



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA - CAMPUS I
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

**ESTUDO TEÓRICO E EXPERIMENTAL DE UM REATOR
ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE
LODO TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS**

MARIA GORETHE DE SOUSA LIMA

CAMPINA GRANDE - PB

MAIO - 2008

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA - CAMPUS I
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

**ESTUDO TEÓRICO E EXPERIMENTAL DE UM REATOR
ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE
LODO TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS**

AUTORA: Maria Gorethe de Sousa Lima

ORIENTADOR: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

Curso: Doutorado em Engenharia de Processos

Área de Concentração: Desenvolvimento de Processos

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, como requisito para obtenção do título de Doutor em Engenharia de Processos.

Campina Grande - PB

Maio - 2008

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

L632e

2008 Lima, Maria Gorethe de Sousa.

Estudo teórico e experimental de um reator anaeróbio de fluxo ascendentes e manta de lodo tratando águas residuárias domésticas / Maria Gorethe de Sousa de Lima.— Campina Grande, 2008.

164 f.

Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) - Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia.

Referências.

Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto.

1. Reator UASB 2. CFX. 3. Fluidodinâmica. 4. Sistema Multifásico. I. Título.

CDU – 66.021:531.723.32(043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **MARIA GORETHE DE SOUSA LIMA** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS – GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS DO CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE

Tese de Doutorado Aprovada em 29 / 05 / 2008.

Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
Unidade Acadêmica de Engenharia Química/UFCG
Orientador

Prof. Dr. Fernando de Almeida França
Departamento de Engenharia de petróleo - UNICAMP
Examinador Externo

Profª. Drª. Vanja Maria de França Bezerra
Departamento de Engenharia Química/UFRN
Examinador Externo

Prof. Dr. Rui de Oliveira
Universidade Estadual da Paraíba/UEPB
Examinador Externo

Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica/UFCG
Examinador Interno

Campina Grande, Maio de 2008
PB, Brasil

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia de Processos, defendida por MARIA GORETHE DE SOUSA LIMA e aprovada pela banca examinadora em 29 de maio de 2008.

Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto (Orientador)
UFCG/CCT/UAEQ

Dedico este trabalho aos meus amados pais,
Francisco Vieira Lima (*in memoriam*) e Maria de Sousa Lima,
ao meu amado esposo, Flávio César Brito Nunes,
e aos meus queridos irmãos e sobrinhos.

AGRADECIMENTOS

A Deus, pois o temor do Senhor é glória e honra, alegria e coroa de júbilo. O temor do Senhor alegra o coração, dá contentamento, gozo e vida longa. Quem teme ao Senhor acabará bem e será abençoado no dia da morte (Sl 1, 9 – 11).

Ao professor Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto pela orientação e esclarecimentos prestados ao longo da execução deste trabalho; por todo apoio, atenção, compreensão, dedicação e amizade.

Aos professores Antonio Gilson Barbosa de Lima, Nagel Alves Costa e Rui de Oliveira pelo apoio e pelas dúvidas esclarecidas.

Ao meu querido esposo por todo amor, companheirismo, paciência e apoio incondicional. Muito obrigada por me fazer tão feliz.

Aos meus amados pais, por minha vida, pelos exemplos de luta em prol de uma vida digna, com humildade e respeito ao próximo; por terem me apoiado em todos os momentos que precisei, por terem me ensinado a viver com alegria e amor. Enfim, obrigada pelo amor incondicional.

Aos meus irmãos por estarem sempre ao meu lado. Aos meus sobrinhos, por sempre me proporcionarem momentos felizes.

Aos meus sogros e cunhados por todo carinho, amizade e por estarem dispostos a ajudar sempre que necessário. Muito obrigada por tudo.

Às minhas queridas e eternas amigas: Josy, Biba, Joelma, Bona e Keilinha.

Ao Instituto Centro de Ensino Tecnológico - Centec, nas pessoas do Diretor Presidente Antônio Amaury Oriá Fernandes e dos Diretores Regionais Antônio Belfort Dantas Cavalcante, Cícero de Alencar Leite e Raimundo Grangeiro de Sá Barreto; por todo apoio

para o desenvolvimento deste trabalho, principalmente pela liberação de minhas atividades na FATEC CARIRI para cursar o doutorado.

