perda de carga hidráulica aparente

A perda de carga é tradicionalmente associada à redução da carga total do fluido ao longo de seu escoamento em condutos hidráulicos, sendo um conceito amplamente aplicado em sistemas de transporte de água por tubulações (escoamento monofásico), nos quais seu cálculo permite estimar a resistência imposta ao movimento do fluido pelas paredes internas, pelas singularidades e por outros obstáculos presentes ao longo do percurso (Azevedo Netto; Fernández, 2018; Khare *et al.*, 2019; Fox; Mitchell, 2020). No entanto, a aplicação desse conceito em reatores

UASB, é bem mais complexa, pois envolve um escoamento trifásico composto por água, partículas de lodo e bolhas de biogás, interagindo simultaneamente.

É importante destacar que, embora a perda de carga seja frequentemente estudada em escoamentos monofásicos, este estudo a avaliou no contexto de escoamento trifásico, típico de reatores UASB, considerando duas variáveis operacionais que influenciam o comportamento hidrodinâmico: a fração volumétrica de biogás e o tamanho das partículas de lodo.

Ao analisar os dados, observou-se que o aumento da fração volumétrica de biogás (FVB) provocou uma perda de carga aparente desprezível, com valores de  $2,4 \times 10^{-6}$ ,  $2,5 \times 10^{-6}$  e  $2,6 \times 10^{-6}$  m para as FVB de 0,026, 0,13 e 0,26, respectivamente. Apesar do aumento da quantidade de biogás presente no meio líquido, os valores da perda de carga aparente se mantiveram extremamente baixos (na ordem de micrômetros), indicando que a influência do biogás sobre a resistência ao escoamento foi mínima dentro das condições analisadas nesta pesquisa. Esse comportamento pode estar relacionado à baixa taxa de ascensão do biogás, que, ao se dispersar de forma estável, gera pouco arraste no líquido.

No que diz respeito ao tamanho das partículas de lodo, observou-se uma tendência geral de aumento da perda de carga à medida que o diâmetro das partículas aumenta, de  $4,1 \times 10^{-9}$  m para partículas de 0,5 mm até  $1,3 \times 10^{-5}$  m para partículas de 5 mm. Essa tendência observada indica que partículas maiores estão, em geral, associadas a uma maior resistência ao escoamento do fluido, o que se reflete em perdas de carga mais elevadas ao longo do escoamento ascendente no reator.

Outro aspecto a ser considerado no contexto das baixas perdas de carga obtidas, refere-se à desconsideração, na modelagem matemática, do meio poroso que constitui o leito de lodo, o que possivelmente resultou em uma estimativa de resistência hidráulica inferior àquela que seria observada caso essa condição tivesse sido devidamente incorporada ao modelo.

Ressalta-se que, embora não tenha sido observada na literatura uma recomendação específica quanto a um valor ótimo de perda de carga para reatores UASB, esse parâmetro pode ser monitorado ao longo do tempo como um importante indicador de apoio à operação do sistema. Isso porque variações na perda de carga podem sinalizar a ocorrência de escoamentos preferenciais (curtos-circuitos), excesso

ou deficiência de lodo biológico, condições de entupimento ou mesmo a necessidade de manutenção do reator.

Neste contexto, de acordo com Lima (2008), o conhecimento sobre a perda de carga em reatores UASB é de fundamental importância para o dimensionamento adequado da potência das bombas de alimentação, garantindo o transporte contínuo do afluente ao reator e, consequentemente, o funcionamento eficiente do sistema de tratamento.

Salienta-se que interrupções ou instabilidades no bombeamento para a alimentação de sistemas anaeróbicos, como os reatores UASB, podem estar associadas a variações na perda de carga e desencadear condições adversas, como choques hidráulicos e orgânicos ou variações transitórias. Estas condições representam causas primárias de distúrbios operacionais que comprometem a estabilidade e o desempenho desses sistemas (Ketheesan; Stuckey, 2015).

#### *4.2.2.5 Vantagens e limitações da modelagem matemática utilizada*

O Quadro 1 ilustra as vantagens e limitações da modelagem numérica identificadas ao longo do desenvolvimento da pesquisa.

Quadro 1 – Vantagens e limitações da modelagem matemática utilizada nesta pesquisa

<b>Vantagens</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• <b>Descrição Adequada do Escoamento Trifásico:</b> A modelagem mostrou-se adequada para descrever o comportamento do escoamento trifásico no interior do reator UASB, considerando diferentes frações volumétricas de biogás e distintos tamanhos de partículas de lodo;</li> <li>• <b>Aplicabilidade em diversas condições operacionais:</b> A modelagem oferece a capacidade de investigar os efeitos de variáveis operacionais, como diferentes frações volumétricas de biogás e tamanhos das partículas de lodo, em diferentes alturas do reator. Isso é crucial para o entendimento das condições dinâmicas e para a otimização do desempenho do reator.</li> </ul>
<b>Limitações</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• <b>Interação entre fases sólida e gasosa:</b> A modelagem não descreveu a interação entre as partículas de lodo e as bolhas de biogás nos campos de fração volumétrica em ambas as fases;</li> <li>• <b>Variação de densidade da mistura:</b> Não foi observada variação de densidade da mistura nos três casos de fração volumétrica de biogás pesquisados. Isso pode indicar uma limitação na modelagem em representar mudanças na densidade que podem ocorrer devido a diferentes condições operacionais, afetando a precisão dos resultados de simulação em cenários variados;</li> <li>• <b>Consideração de fluido polidisperso:</b> A inclusão dos fenômenos de quebra e coalescência de bolhas requer a definição dos parâmetros da modelagem específicos para fluido polidisperso, o que representa uma limitação, dada a complexidade em estabelecer esses parâmetros.</li> </ul>

Fonte: elaborado pelo autor.

## 5 CONCLUSÕES

Com base nos resultados da avaliação do desempenho e estabilidade operacional de um reator UASB, operando em escala reduzida para o tratamento de efluente de frigorífico industrial, e associado aos resultados obtidos do estudo numérico sobre a dinâmica do escoamento trifásico em um domínio computacional representativo do reator, com foco na influência da fração volumétrica de biogás e do tamanho das partículas de lodo, são enunciadas as seguintes conclusões:

Embora o reator UASB tenha operado em condições favoráveis, em termos de temperatura e pH, o desempenho operacional ficou abaixo do esperado, devido à baixa remoção da carga orgânica volumétrica aplicada. Esse desempenho insatisfatório foi atribuído à elevada relação DQO/DBO observada no efluente industrial utilizado na alimentação do reator UASB, a qual indica a predominância de compostos refratários à degradação anaeróbia.

As bolhas de biogás se moveram aproximadamente 200 vezes mais rápido que o líquido, devido ao empuxo. Já as partículas de lodo moveram-se de 10 a 30 vezes mais rápido que o líquido, porém em sentido contrário devido a ação do peso.

Ainda que as partículas de lodo distribuídas ao longo do reator não tenham representado um obstáculo físico à ascensão das bolhas de biogás, contribuíram para a redução de suas velocidades, devido ao aumento da resistência ao escoamento causado pelo movimento do lodo em contracorrente.

De modo geral, o aumento na fração volumétrica de biogás na entrada do reator não promoveu alterações significativas na distribuição das fases ao longo da direção axial.

Verificou-se um aumento na taxa de deformação do lodo na região de influência do defletor de gases, o qual, ao induzir a formação de zonas de recirculação e instabilidades no escoamento, intensificou os gradientes de velocidade e, consequentemente, a taxa de deformação do lodo.

A velocidade de sedimentação das partículas de lodo aumentou com a elevação de seu diâmetro. Em decorrência disso, os números de Reynolds das partículas também se elevaram, mantendo-se na faixa de transição, o que contribuiu para instabilidades no padrão de escoamento na manta de lodo.

A taxa de deformação do lodo aumentou com o diâmetro das partículas, em função do aumento das tensões de cisalhamento. Entretanto, na zona de

influência do defletor de gases, observou-se uma redução dessas taxas, atribuída à diminuição da densidade de área interfacial lodo-água e, consequentemente, à menor intensidade dos gradientes de velocidade da água.

A distribuição da fração volumétrica do lodo também foi afetada: partículas menores apresentaram maior dispersão na manta de lodo, enquanto partículas maiores apresentaram caminhos preferenciais e concentraram-se nas regiões inferiores do reator.

O diâmetro das partículas de lodo influencia diretamente no processo de sedimentação, no comportamento hidrodinâmico do sistema e nas forças interfaciais atuantes sobre essas partículas. Logo, a consideração desse parâmetro em estudos de modelagem e no projeto de reatores UASB é importante para otimizar a distribuição e o tempo de retenção do lodo, além de melhorar o contato entre o substrato e a biomassa.

Dentro das condições simuladas na pesquisa, a mistura trifásica, mesmo com diferentes frações volumétricas de biogás e variações no tamanho das partículas de lodo, não afetou significativamente os gradientes de pressão no domínio computacional representativo do reator UASB. Ademais, a análise de sensibilidade demonstrou que os gradientes de pressão só apresentam variações significativas em velocidades ascensionais elevadas, que não são compatíveis com a operação real de reatores UASB. Esses resultados evidenciam uma limitação importante da modelagem baseada na pressão como variável de análise, sugerindo que sua utilização isolada pode não ser suficiente para representar adequadamente o comportamento multifásico no interior do reator.

Apesar do aumento da FVB em aproximadamente 10 vezes, os valores de perda de carga aparente permaneceram extremamente baixos, na ordem de micrômetros, sendo, portanto, considerados desprezíveis do ponto de vista hidráulico. Por outro lado, com o aumento do tamanho das partículas de lodo, de 0,5 a 5 mm, observou-se uma tendência de elevação da perda de carga, indicando que partículas maiores impõem maior resistência ao escoamento do fluido no interior do reator.

Diante do exposto, infere-se que a modelagem proposta se mostrou adequada para descrever o comportamento do escoamento trifásico no interior do reator UASB analisado nesta pesquisa, visto que foi possível modelar a transferência de momento interfacial, notadamente em relação as forças de arraste, gravitacional e de empuxo, a sedimentação das partículas de lodo e o percurso das bolhas de biogás,

da seção de entrada até as seções de saída do reator (saída de líquido ou saída de biogás).

Especificamente em relação ao escoamento da fase gasosa, a modelagem numérica também se mostrou adequada na previsão da quantidade de biogás coletada no interior do separador de fases, validada a partir da vazão volumétrica de biogás simulada e dos dados experimentais obtidos em condições operacionais correspondentes.

Portanto, a abordagem numérica adotada neste estudo se destaca como uma ferramenta valiosa para apoiar decisões no projeto, fabricação e melhoria de reatores UASB. Essa metodologia oferece suporte técnico para a otimização da geometria do reator, particularmente no que diz respeito à disposição dos elementos de separação de fases, e para o controle do processo interno, facilitando a previsão de padrões de escoamento. Do ponto de vista hidrodinâmico, essa aplicação promove o desenvolvimento de reatores com melhor desempenho hidráulico e maior previsibilidade operacional, reforçando sua confiabilidade em sistemas de tratamento de efluentes sanitários e industriais.

## 6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Ressalta-se que a abordagem adotada ainda pode ser aprimorada por meio da incorporação de parâmetros e condições de contorno adicionais, capazes de capturar de forma mais abrangente as complexas interações bioquímicas e hidrodinâmicas presentes no interior do reator UASB. Dentre os aspectos que podem ser melhorados destacam-se:

- a) Incorporação de modelos de quebra e coalescência de bolhas, com o objetivo de avaliar os efeitos desses fenômenos sobre a distribuição do tamanho e do formato das bolhas ao longo do escoamento;
- b) A inclusão de modelos de agregação de partículas de lodo, visando simular o processo de formação de estruturas granulares com diferentes tamanhos, formatos e densidades, a fim de analisar os efeitos dessas características sobre a dinâmica do escoamento, especialmente no que se refere às velocidades de sedimentação, taxas de deformação e forças atuantes;
- c) A consideração de um meio poroso representando o leito de lodo, com o objetivo de simular de forma mais fiel as regiões que compõem o interior do reator UASB, bem como de representar os efeitos associados à perda de carga hidráulica no sistema. Com isso, é possível estabelecer relações entre o acúmulo de lodo e a resistência ao escoamento, o que ajuda a subsidiar critérios técnicos para o descarte do lodo excedente em reatores UASB;
- d) A elaboração de malhas adaptativas ou com diferentes espaçamentos entre o defletor de gases e a abertura para o compartimento de decantação, com o objetivo de analisar a influência desse espaçamento sobre o arraste de partículas de lodo e outros parâmetros hidrodinâmicos relevantes, visando fornecer subsídios para o aprimoramento dos critérios de dimensionamento em reatores UASB;
- e) Consideração de condições operacionais transientes, como variações de carga hidráulica e orgânica ao longo do tempo, de modo a avaliar a resposta dinâmica do processo de tratamento a diferentes condições operacionais, aproximando a modelagem da prática operacional de reatores UASB.

## REFERÊNCIAS

ABBASI, T.; ABBASI, S. A. Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, [S.I.], v. 16, n. 3, p. 1696-1708, 2012. DOI: 10.1007/s10163-015-0372-0. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032111005533>. Acesso em: 12 nov. 2024.

ABYANEH, E. et al. Mixing assessment of an industrial anaerobic digestion reactor using CFD. **Renewable Energy**, [S.I.], v. 192, p. 537–549, jun. 2022. DOI: 10.1016/j.renene.2022.04.147. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960148122006164>. Acesso em: 14 nov. 2024.

ACHINAS, S.; ACHINAS, V.; EUVERINK, G. J. W. A Technological Overview of Biogas Production from Biowaste. **Engineering**, [S.I.], v. 3, n. 3, p. 299–307, jun. 2017. DOI: 10.1016/J.ENG.2017.03.002. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2095809917304228>. Acesso em: 13 nov. 2024.

AIYUK, S. et al. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates – A review. **Bioresource technology**, [S.I.], v. 97, n. 17, p. 2225-2241, nov. 2006. DOI: 10.1016/j.biortech.2005.05.015. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852405002841>. Acesso em: 10 nov. 2024.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION; AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION; WATER ENVIRONMENTAL FEDERATION. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 24. ed. Washington D.C., 2023.

ANSYS. **Anssys CFX Introduction**. 2024a.

ANSYS. **Anssys CFX-Solver Theory Guide**. 2024b.

ANSYS. **Anssys CFX-Solver Modeling Guide**. 2024c.