Aos professores do curso de Saneamento Ambiental, em especial a Roselene de Lucena Alcântara, por toda amizade, apoio e compreensão durante o período em que me afastei da FATEC CARIRI; a Cícera Josislane Crispim da Silva, Germário Marcos de Araújo e Luciano de Andrade Gomes, por todo apoio, carinho e amizade, e a Vicente Fachine Sobrinho, pela indispensável ajuda durante a etapa de instalação do reator UASB.

Às laboratoristas do Laboratório de Análises Físico – Químicas de Águas e Efluentes da FATEC CARIRI, Anielle dos Santos Sousa e Simone Batista de Carvalho; por sempre terem se colocado à disposição para ajudar no que fosse necessário.

A José Demontiex Cardoso, funcionário da FATEC CARIRI, por ter realizado a manutenção do reator UASB sempre que necessário.

Aos bolsistas da Fundação Cearense de Amparo à Pesquisa (FUNCAP), Adriana de Oliveira, Anselmo de Jesus, Cícera Alana, Daniéle Silva, Vagner Sales e Verônica Aureliano; por terem contribuído com a coleta de dados experimentais para este trabalho, notadamente no que se refere ao campo de pressão no interior do reator UASB.

À empresa **ACS ENGENHARIA AMBIENTAL LTDA**, por gentilmente ter cedido o reator UASB, indispensável para o desenvolvimento desta tese e de vários projetos de iniciação científica no curso de Saneamento Ambiental da FATEC Cariri.

À Universidade Federal de Campina Grande.

Ao programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, na pessoa da Professora Odélsia Leonor Sanchez de Alsina pelo apoio cedido nas horas necessárias.

Aos Laboratórios de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI) e Computacional de Térmica e Fluidos (LCTF), ambos da Universidade Federal de Campina Grande, pela infra-estrutura.

Aos companheiros de luta do Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI), em especial Andréa Brandão, Cláudia Batista, Enivaldo Santos e Luis Gomes.

Aos órgãos de fomento pelo apoio na realização deste trabalho: CNPq, FINEP, PETROBRÁS e JBR Engenharia.

RESUMO

O trabalho de tese em questão teve por objetivo geral realizar um estudo teórico/experimental para avaliar a fluidodinâmica de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket – UASB), tratando água residuária doméstica, visando contribuir para melhorar o desempenho dos dispositivos de separação de fases. Para o estudo experimental, foi realizado o monitoramento da estabilidade operacional e da eficiência de tratamento do reator por meio de análises físico – químicas de amostras do seu afluente e efluente e das pressões ao longo do reator. Os resultados obtidos experimentalmente constataram que o reator apresentava uma boa estabilidade operacional. A eficiência de remoção de matéria orgânica foi considerada baixa (42 %); enquanto que para os sólidos totais em suspensão a eficiência de remoção variou em torno 70 %. Os valores de pressão apresentaram uma relação linear decrescente à medida que a tomada de pressão se distanciava da zona de digestão. Para o estudo numérico, foram desenvolvidas malhas no espaço bi e tridimensional representativas do reator UASB modificando as disposições e inclinações do defletor de gases. Diferentes simulações foram realizadas usando o Ansys CFX 10.0 para diferentes fluxos. Os resultados numéricos constataram que a disposição e inclinação do defletor de gases além de exercer grande influência sobre a distribuição de velocidades no reator, também afetou consideravelmente o desempenho dos dispositivos de separação de fases (defletor de gases e separador trifásico). Com relação ao fluxo mássico, foi verificado que o mesmo apresentou uma relação diretamente proporcional com a eficiência de retenção de sólidos suspensos, para a faixa estudada no presente trabalho (10^{-4} a 0,11 kg/s). A análise comparativa dos resultados numéricos e experimentais da pressão e da concentração de lodo na saída do reator com inclinação do defletor voltada para cima apresentaram diferenças da ordem de 2 kPa e de 10 mg/L, respectivamente, sendo consideradas satisfatórias.

Palavras – chave:

Reator UASB, CFX, Fluidodinâmica, Sistema Multifásico.