AQUINO, S. F. et al. (2007) Metodologias para determinação da Atividade Metanogênica Específica (AME) em lodos anaeróbios. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [S.I.], v. 12, n. 2, p. 192-201. DOI: 10.1590/S1413-41522007000200010. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/esa/a/rnJVzVS3RgG3BthVkh64PHQ/?lang=pt&format=html>. Acesso em: 12 nov. 2024.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 12.209**: elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. Rio de Janeiro: ABNT, 2011.

**ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. ABNT NBR 9800:** critérios para lançamento de efluentes líquidos industriais no sistema coletor público de esgoto sanitário. Rio de Janeiro: ABNT, 1987.

AZEVEDO NETTO, J. M.; FERNÁNDEZ, M. F. **Manual de hidráulica.** 9 ed. São Paulo: Blucher, 2018. 632 p.

BAKRAOUI, M. et al. Biogas production from recycled paper mill wastewater by UASB digester: Optimal and mesophilic conditions. **Biotechnology reports**, [S.I.], v. 25, p. e00402, mar. 2020. DOI: 10.1016/j.btre.2019.e00402. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2215017X19304333>. Acesso em: 10 nov. 2024.

BASTIANI, C. D. et al. CFD simulation and PIV validation of the gas/liquid behavior in an UASB reactor. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [S.I.], v. 25, n. 1, p. 87–96, jan. 2020. DOI: 10.1590/S1413-41522020179462. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/esa/a/rbxcfH3vVgxwhrvrNytw3bP/?lang=en>. Acesso em: 02 nov. 2024.

BASTIANI, C. D. et al. Three-phase hydrodynamic simulation and experimental validation of an upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Computers & Mathematics with Applications**, [S.I.], v. 83, p. 95–110, fev. 2021. DOI: 10.1016/j.camwa.2020.02.017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0898122120300845>. Acesso em: 02 nov. 2024.

BASTIANI, C. D.; KENNEDY, D.; REYNOLDS, A. CFD simulation of anaerobic granular sludge reactors: A review. **Water Research**, [S.I.], v. 242, p. 120220, ago. 2023. DOI: 10.1016/j.watres.2020.02.017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0898122120300845>. Acesso em: 02 nov. 2024.

BHATTI, Z. I.; FURUKAWA, K.; FUJITA, M. Feasibility of methanolic waste treatment in UASB reactors. **Water Research**, [S.I.], v. 30, n. 11, p. 2559–2568, nov. 1996. DOI: 10.1016/S0043-1354(96)00144-3. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135496001443>. Acesso em: 20 nov. 2024.

BHUNIA, P.; GHANGREKAR, M. M. Influence of biogas-induced mixing on granulation in UASB reactors. **Biochemical engineering journal**, [S.I.], v. 41, n. 2, p. 136-141, set. 2008. DOI: 10.1016/j.bej.2008.04.016. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1369703X08001186>. Acesso em: 07 out. 2024.

BHUNIA, P.; GHANGREKAR, M. M. Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 98, n. 5, p. 994–999, mar. 2007. DOI: 10.1016/j.biortech.2006.04.019. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852406001738>. Acesso em: 13 out. 2024.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. 3 ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2005.

BRITO, M. G. S. L. et al. Hydrodynamics of Uasb Reactor Treating Domestic Wastewater: A Three-Dimensional Numerical Study. **Water**, [S.I.], v. 12, n. 1, p. 279, jan. 2020. DOI: 10.3390/w12010279. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2073-4441/12/1/279>. Acesso em: 07 out. 2024.

BUSTILLO-LECOMPTE, C. F.; MEHRVAR, M. Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. **Journal of Environmental Management**, [S.I.], v. 161, p. 287–302, set. 2015. DOI: 10.1016/j.jenvman.2015.07.008. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301479715301535>. Acesso em: 16 set. 2024.

BUSTILLO-LECOMPTE, C. F.; MEHRVAR, M. Treatment of an actual slaughterhouse wastewater by integration of biological and advanced oxidation processes: Modeling, optimization, and cost-effectiveness analysis. **Journal of Environmental Management**, [S.I.], v. 182, p. 651–666, nov. 2016. DOI: 10.1016/j.jenvman.2016.07.044. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301479716304819>. Acesso em: 16 set. 2024.

BUSTILLO-LECOMPTE, C. F.; MEHRVAR, M.; QUIÑONES-BOLAÑOS, E. Combined anaerobic-aerobic and UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> processes for the treatment of synthetic slaughterhouse wastewater. **Journal of Environmental Science and Health, Part A**, v. 48, n. 9, p. 1122–1135, jul. 2013. DOI: 10.1080/10934529.2013.774662.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.; MEHRVAR, M.; QUIÑONES-BOLAÑOS, E. Slaughterhouse Wastewater Characterization and Treatment: An Economic and Public Health Necessity of the Meat Processing Industry in Ontario, Canada. **Journal of Geoscience and Environment Protection**, [S.I.], v. 04, n. 04, p. 175–186, abr. 2016. DOI: 10.4236/gep.2016.44021. Disponível em: <https://www.scirp.org/journal/paperinformation?paperid=66462>. Acesso em: 16 set. 2024.

**CAMPOS, J. R. de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**, 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB, 1999.

CHANSON, H. **Environmental hydraulics of open channel flows**. Elsevier, 2004. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-6165-2.X5028-0>. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/book/9780750661652/environmental-hydraulics-of-open-channel-flows>. Acesso em: 08 out. 2024.

CHEN, P.; SANYAL, J.; DUDUKOVIĆ, M. P. Numerical simulation of bubble columns flows: effect of different breakup and coalescence closures. **Chemical Engineering Science**, [S.I.], v. 60, n. 4, p. 1085–1101, fev. 2005. DOI: 10.1016/j.ces.2004.09.070. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S000925090400733X>. Acesso em: 08 out. 2024.

CHENG, Y.; ZHU, J. J. CFD Modelling and Simulation of Hydrodynamics in Liquid-Solid Circulating Fluidized Beds. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, [S.I.], v. 83, n. 2, p. 177–185, maio 2008. DOI: 10.1002/cjce.5450830204

CHERNICHARO, C. A. L. et al. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, [S.I.], v. 14, n. 4, p. 649–679, dez. 2015. DOI: 10.1007/s11157-015-9377-3. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/s11157-015-9377-3>. Acesso em: 18 set. 2024.

CHERNICHARO, C. A. L. et al. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário - Parte 1: Tópicos de Interesse. **Revista DAE**, [S.I.], v. 66, n. 214, p. 5–16, 2018a. DOI: 10.4322/dae.2018.038. Disponível em: [https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo\\_edicao\\_214\\_n\\_1756.pdf](https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_214_n_1756.pdf). Acesso em: 18 set. 2024.

CHERNICHARO, C. A. L. et al. Panorama do tratamento de esgoto sanitário nas regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste do Brasil: tecnologias mais empregadas. **Revista DAE**, [S.I.], v. 66, p. 5-19, 2018b. DOI: 10.4322/dae.2018.028. Disponível em: [https://revistadae.com.br/artigos/artigo\\_edicao\\_213\\_n\\_1748.pdf](https://revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_213_n_1748.pdf). Acesso em: 18 set. 2024.

CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, [S.I.], v. 5, p. 73-92, fev. 2006. DOI: 10.1007/s11157-005-5683-5. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/s11157-005-5683-5>. Acesso em: 18 set. 2024.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios**. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2016.

CHONG, S. et al. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment – A State-of-the-art review. **Water Research**, [S.I.], v. 46, n. 11, p. 3434–3470, jul. 2012. DOI: 10.1016/j.watres.2012.03.066. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135412002400>. Acesso em: 13 out. 2024.

CISNEROS, J. F. et al. Hydrodynamic Evaluation of Five Influent Distribution Systems in a Cylindrical UASB Reactor Using CFD Simulations. **Water**, [S.I.], v. 13, n. 21, p. 3141, nov. 2021. DOI: 10.3390/w13213141. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2073-4441/13/21/3141>. Acesso em: 17 nov. 2024.

COZIN, C.; MORALES, R. E. M.; FRANÇA, F. A. Escoamento bifásico líquido-gás em tubulações. In: Rodriguez, O. M. H. (org.). **Escoamento Multifásico**, Rio de Janeiro: ABCM, 2010. Disponível em: <https://www.abcm.org.br/anais/jem/2010-LIVRO%20EBEMS.pdf>. Acesso em: 17 jan. 2025.

CRONE, B. C. et al. Significance of dissolved methane in effluents of anaerobically treated low strength wastewater and potential for recovery as an energy product: A review. **Water Research**, [S.I.], v. 104, p. 520–531, 1 nov. 2016. DOI: 10.1016/j.watres.2016.08.019. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135416306194>. Acesso em: 08 out. 2024.

CRUZ, D. B. et al. Avaliação do comportamento hidrodinâmico de reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente com diferentes configurações do sistema de distribuição do afluente utilizando fluidodinâmica computacional. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [S.I.], v. 21, n. 4, p. 721–730, out. 2016. DOI: 10.1590/S1413-41522016127299. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/esa/a/GGStcZJwMrjM7XY3xv8fbDR/?lang=pt>. Acesso em: 08 dez. 2024.

CRUZ-SALOMÓN, A. et al. Biogas production from a native beverage vinasse using a modified UASB bioreactor. **Fuel**, [S.I.], v. 198, p. 170-174, 2017. DOI: 10.1016/j.fuel.2016.11.046. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0016236116311474>. Acesso em: 12 nov. 2024.

DAS, S.; SARKAR, S.; CHAUDHARI, S. Modification of UASB reactor by using CFD simulations for enhanced treatment of municipal sewage. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 77, n. 3, p. 766–776, fev. 2018. DOI: 10.2166/wst.2017.584.

DAUD, M. K. et al. Review of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor Technology: Effect of Different Parameters and Developments for Domestic Wastewater Treatment. **Journal of Chemistry**, [S.I.], v. 2018, p. 1–13, jan. 2018. DOI: 10.1155/2018/1596319. Disponível em: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1155/2018/1596319>. Acesso em: 04 ago. 2024.

DEL NERY, V. et al. Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 99, n. 6, p. 2018-2024, abr. 2008. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.03.019. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852407002532>. Acesso em: 18 ago. 2024.

DEL NERY, V. et al. Poultry slaughterhouse wastewater treatment plant for high quality effluent. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 73, n. 2, p. 309–316, jan. 2016. DOI: 10.2166/wst.2015.494.

DOHDOH, A. M.; ABOULFOTOH, A. M. Hydrodynamic characteristics of UASB granular sludge produced from combined anaerobic/aerobic treatment systems. **Desalination and Water Treatment**, [S.I.], v. 124, p. 232–239, ago. 2018. DOI: 10.5004/dwt.2018.22748. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1944398624135783>. Acesso em: 14 ago. 2024.

FANG, H. H. P.; CHUI, H. K.; LI, Y. Y. Microbial structure and activity of UASB granules treating different wastewaters. **Water Science & Technology**, [S.I.], v. 30, n. 12, p. 87-96, 1994. DOI: 10.2166/wst.1994.0587

FENG, Y. et al. Attachment and adhesion force between biogas bubbles and anaerobic granular sludge in the up-flow anaerobic sludge blanket. **Water Research**, [S.I.], v. 171, p. 115458, mar. 2020. DOI: 10.1016/j.watres.2019.115458. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135419312357>. Acesso em: 17 dez. 2024.

FOX, R. W.; MITCHELL, J. W. **Fox and McDonald's introduction to fluid mechanics**, 10. ed. Hoboken: Wiley, 2020.

FREITAS, F. F. et al. Study of the Potential for Energy Use of Biogas From a Wastewater Treatment Plant To a Medium-Sized City: A Technical, Economic and Environmental Analysis. **Waste and Biomass Valorization**, [S.I.], v. 13, n. 8, p. 3509–3521, ago. 2022. DOI: 10.1007/s12649-022-01727-8. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/s12649-022-01727-8#citeas>. Acesso em: 04 dez. 2024.

FREITAS, L. et al. Análise numérica tridimensional do escoamento monofásico em reator uasb: um estudo de referência para a modelagem multifásica. 2024. In: IV CONGRESSO BRASILEIRO DE FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL, 4., 2024, Vitória. **Anais** [...], Vitória: Galoá, 2024. DOI: 10.17648/cbcfd-2024-192049. Disponível em: <https://proceedings.science/cbcfd/cbcfd-2024/trabalhos/analise-numerica-tridimensional-do-escoamento-monofasico-em-reator-uasb-um-estud?lang=pt-br>. Acesso em: 10 abr. 2025.

GAO, C. et al. Variation of viscoelastic properties of extracellular polymeric substances and their relation to anaerobic granule's mechanical strength in full-scale treatment plants. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 411, p. 131233, 1 nov. 2024. DOI: 10.1016/j.biortech.2024.131233. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852424009374>. Acesso em: 15 jan. 2025.

GHANGREKAR, M. M.; ASOLEKAR, S. R.; JOSHI, S. G. Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. **Water Research**, [S.I.], v. 39, n. 6, p. 1123–1133, mar. 2005. DOI: 10.1016/j.watres.2004.12.018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135404006049>. Acesso em: 30 jan. 2025.

GONÇALVES, A. B. D. et al. Efeito da configuração do separador de fases na captação de biogás em reatores UASB tratando águas residuárias de frigorífico industrial. **Ciência e Sustentabilidade**, [S.I.], v. 7, n. 1, p. 322–360, out. 2023. DOI: 10.56837/ces.v7i01.1132. Disponível em: <https://periodicos.ufca.edu.br/ojs/index.php/cienciasustentabilidade/article/view/1132>. Acesso em: 30 nov. 2024.

HAO, F. L.; SHEN, M. W. Development, simulation, and laboratory test of novel gas-solid-liquid separator for UASB/EGSB reactor of wastewater treatment. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, [S.I.], v. 9, n. 3, p. 105217, 1 jun. 2021. DOI: 10.1016/j.jece.2021.105217. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2213343721001949>. Acesso em: 04 nov. 2024.

HAO, F.; SHEN, M. 3D simulation on four design methods of water distribution uniformity for typical peripheral feed sedimentation tank. **Transactions Of The Chinese Society Of Agricultural Engineering**. [S.I.], v. 28, n. 19, p. 56-62, 2012. DOI: 10.3969/j.issn.1002-6819.2012.19.008. Disponível em: <https://www.aeeisp.com/nygcxb/article/id/20121908>. Acesso em: 04 nov. 2024.

HASANOGLU, S. et al. A comparative study on UASB MF-OMBR and AnMF-OMBR treating slaughterhouse wastewater: Process performance, struvite precipitation, and economic evaluation. **Chemical Engineering Journal**, [S.I.], v. 497, p. 154884, 1 out. 2024. DOI: 10.1016/j.cej.2024.154884. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894724063757>. Acesso em: 02 fev. 2025.