ABSTRACT

The thesis work in question had for general objective to accomplish a theoretical/experimental study to evaluate the fluid dynamic of an anaerobic reactor of ascending flow and sludge blanket (Upflow Anaerobic Sludge Blanket – UASB), treating domestic wastewater, seeking to contribute to improve the performance of the phases separation devices. For the experimental study, it was accomplished the monitoring of the operational stability and the efficiency of the reactor treatment through physical-chemical analyses from samples of its affluent and effluent, as well as, the pressure along the reactor. The results obtained experimentally proved that the reactor presented a good operational stability. The efficiency of removal organic matter was considered low (42%); while for the total solid in suspension the removal efficiency varied around 70%. The pressure values presented a decreasing linear relationship as the taken of pressure distanced itself of the digestion zone. For the numeric study, meshes were developed in the space bi and three-dimensional representative of the UASB reactor modifying the dispositions and inclinations of the reflector of gases. Different simulations were accomplished using the Ansys CFX 10.0 for different flows. The numeric results verified that the disposition and inclination of the gases diverter besides exercising great influence on the distribution of speed in the reactor, they also affected considerably the acting of the devices of phases separation (gases diverter and three-phase separator). In relation to the mass flow, it was verified that the same one presented a relationship directly proportional with the efficiency of suspended solid retention, for the strip studied in the present work (10^{-4} to 0,11 kg/s). The comparative analysis of the numeric and experimental results of the pressure and of the sludge concentration in the exit of the reactor with inclination of the diverter returned upward they presented differences of the order of 2 kPa and of 10 mg/L, respectively, being considered satisfactory.

Words – key:

UASB Reactor, CFX, Fluid dynamic, Multiphase flow.

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|-----|
| Figura 1 – Sequências metabólicas envolvidas na digestão anaeróbia | 27 |
| Figura 2 – Filtros anaeróbios | 34 |
| Figura 3 – Sistemas de leito fluidizado | 35 |
| Figura 4 – Reatores com crescimento bacteriano aderido | 36 |
| Figura 5 – Desenho esquemático de um reator UASB | 39 |
| Figura 6 – Grânulos formados em reatores UASB | 41 |
| Figura 7 – Agregados de <i>Methanosarcina</i> no leito de um reator UASB | 42 |
| Figura 8 – Padrões de escoamento em dutos verticais | 45 |
| Figura 9 – Aproximações para a derivada das equações governantes: (a) Euleriana e (b) Lagrangiana | 47 |
| Figura 10 – Origem da força de sustentação | 57 |
| Figura 11 – Escalas de comprimento dos gradientes de velocidade local e média | 58 |
| Figura 12 – Conceito de massa virtual | 59 |
| Figura 13 – Representação esquemática das etapas envolvidas no processo de obtenção da solução numérica de um problema de fluido | 67 |
| Figura 14 – Malha estruturada. | 68 |
| Figura 15 – Malha não – estruturada | 68 |
| Figura 16 – Representação de uma malha multibloco | 69 |
| Figura 17 – Reator UASB | 74 |
| Figura 18 – Vista frontal interna do reator UASB | 74 |
| Figura 19 – Sistema de alimentação do reator UASB: (a) captação da água residuária no ponto de lançamento do sistema de lagoas de estabilização, Barbalha – CE, (b) alimentação do reator UASB e (c) lançamento da água residuária na parte central do reator. | 76 |
| Figura 20 – Vista superior do reator UASB: (a) canaleta com vertedores triangulares e (b) tubo, de 50 mm de diâmetro, utilizado para coletar o efluente do reator. | 76 |
| Figura 21 – Sistema de coleta do efluente do reator UASB: (a) visão geral, (b) transporte do efluente do reator (c) lançamento do efluente no sistema de lagoas de estabilização, Barbalha – CE. | 77 |
| Figura 22 – Pontos de descarte do lodo de excesso do reator: (a) a 0,15 m da base e (b) a 1,2 m da base. | 77 |
| Figura 23 – Pontos de amostragem ao longo da altura do reator. | 78 |
| Figura 24 – Pontos de coleta de dados para determinação da pressão. | 80 |
| Figura 25 – Módulos que compõem o CFX 10.0. | 81 |
| Figura 26 – Representação fictícia do reator UASB. | 83 |
| Figura 27 – Plano longitudinal passando pelo eixo central do reator | 83 |
| Figura 28 – Plano utilizado para confeccionar a geometria do reator UASB. | 84 |
| Figura 29 – Representação das malhas geradas no espaço bidimensional: (a) com inclinação do defletor para cima e (b) com inclinação do defletor para baixo. | 85 |
| Figura 30 – Representação das malhas bidimensionais com inclinação do defletor voltada para: (a) cima, (b) baixo com espaçamento $L = 0,34$ m e (c) baixo com espaçamento $L = 0,10$ m | 86 |
| Figura 31 – Ilustração dos refinamentos das malhas no espaçamento tridimensional: (a) com a inclinação do refletor voltada para cima e (b) com a inclinação do refletor voltada para baixo. | 87 |
| Figura 32 – Representação da malha com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás. | 88 |
| Figura 33 – Representação da malha com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás. | 89 |
| Figura 34 – Evolução da pressão em função da posição axial, z, no reator UASB. | 101 |
| Figura 35 – Representação da malha com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás. | 103 |
| Figura 36 – Representação da malha com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás | 104 |
| Figura 37 – Representação da malha com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás. | 105 |

| | |
|--|-----|
| Figura 38 – Representação da malha com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás. | 106 |
| Figura 39 – Representação do campo de velocidade no reator UASB | 107 |
| Figura 40 – Campo de vetor resultante de velocidade sobre o plano yz passando pelo eixo do reator: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre os dispositivos de separação trifásico e (c) detalhe da zona de sedimentação. | 107 |
| Figura 41 – Distribuição das componentes de velocidade axial, u_z , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região da manta de lodo. | 108 |
| Figura 42 – Distribuição das componentes de velocidade axial, u_z , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região entre o defletor e o separador trifásico. | 109 |
| Figura 43 – Distribuição das componentes de velocidade axial, u_z , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região de sedimentação. | 109 |
| Figura 44 – Evolução experimental e numérica (escoamento monofásico) da pressão em função da posição axial do reator UASB. | 110 |
| Figura 45 – Representação do campo de velocidade no reator UASB, com inclinação do defletor para cima, para as três fases: (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 112 |
| Figura 46 – Representação do campo de velocidade no reator UASB, com inclinação do defletor para baixo, para as três fases: (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 112 |
| Figura 47 – Campo de vetor resultante de velocidade da água no reator com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente à zona de sedimentação. | 113 |
| Figura 48 – Campo de vetor resultante de velocidade do biogás no reator com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente à zona de sedimentação. | 113 |
| Figura 49 – Campo de vetor resultante de velocidade do lodo no reator com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente à zona de sedimentação. | 114 |
| Figura 50 – Campo de vetor resultante de velocidade da água no reator com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente à zona de sedimentação. | 114 |
| Figura 51 – Campo de vetor resultante de velocidade do biogás no reator com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente à zona de sedimentação. | 115 |
| Figura 52 – Campo de vetor resultante de velocidade do lodo no reator com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente à zona de sedimentação. | 115 |
| Figura 53 – Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região da manta de lodo (inclinação do defletor para cima): (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 117 |
| Figura 54 – Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região da manta de lodo (inclinação do defletor para baixo): (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 118 |
| Figura 55 – Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região entre o defletor e o separador trifásico (inclinação do defletor para cima): (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 119 |
| Figura 56 – Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região entre o defletor e o separador trifásico (inclinação do defletor para baixo): (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 120 |
| Figura 57 – Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região do separador trifásico (inclinação do defletor para cima): (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 121 |
| Figura 58 – Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r, para diferentes posições axiais, z, na região do separador trifásico (inclinação do defletor para baixo): (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 122 |
| Figura 59 – Campo de pressão no interior do reator UASB, considerando o sistema trifásico: (a) defletor com inclinação para cima e (b) defletor com inclinação para baixo. | 123 |
| Figura 60 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição | 124 |