HERNÁNDEZ-RODRÍGUEZ, I. A. et al. Performance of the UASB reactor during wastewater treatment and the effect of the biogas bubbles on its hydrodynamics. **Environmental Technology**, [S.I.], v. 44, n. 16, p. 2386–2394, jul. 2023. DOI: 10.1080/09593330.2022.2028015.

ISHII, M.; ZUBER, N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows. **AIChE Journal**, [S.I.], v. 25, n. 5, p. 843–855, set. 1979. DOI: 10.1002/aic.690250513. Disponível em: <https://aiche.onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/aic.690250513>. Acesso em: 02 ago. 2024.

JIANG, J. et al. Multiscale hydrodynamic investigation to intensify the biogas production in upflow anaerobic reactors. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 155, p. 1–7, mar. 2014. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.12.079. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852413019196>. Acesso em: 05 ago. 2024.

KETHEESAN, B.; STUCKEY, D. C. Effects of Hydraulic/Organic Shock/Transient Loads in Anaerobic Wastewater Treatment: A Review. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, [S.I.], v. 45, n. 24, p. 2693–2727, dez. 2015. DOI: 10.1080/10643389.2015.1046771

KHARE, V. et al. **Tidal energy systems**: design, optimization and control. Elsevier, 2019.

LATIF, M. A. et al. Integrated application of upflow anaerobic sludge blanket reactor for the treatment of wastewaters. **Water Research**, [S.I.], v. 45, n. 16, p. 4683–4699, out. 2011. DOI: 10.1016/j.watres.2011.05.049. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S004313541100323X>. Acesso em: 08 jun. 2024.

LETTINGA, G. et al. Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 35, n. 10, p. 5-12, 1997. DOI: 10.1016/S0273-1223(97)00222-9. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0273122397002229>. Acesso em: 15 jun. 2024.

LETTINGA, G.; POL, L. W. H. UASB-Process Design for Various Types of Wastewaters. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 24, n. 8, p. 87–107, out. 1991. DOI: 10.2166/wst.1991.0220.

LI, Lili et al. CFD simulation and performance evaluation of gas mixing during high solids anaerobic digestion of food waste. **Biochemical Engineering Journal**, [S.I.], v. 178, p. 108279, jan. 2022. DOI: 10.1016/j.bej.2021.108279. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1369703X21003557>. Acesso em: 09 jun. 2024.

LIM, S. J.; KIM, T.-H. Applicability and trends of anaerobic granular sludge treatment processes. **Biomass and Bioenergy**, [S.I.], v. 60, p. 189–202, jan. 2014. DOI: 10.1016/j.biombioe.2013.11.011. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0961953413004856>. Acesso em: 18 jun. 2024.

LIMA, L. E. M. **Análise do Modelo de Mistura Aplicado em Escoamentos Isotérmicos Gás-Líquido**. 2011. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2011.

LIMA, M. G. S. **Estudo teórico e experimental de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo tratando águas residuárias domésticas**. 2008. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) - Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2008.

LIMA, M. G. S. et al. Theoretical/Experimental Study of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor Treating Domestic Wastewater. **International Journal of Chemical Reactor Engineering**, [S.I.], v. 9, n. 1, jul. 2011. DOI: 10.1515/1542-6580.2599.

LIU, C. et al. Prediction of methane yield at optimum pH for anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 99, n. 4, p. 882–888, mar. 2008. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.01.013. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852407000910>. Acesso em: 08 set. 2024.

LIU, Y.; TAY, J. H. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. **Water Research**, [S.I.], v. 36, n. 7, p. 1653–1665, abr. 2002. DOI: 10.1016/S0043-1354(01)00379-7. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135401003797>. Acesso em: 08 set. 2024.

LOBATO, L. C. DA S. et al. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário - Parte 3: Gerenciamento de lodo e escuma. **Revista DAE**, [S.I.], v. 66, n. 214, p. 30–55, 2018. DOI: 10.4322/dae.2018.040. Disponível em: [https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo\\_edicao\\_214\\_n\\_1753.pdf](https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_214_n_1753.pdf). Acesso em: 18 set. 2024.

LOBATO, L. C. S.; CHERNICHARO, C. A. L.; SOUZA, C. L. Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 66, n. 12, p. 2745-2753, 2012. DOI: 10.2166/wst.2012.514.

LÓPEZ-JIMÉNEZ, P. A. et al. Application of CFD methods to an anaerobic digester: The case of Ontinyent WWTP, Valencia, Spain. **Journal of Water Process Engineering**, [S.I.], v. 7, p. 131–140, 1 set. 2015. DOI: 10.1016/j.jwpe.2015.05.006. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S221471441530009X>. Acesso em: 18 set. 2024.

MAI, D. T.; KUNACHEVA, C.; STUCKEY, D. C. A review of posttreatment technologies for anaerobic effluents for discharge and recycling of wastewater. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, [S.I.], v. 48, n. 2, p. 167–209, 17 jan. 2018. DOI: 10.1016/j.jwpe.2015.05.006.

MAJUMDER, P. S.; GUPTA, S. K. Degradation of 4-chlorophenol in UASB reactor under methanogenic conditions. **Bioresource technology**, [S.I.], v. 99, n. 10, p. 4169-4177, jul. 2008. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.08.062. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852407007249>. Acesso em: 16 out. 2024.

MAKTABIFARD, M.; ZABOROWSKA, E.; MAKINIA, J. Achieving energy neutrality in wastewater treatment plants through energy savings and enhancing renewable energy production. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, [S.I.], v. 17, n. 4, p. 655–689, dez. 2018. DOI: 10.1007/s11157-018-9478-x. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/s11157-018-9478-x>. Acesso em: 16 out. 2024.

MCHUGH, S. et al. Anaerobic Granular Sludge Bioreactor Technology. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, [S.I.], v. 2, n. 2–4, p. 225–245, 2003. DOI: 10.1023/B:RESB.0000040465.45300.97. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1023/B:RESB.0000040465.45300.97>. Acesso em: 02 jun. 2024.

METCALF, L.; EDDY, H. P. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. 5. ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

MIAH, M. S. et al. Textile effluent treatment in a pilot-scale UASB bioreactor followed by biofilter and aerobic processes. **Case Studies in Chemical and Environmental Engineering**, [S.I.], v. 11, p. 101075, jun. 2025. DOI: 10.1016/j.cscee.2024.101075. Disponível em:  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2666016424004699>. Acesso em: 02 jun. 2025.

MICHELE, V.; HEMPEL, D. C. Liquid flow and phase holdup—measurement and CFD modeling for two-and three-phase bubble columns. **Chemical Engineering Science**, [S.I.], v. 57, n. 11, p. 1899–1908, 1 jun. 2002. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00051-9. Disponível em:  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0009250902000519>. Acesso em: 06 jun. 2024.

MILANI, S. J.; BIDHENDI, G. N. Biogas and photovoltaic solar energy as renewable energy in wastewater treatment plants: A focus on energy recovery and greenhouse gas emission mitigation. **Water Science and Engineering**, [S.I.], v. 17, n. 3, p. 283-291, set. 2024. DOI: 10.1016/j.wse.2023.11.003. Disponível em:  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S167423702300114X>. Acesso em: 04 abr. 2025.

MU, Y.; YU, H. Q. Rheological and fractal characteristics of granular sludge in an upflow anaerobic reactor. **Water Research**, [S.I.], v. 40, n. 19, p. 3596–3602, 1 nov. 2006. DOI: 10.1016/j.watres.2006.05.041. Disponível em:  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135406003241>. Acesso em: 12 jun. 2024.

MULLAI, P. et al. Methane production and recovery from wastewater. In: VARJANI, S. et al. (org.). **Current developments in biotechnology and bioengineering**. Elsevier, 2020.

MUÑOZ, Raúl et al. A review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for biogas upgrading. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 14, p. 727-759, 2015. DOI: 10.1007/s11157-015-9379-1. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/S11157-015-9379-1>. Acesso em: 06 jun. 2024.

MUSA, M. A. et al. A Comparative Study of Biogas Production from Cattle Slaughterhouse Wastewater Using Conventional and Modified Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors. **International Journal of Environmental Research and Public Health**, [S.I.], v. 17, n. 1, 2020. DOI: 10.3390/ijerph17010283. Disponível em: <https://www.mdpi.com/1660-4601/17/1/283>. Acesso em: 04 fev. 2024.

MUSA, M. A. et al. Effect of Organic Loading Rate on Anaerobic Digestion Performance of Mesophilic (UASB) Reactor Using Cattle Slaughterhouse Wastewater as Substrate. **International Journal of Environmental Research and Public Health**, [S.I.], v. 15, n. 10, p. 2220, out. 2018. DOI: 10.3390/ijerph15102220. Disponível em: <https://www.mdpi.com/1660-4601/15/10/2220>. Acesso em: 04 fev. 2024.

MUSA, M. A. et al. Performance Comparison of Conventional and Modified Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors Treating High-Strength Cattle Slaughterhouse Wastewater. **Water**, [S.I.], v. 11, n. 4, p. 806, 18 abr. 2019. DOI: 10.3390/w11040806. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2073-4441/11/4/806>. Acesso em: 04 fev. 2024.

NARNOLI, S. K.; MEHROTRA, I. Sludge blanket of UASB reactor: Mathematical simulation. **Water Research**, [S.I.], v. 31, n. 4, p. 715–726, 1997. DOI: 10.1016/S0043-1354(97)80987-6. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135497809876>. Acesso em: 06 fev. 2024.

NICHOLLS, S.; CROMPTON, J. A comprehensive review of the evidence of the impact of surface water quality on property values. **Sustainability**, [S.I.], v. 10, n. 2, p. 500, 2018. DOI: 10.3390/su10020500. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2071-1050/10/2/500>. Acesso em: 09 nov. 2024.

NNAJI, C. C. A review of the upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Desalination and Water Treatment**, [S.I.], v. 52, n. 22–24, p. 4122–4143, jun. 2014. DOI: 10.1080/19443994.2013.800809. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1944398624062076>. Acesso em: 03 out. 2024.

**ORGANIZAÇÃO DAS NAÇÕES UNIDAS PARA O DESENVOLVIMENTO INDUSTRIAL; UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ; CENTRO INTERNACIONAL DE ENERGIAS RENOVAVÉIS. Operação e monitoramento de reatores anaeróbios:** guia de boas práticas. Brasília: MCTI, 2021. 62 p. Disponível em: <https://databasebrae.com.br/wp-content/uploads/2021/11/212D-Guia-oper%C3%A7%C3%A3o-e-monitoramento-de-biodigestores.pdf>. Acesso em: 01 mar. 2025.

**ORGANIZAÇÃO DAS NAÇÕES UNIDAS. Transformando nosso mundo: a Agenda 2030 para o Desenvolvimento Sustentável.** Nova York: ONU, 2015. Disponível em: <https://brasil.un.org/sites/default/files/2020-09/agenda2030-pt-br.pdf>. Acesso em: 10 jan. 2025.

OWUSU-AGYEMAN, I. et al. The study of structure of anaerobic granules and methane producing pathways of pilot-scale UASB reactors treating municipal wastewater under sub-mesophilic conditions. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 290, p. 121733, out. 2019. DOI: 10.1016/j.biortech.2019.121733. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852419309630>. Acesso em: 08 out. 2024.

PALADINO, E. E. **Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial.** 2005. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Avaliação do desempenho físico-químico de um reator UASB construído em escala piloto na remoção de poluentes de efluentes de suinocultura. **Ambiente e Água**, [S.I.], v. 5, n. 1, p. 79-88, 2010. DOI: 10.4136/ambi-agua.121. Disponível em: <https://www.redalyc.org/pdf/928/92812526008.pdf>. Acesso em: 08 fev. 2025.

PHILIPP, Maximilian et al. Slaughterhouse wastewater treatment: A review on recycling and reuse possibilities. **Water**, [S.I.], v. 13, n. 22, p. 3175, 2021. DOI: 10.3390/w13223175. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2073-4441/13/22/3175>. Acesso em: 25 fev. 2025.

PISTORIUS, P. C. Bubbles in process metallurgy. In: SEETHARAMAN, S. et al. (org.) **Treatise on process metallurgy: process phenomena**. Elsevier, 2014.  
 POL, L. W. H. et al. Anaerobic sludge granulation. **Water Research**, [S.I.], v. 38, n. 6, p. 1376–1389, 2004. DOI: 10.1016/j.watres.2003.12.002. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135403006705>. Acesso em: 25 ago. 2024.

POSSETTI, G. R. C. et al. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário - Parte 5: Biogás e emissões fugitivas de metano. **Revista DAE**, [S.I.], v. 66, n. 214, p. 73–89, 2018. DOI: 10.4322/dae.2018.042. Disponível em: [https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo\\_edicao\\_214\\_n\\_1751.pdf](https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_214_n_1751.pdf). Acesso em: 18 set. 2024.

RAJAKUMAR, R. et al. Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor packed with pleated poly vinyl chloride rings. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 103, n. 1, p. 116–122, 2012. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.10.030. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852411014763>. Acesso em: 03 set. 2024.

RAMASAMY, E. V. et al. Feasibility studies on the treatment of dairy wastewaters with upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Bioresource technology**, [S.I.], v. 93, n. 2, p. 209-212, 2004. DOI: 10.1016/j.biortech.2003.11.001. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852403003201>. Acesso em: 01 set. 2024.

RANADE, V. V. **Computational flow modeling for chemical reactor engineering**. Elsevier, 2002.

RAPP, B. E. **Microfluidics: modelling, mechanics and mathematics**. 1. Ed. Elsevier, 2017.

RASTEGAR, S. O. et al. Optimization of petroleum refinery effluent treatment in a UASB reactor using response surface methodology. **Journal of hazardous materials**, [S.I.], v. 197, p. 26-32, 2011. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2011.09.052. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0304389411011526>. Acesso em: 03 set. 2024.

REN, T. et al. Hydrodynamics of upflow anaerobic sludge blanket reactors. **AICHE Journal**, [S.I.], v. 55, n. 2, p. 516–528, fev. 2009. DOI: 10.1002/aic.11667

RIBEIRO, T. B. et al. Desenvolvimento de separadores trifásicos modulares para reatores uasb tratando esgoto sanitário. 2019. In: 30 CONGRESSO NACIONAL DE SANEAMENTO E MEIO AMBIENTE, 2019, São Paulo. **Anais** [...], São Paulo, 2019. Disponível em: <https://tratamentodeagua.com.br/wp-content/uploads/2019/11/separadores-trifasicos-reatores-uasb-esgoto.pdf>. Acesso em: 24 mar. 2025

ROCHA, V. C. et al. Estudo hidrodinâmico de reator UASB de pequena escala por dinâmica de fluido computacional (CFD): simulação e validação. **HOLOS**, [S.I.], v. 5, n. 39, p. e16400, dez. 2023. DOI: 10.15628/holos.2023.16400. Disponível em: <https://www2.ifrn.edu.br/ojs/index.php/HOLOS/article/view/16400>. Acesso em: 10 nov. 2024.