| | |
|---|-----|
| radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região da manta de lodo. | |
| Figura 61 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região do defletor de gases. | 125 |
| Figura 62 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região entre o defletor e o separador trifásico. | 125 |
| Figura 63 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região da separador trifásico. | 126 |
| Figura 64 – Representação: (a) da iso-superfície de velocidade resultante e (b) do campo vetorial de velocidade, no reator UASB | 127 |
| Figura 65 – Perfil de velocidade, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , ao longo do reator. | 128 |
| Figura 66 – Perfis de velocidade: (a) radial, u_r , e (b) axial, u_z , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , ao longo do reator. | 129 |
| Figura 67 – Evolução experimental e numérica (escoamento monofásico) da diferença de pressão em função da: (a) posição axial, z , e (b) diferença de z , no reator UASB. | 130 |
| Figura 68 – Esquema da determinação das diferenças de pressão. | 130 |
| Figura 69 – Representação dos campos de velocidade no reator: (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 132 |
| Figura 70 – Representação dos campos vetoriais de velocidade resultante no reator: (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 132 |
| Figura 71 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator para o biogás: (a) 0,06, (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005. | 134 |
| Figura 72 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator para o lodo: (a) 0,03, (b) 0,02, (c) 0,01 e (d) 0,001. | 135 |
| Figura 73 – Perfis dos vetores resultantes de velocidades, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , ao longo do reator: (a) água, (b) biogás e (c) lodo. | 137 |
| Figura 74 – Campo de pressão no interior do reator UASB, considerando o sistema trifásico numa malha bidimensional. | 138 |
| Figura 75 – Evolução da pressão em função da posição axial no reator UASB, no sistema trifásico, considerando uma malha no espaço bidimensional. | 138 |
| Figura 76 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para cima) para o biogás nas seguintes escalas: (a) 0,06, (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005. | 140 |
| Figura 77 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (inclinação do defletor voltada para baixo e $L = 0,34$ m) para o biogás nas seguintes escalas: (a) 0,06, (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005. | 141 |
| Figura 78 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (inclinação do defletor voltada para baixo e $L = 0,1$ m) para o biogás nas seguintes escalas: (a) 0,06, (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005. | 142 |
| Figura 79 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para cima) para o lodo nas seguintes escalas: (a) 0,03, (b) 0,01 e (c) 0,001. | 144 |
| Figura 80 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (inclinação do defletor voltada para baixo e $L = 0,34$ m) para o lodo nas seguintes escalas: (a) 0,03, (b) 0,01 e (c) 0,001. | 145 |
| Figura 81 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (inclinação do defletor voltada para baixo e $L = 0,1$ m) para o lodo nas seguintes escalas: (a) 0,03, (b) 0,01 e (c) 0,001. | 146 |
| Figura 82 – Representação do campo: (a) velocidade da água, (b) fração volumétrica do lodo (0 a 0,03) e (c) fração volumétrica do lodo (0 a 0,005) no reator com fluxo mássico igual a 0,004 kg/s. | 148 |
| Figura 83 – Representação do campo: (a) velocidade da água, (b) fração volumétrica do lodo (0 a 0,03) e (c) fração volumétrica do lodo (0 a 0,005) no reator com fluxo mássico igual a 0,05 kg/s. | 148 |
| Figura 84 – Representação do campo: (a) velocidade da água, (b) fração volumétrica do lodo (0 a 0,03) e (c) fração volumétrica do lodo (0 a 0,005) no reator com fluxo mássico igual a 0,11 kg/s. | 149 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|--|-----|
| Tabela 1 – Vantagens e desvantagens da utilização da aproximação Euleriana – Euleriana. | 47 |
| Tabela 2 – Vantagens e desvantagens da utilização da aproximação Euleriana – Lagrangiana. | 48 |
| Tabela 3 – Comparação entre os métodos experimental, analítico e numérico. | 64 |
| Tabela 4 – Comparação entre os principais métodos numéricos utilizados para a discretização de equações diferenciais. | 70 |
| Tabela 5 – Variáveis analisadas durante o monitoramento do reator UASB. | 79 |
| Tabela 6 – Condições operacionais do reator UASB. | 79 |
| Tabela 7 – Especificação dos manômetros utilizados na determinação da pressão no interior do reator UASB. | 80 |
| Tabela 8 – Características das malhas geradas no espaço bidimensional. | 85 |
| Tabela 9 – Características do refinamento das malhas. | 87 |
| Tabela 10 – Condições de fronteira especificadas sobre os domínios bi e tridimensionais. | 90 |
| Tabela 11 – Métodos numéricos e os critérios de convergência adotados para o escoamento monofásico. | 91 |
| Tabela 12 – Condições de entrada do reator UASB considerando o escoamento trifásico | 96 |
| Tabela 13 – Propriedades físicas dos fluidos. | 97 |
| Tabela 14 – Métodos numéricos e os critérios de convergência adotados para o escoamento trifásico. | 97 |
| Tabela 15 – Caracterização do afluente e efluente do reator UASB | 99 |
| Tabela 16 – Concentração de sólidos totais (ST) e de sólidos voláteis totais (STV) ao longo da direção axial do reator UASB. | 99 |
| Tabela 17 – Relação entre fluxo mássico e a eficiência de retenção de sólidos. | 148 |