ROCHA, V. C. **Modelagem hidro-bioquímica de reatores anaeróbios: aplicação da dinâmica de fluidos computacional e da dinâmica de sistemas**. 2017. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2017.

RUTTITHIWAPANICH, T.; SONGKASIRI, W.; RUENGLERTPANYAKUL, W. Identification of Granular Sludge Wash-out Origin Inside an Upflow Industrial-scale Biogas Reactor by the Three-phase Flow Model. **IERI Procedia**, [S.I.], v. 5, p. 245–251, 2013. DOI: 10.1016/j.ieri.2013.11.099. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2212667813001020>. Acesso em: 07 nov. 2024.

SANDBERG, M.; AHRING, B. K. Anaerobic treatment of fish meal process wastewater in a UASB reactor at high pH. **Applied Microbiology and Biotechnology**, [S.I.], v. 36, n. 6, p. 800–804, 1992. DOI: 10.1007/BF00172198. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/BF00172198>. Acesso em: 01 out. 2024.

SANTOS JÚNIOR, F. N. DOS; RODRIGUES, R. O.; NUNES, F. C. B. Hidrodinâmica em um reator UASB convencional e tipo y tratando água residuária doméstica: um estudo numérico tridimensional. 2017. In: SEMINÁRIO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA, 2017, Juazeiro do Norte. **Anais** [...]. Disponível em: [https://prpi.ifce.edu.br/nl/\\_lib/file/doc1929-Trabalho/PROJETO%20DE%20PESQUISA\\_Francisco.pdf](https://prpi.ifce.edu.br/nl/_lib/file/doc1929-Trabalho/PROJETO%20DE%20PESQUISA_Francisco.pdf). Acesso em: 07 abr. 2023.

SANTOS, S. L. D.; CHAVES, S. R. M.; VAN HAANDEL, A. Influence of phase separator design on the performance of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water SA**, [S.I.], v. 42, n. 2, p. 176–182, jun. 2016. DOI: 10.4314/wsa.v42i2.01. Disponível em: [https://www.scielo.org.za/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1816-79502016000200001](https://www.scielo.org.za/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1816-79502016000200001). Acesso em: 05 jul. 2024.

SARAVANAN, V.; SREEKRISHNAN, T. R. Hydrodynamic study of biogranules obtained from an anaerobic hybrid reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, [S.I.], v. 91, n. 6, p. 715–721, set. 2005. DOI: 10.1002/bit.20567.

SAU, A. et al. Enhanced slaughterhouse wastewater treatment: A comparative approach with phycoremediation and adsorption. **Journal of the Indian Chemical Society**, [S.I.], v. 101, n. 12, p. 101499, dez. 2024. DOI: 10.1016/j.jics.2024.101499. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0019452224003790>. Acesso em: 05 fev. 2025.

SCHILLER, L.; NAUMANN, Z. Über die grundlegenden Berechnungen bei der Schwerkraftbereitung. **Zeitschrift des Vereins Deutscher Ingenieure**, [S.I.], v. 77, p. 318–321, 1933.

SCHMIDT, J. E.; AHRING, B. K. Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, [S.I.], v. 49, n. 3, p. 229–246, 26 mar. 2000. DOI: 10.1002/(SICI)1097-0290(19960205)49:3<229::AID-BIT1>3.0.CO;2-M.

SENADHEERA, U. E. et al. Up-Flow Anaerobic Sludge Bed Reactors for Sustainable Wastewater Management: Challenges, Innovations, and Future Directions. **Water**, [S.I.], v. 17, n. 4, p. 476, fev. 2025. DOI: 10.3390/w17040476. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2073-4441/17/4/476>. Acesso em: 09 abr. 2025.

SILVA, F. J. A. et al. Septic tank combined with anaerobic filter and conventional UASB: results from full scale plants. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, [S.I.], v. 30, n. 1, p. 133–140, mar. 2013. DOI: 10.1590/S0104-66322013000100015. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/bjce/a/cXfD6cgnsLZmZtvL6KKPKFb/>. Acesso em: 13 abr. 2024.

SILVA, J. A. Wastewater treatment and reuse for sustainable water resources management: a systematic literature review. **Sustainability**, [S.I.], v. 15, n. 14, p. 10940, 2023. DOI: 10.3390/su151410940. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2071-1050/15/14/10940>. Acesso em: 18 set. 2024.

SILVA, J. P. D. et al. Estabilidade do sistema carbônico e remoção da carga orgânica volumétrica em reator UASB tratando efluente de frigorífico industrial. **Revista Políticas Públicas & Cidades**, [S.I.], v. 14, n. 1, p. e1526, jan. 2025. DOI: 10.23900/2359-1552v14n1-32-2025. Disponível em: <https://journalppc.com/RPPC/article/view/1526>. Acesso em: 10 mar. 2025.

SIMEÃO, A. G. B. et al. Efeito da carga biológica nas condições operacionais de reator UASB: uma análise para subsidiar a otimização da produção de metano. **Revista Políticas Públicas & Cidades**, [S.I.], v. 14, n. 1, p. e1527, jan. 2025. DOI: 10.23900/2359-1552v14n1-33-2025. Disponível em: <https://journalppc.com/RPPC/article/view/1527>. Acesso em: 10 mar. 2025.

SMITH, A. L.; SKERLOS, S. J.; RASKIN, L. Psychrophilic anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater. **Water research**, [S.I.], v. 47, n. 4, p. 1655-1665, 2013. DOI: 10.1016/j.watres.2012.12.028. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135412009153>. Acesso em: 25 jun. 2024.

SOUZA, C. D. D. et al. Influence of Different Organic Loading Rates on the Stability and Operational Performance of a UASB Reactor Treating Industrial Slaughterhouse Effluent. **Revista de Gestão Social e Ambiental**, São Paulo (SP), v. 19, n. 6, p. e012416, 2025. DOI: 10.24857/rgsa.v19n6-042. Disponível em: <https://rgsa.openaccesspublications.org/rgsa/article/view/12416>. Acesso em: 16 jun. 2025.

SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A. L.; AQUINO, S. F. Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. **Water Science and Technology**, v. 64, n. 11, p. 2259-2264, 2011. DOI: 10.2166/wst.2011.695.

SOUZA, M. E.; FUZARO, G.; POLEGATO, A. R. Thermophilic anaerobic digestion of vinasse in pilot plant UASB reactor. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 25, n. 7, p. 213-222, 1992. DOI: 10.2166/wst.1992.0153.

STAZI, V.; TOMEI, M. C. Dissolved methane in anaerobic effluents: A review on sustainable strategies for optimization of energy recovery or internal process reuse. **Journal of Cleaner Production**, [S.I.], v. 317, p. 128359, out. 2021. DOI: 10.1016/j.jclepro.2021.128359. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0959652621025725>. Acesso em: 27 jun. 2024.

SUNDÉN, B.; FU, J. **Heat transfer in aerospace applications**. Academic Press, 2017.

TASSEW, F. A. et al. Settling velocity and size distribution measurement of anaerobic granular sludge using microscopic image analysis. **Journal of Microbiological Methods**, [S.I.], v. 159, p. 81–90, abr. 2019. DOI: 10.1016/j.mimet.2019.02.013. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0167701219300946>. Acesso em: 16 jul. 2024.