LISTA DE SIGLAS

| | |
|------------------|--|
| AAV | Alcalinidade por ácidos voláteis |
| AB | Alcalinidade de bicarbonato |
| AGV | Ácidos graxos voláteis |
| AT | Alcalinidade total |
| CAGECE | Companhia de Água e Esgoto do Ceará |
| CENTEC | Instituto Centro de Ensino Tecnológico |
| DBO | Demanda bioquímica de oxigênio |
| DQO | Demanda química de oxigênio |
| EDP _s | Equações diferenciais parciais |
| LCTF | Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos |
| LPFI | Laboratório de pesquisa em fluidodinâmica e imagem |
| MDF | Métodos das diferenças finitas |
| MEF | Métodos dos elementos finitos |
| MVF | Métodos dos volumes finitos |
| pH | Potencial hidrogeniônico |
| PRFV | Poliéster reforçado com fibra de vidro |
| PVC | Policloreto de vinila |
| RMS | Root mean square (resíduo médio quadrático) |
| ST | Sólidos totais |
| STS | Sólidos totais suspensos |
| SVT | Sólidos voláteis totais |
| UASB | Upflow Anaerobic Sludge Blanket (reator anaeróbio de fluxo ascendente) |

LISTA DE NOMENCLATURA

| | |
|--------------------------------|-----------------------|
| CH ₄ | Metano |
| CH ₃ COOH | Ácido acético |
| CO ₂ | Dióxido de carbono |
| CO ₃ ²⁻ | Íon carbonato |
| H ₂ | Gás hidrogênio |
| HCO ₃ ⁻ | Íon bicarbonato |
| H ₂ CO ₃ | Ácido carbônico |
| H ₂ O | Água |
| H ₂ S | Sulfeto de hidrogênio |
| N | Nitrogênio |
| N ₂ | Gás nitrogênio |
| NH ₃ | Amônia |
| NH ₄ ⁺ | Amônio |
| NH ₄ OH | Hidróxido de amônio |
| P | Fósforo |
| S ²⁻ | Íon sulfeto |

LISTA DE SÍMBOLOS

ARÁBICOS

| | |
|-------------------------------|--|
| a_p | Coefficiente 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 | Coefficiente de arraste |
| C_L | Coefficiente de sustentação |
| C_{VM} | Coefficiente de massa virtual |
| d | Diâmetro |
| d_p | Diâmetro médio da fase dispersa |
| g | Gravidade |
| k | Energia cinética turbulenta |
| L | Espaçamento entre o defletor e o separador trifásico |
| m | Fluxo mássico interfacial |
| M | Força interfacial total |
| $M_{\alpha\beta}^L$ | Força de sustentação |
| $M_{\alpha\beta}^{VM}$ | Força de massa virtual |
| $M_{\alpha\beta}^{LUB}$ | Força de lubrificação na parede |
| 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_ϕ | Desequilíbrio natural do volume de controle |
| \bar{r}_ϕ | Resíduo normalizado |
| 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} | Coefficiente 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

| | |
|--------------------------|--|
| α | Fase contínua (água) |
| β | Fase dispersa (biogás) |
| $\Delta\phi$ | Varição da variável genérica no domínio |
| ε | Taxa de dissipação turbulenta |
| ϕ | Variável genérica |
| ϕ_i | Valor de ϕ para o nó i |
| Γ | Coefficiente de difusão escalar |
| $\Gamma_{\alpha\beta}$ | Taxa de fluxo mássico interfacial |
| $\Gamma_{\alpha\beta}^+$ | Taxa de fluxo mássico interfacial positivo |
| γ | Fase dispersa (lodo) |
| μ | Viscosidade da fase transportada |
| μ_t | Viscosidade turbulenta |
| θ | Ângulo |
| ρ | Massa específica |
| ρ_A | Densidade do componente A |
| ρ_B | Densidade do componente B |
| ρ_{mist} | Densidade da mistura |
| σ | Tensão superficial |
| ω_A | Massa molar do componente A |
| ω_B | Massa molar do componente B |
| ω_{mist} | Massa molar da mistura |
| ξ, η, ζ | Coordenadas no plano transformado |