TAUSEEF, S. M.; ABBASI, Tasneem; ABBASI, S. A. Energy recovery from wastewaters with high-rate anaerobic digesters. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, [S.I.], v. 19, p. 704-741, 2013. DOI: 10.1016/j.rser.2012.11.056. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032112006703>. Acesso em: 12 jul. 2024.

TAY, J.; XU, H.; TEO, K. Molecular mechanism of granulation. I: H<sup>+</sup> translocation-dehydration theory. **Journal of Environmental Engineering**, [S.I.], v. 126, n. 5, p. 403-410, 2000. DOI: 10.1061/(ASCE)0733-9372(2000)126:5(403).

TAY, J.; YAN, Y. Influence of substrate concentration on microbial selection and granulation during start-up of upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Water Environment Research**, [S.I.], v. 68, n. 7, p. 1140-1150, 1996. DOI: 10.2175/106143096X128540. Disponível em: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.2175/106143096X128540>. Acesso em: 24 jul. 2024.

TORKIAN, A.; EQBALI, A.; HASHEMIAN, S. J. The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent. **Resources, Conservation and Recycling**, [S.I.], v. 40, n. 1, p. 1–11, dez. 2003. DOI: 10.1016/S0921-3449(03)00021-1. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0921344903000211>. Acesso em: 24 nov. 2024.

VAN BATEN, J. M.; ELLENBERGER, J.; KRISHNA, R. Hydrodynamics of internal air-lift reactors: experiments versus CFD simulations. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, [S.I.], v. 42, n. 10, p. 733–742, out. 2003. DOI: 10.1016/S0255-2701(02)00076-4. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0255270102000764>. Acesso em: 01 nov. 2024.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. 3. ed. Campina Grande: Epgraf, 1994.

VAN LIER, J. B. et al. Anaerobic sewage treatment using UASB reactors: engineering and operational aspects. In: FANG, H. H. P. (org.). **Environmental anaerobic technology: applications and new developments**. 2010. p. 59-89. DOI: 10.1142/9781848165434\_0004.

VAN LIER, J. B. et al. Celebrating 40 years anaerobic sludge bed reactors for industrial wastewater treatment. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, [S.I.], v. 14, p. 681-702, dez. 2015. DOI: 10.1007/s11157-015-9375-5. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/s11157-015-9375-5>. Acesso em: 14 nov. 2024.

VAN LIER, J. B. High-rate anaerobic wastewater treatment: diversifying from end-of-the-pipe treatment to resource-oriented conversion techniques. **Water Science and Technology**, [S.I.], v. 57, n. 8, p. 1137–1148, abr. 2008. DOI: 10.2166/wst.2008.040.

VAN LIER, J. B.; MAHMOUD, N; ZEEMAN, G. Anaerobic wastewater treatment. In: CHEN, G. et al. (org.). **Biological wastewater treatment: principles, modelling and design**. 2. ed. IWA publishing, 2020. DOI: 10.2166/9781789060362\_0701. Disponível em: <https://iwaponline.com/ebooks/book/791/Biological-Wastewater-TreatmentPrinciples>. Acesso em: 25 mar. 2024.

VESVIKAR, M. S.; AL-DAHHAN, M. Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD. **Biotechnology and Bioengineering**, [S.I.], v. 89, n. 6, p. 719–732, 20 mar. 2005. DOI: 10.2166/wst.2005.0564.

VLYSSIDES, A.; BARAMPOUTI, E. M.; MAI, S. Granulation mechanism of a UASB reactor supplemented with iron. **Anaerobe**, [S.I.], v. 14, n. 5, p. 275–279, nov. 2008a. DOI: 10.1016/j.anaerobe.2008.09.003. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1075996408001017>. Acesso em: 08 ago. 2024.

VLYSSIDES, A.; BARAMPOUTI, E. M.; MAI, S. Determination of granule size distribution in a UASB reactor. **Journal of Environmental Management**, [S.I.], v. 86, n. 4, p. 660–664, mar. 2008b. DOI: 10.1016/j.jenvman.2006.12.018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301479706004129>. Acesso em: 08 ago. 2024.

VLYSSIDES, A.; BARAMPOUTI, E. M.; MAI, S. Influence of ferrous iron on the granularity of a UASB reactor. **Chemical Engineering Journal**, [S.I.], v. 146, n. 1, p. 49–56, jan. 2009. DOI: 10.1016/j.cej.2008.05.011. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894708002842>. Acesso em: 08 ago. 2024.

WANG, L. et al. Mathematical modeling of production and biorefinery of energy crops. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, [S.I.], v. 43, p. 530–544, mar. 2015. DOI: 10.1016/j.rser.2014.11.008. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032114009393>. Acesso em: 17 jul. 2024.

WANG, Z.; ZHENG, P. Predicting settling performance of ANAMMOX granular sludge based on fractal dimensions. **Water Research**, [S.I.], v. 120, p. 222–228, set. 2017. DOI: 10.1016/j.watres.2017.03.056. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135417302506>. Acesso em: 10 jun. 2024.

WID, N., HORAN, N. J. Anaerobic Digestion of Screenings for Biogas Recovery. In: HORAN, N., YASER, A., WID, N. (org.). **Anaerobic digestion processes: applications and effluent treatment**. Singapore: Springer, 2018.

WU, J. et al. Effects of increase modes of shear force on granule disruption in upflow anaerobic reactors. **Water Research**, [S.I.], v. 46, n. 10, p. 3189–3196, jun. 2012. DOI: 10.1016/j.watres.2012.03.042. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135412002163>. Acesso em: 19 jun. 2024.

WU, J. et al. Effects of rising biogas bubbles on the hydrodynamic shear conditions around anaerobic granule. **Chemical Engineering Journal**, [S.I.], v. 273, p. 111–119, ago. 2015. DOI: 10.1016/j.cej.2015.03.057. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894715003733>. Acesso em: 22 jun. 2024.

WU, J. et al. Size effect of anaerobic granular sludge on biogas production: A micro scale study. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 202, p. 165–171, fev. 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2015.12.006. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852415016363>. Acesso em: 27 jul. 2024.

YADIGAROGLU, G.; HEWITT, G. F. (Ed.). **Introduction to multiphase flow: basic concepts, applications and modelling**. Springer, 2018. DOI: 10.1007/978-3-319-58718-9.

YANG, J. et al. Economic risks hidden in local water pollution and global markets: A retrospective analysis (1995–2010) and future perspectives on sustainable development goal 6. **water research**, [S.I.], v. 252, p. 121216, mar. 2024. DOI: 10.1016/j.watres.2024.121216. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0043135424001167>. Acesso em: 27 fev. 2025.

ZHANG, L. et al. Functional bacterial and archaeal dynamics dictated by pH stress during sugar refinery wastewater in a UASB. **Bioresource Technology**, [S.I.], v. 288, p. 121464, set. 2019. DOI: 10.1016/j.biortech.2019.121464. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852419306947>. Acesso em: 27 jun. 2024.

ZHAO, S. S. et al. Deciphering the formation of sludge blanket structure in anaerobic granular systems from the perspective of bubble-entrapment assumption. **Chemical Engineering Journal**, [S.I.], v. 428, p. 131324, jan. 2022. DOI: 10.1016/j.cej.2021.131324. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894721029053>. Acesso em: 21 ago. 2024.