ESPECIAIS

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

SUBSCRITOS

| | |
|-----|----------------------|
| i | Referente à fase i |
|-----|----------------------|

| | |
|------------|---------------------------------|
| M | Força de campo externa |
| α | Fase contínua |
| β | Fase dispersa |
| $MS\alpha$ | Massa especificada pelo usuário |
| ref | Referência |
| S | Pressão dos sólidos |

SOBRESCRITOS

| | |
|-------|------------------------|
| D | Arraste interfacial |
| L | Sustentação (“lift”) |
| LUB | Lubrificação na parede |
| T | Transposta |
| VM | Massa virtual |

SUMÁRIO

| | |
|--|-----|
| 1 INTRODUÇÃO | 20 |
| 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA | 23 |
| 2.1 Digestão Anaeróbia | 23 |
| 2.1.1 Microbiologia da digestão anaeróbia | 24 |
| 2.1.2 Mecanismo do processo de digestão anaeróbia | 24 |
| 2.1.3 Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios | 26 |
| 2.1.4 Influência das variáveis de operação | 28 |
| 2.1.5 Aplicação dos sistemas anaeróbios | 32 |
| 2.1.6 Principais sistemas de tratamento anaeróbios | 32 |
| 2.2 Reator UASB | 37 |
| 2.2.1 Dispositivo característico do reator UASB | 38 |
| 2.2.2 Princípio de funcionamento | 40 |
| 2.2.3 Processo de granulação do lodo | 41 |
| 2.2.4 Vantagens apresentadas pelo lodo granular | 42 |
| 2.3 Escoamento multifásico | 43 |
| 2.3.1 Sistema multifásico | 43 |
| 2.3.2 Padrões de escoamento | 44 |
| 2.3.3 Esquemas de aproximação | 45 |
| 2.3.4 Formulação matemática | 48 |
| 2.3.4.1 Modelos matemáticos em regime laminar | 49 |
| 2.3.4.2 Modelos matemáticos em regime turbulento | 60 |
| 2.4 Fluidodinâmica computacional | 63 |
| 2.4.1 Solução numérica | 65 |
| 2.4.2 Discretização do domínio | 66 |
| 2.4.3 Métodos de discretização das equações diferenciais | 69 |
| 2.4.4 Métodos de solução de sistemas algébricos | 71 |
| 2.4.5 Método de volumes finitos | 72 |
| 3 METODOLOGIA | 73 |
| 3.1 Experimental | 73 |
| 3.1.1 Descrição do sistema experimental | 73 |
| 3.1.2 Monitoramento do processo de tratamento | 78 |
| 3.1.3 Condições operacionais do reator | 79 |
| 3.1.4 Determinação de pressão ao longo do reator | 79 |
| 3.2 Simulação Numérica | 81 |
| 3.2.1 Pacote comercial CFX | 81 |
| 3.2.2 Geração das malhas | 82 |
| 3.2.2.1 Malhas bidimensionais | 84 |
| 3.2.2.2 Malhas tridimensionais | 86 |
| 3.2.3 Modelo matemático | 90 |
| 3.2.3.1 Modelo monofásico | 90 |
| 3.2.3.2 Escoamento multifásico | 92 |
| 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO | 98 |
| 4.1 Resultados Experimentais | 98 |
| 4.2 Resultados Numéricos | 101 |
| 4.2.1 Espaço tridimensional | 101 |
| 4.2.1.1 Escoamento monofásico (Caso 2) | 102 |
| 4.2.1.2 Escoamento trifásico (Caso 3) | 110 |
| 4.2.2 Espaço bidimensional | 123 |
| 4.2.2.1 Estudo de dependência de malha | 124 |
| 4.2.2.2 Escoamento monofásico (Caso 1) | 126 |
| 4.2.2.3 Escoamento trifásico (Caso 4) | 131 |
| 5 CONCLUSÕES | 150 |
| 6 SUGESTÕES | 152 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 153 |
| APÊNDICE | 163 |

1 INTRODUÇÃO

Um dos maiores problemas ambientais enfrentados no Brasil e no mundo é a poluição dos recursos hídricos decorrente do lançamento de águas residuárias domésticas e industriais, sem tratamento prévio adequado. Neste contexto, o controle da poluição dos recursos hídricos é um importante aliado para a implementação de ações de prevenção da saúde e proteção do meio ambiente, tendo em vista a importância desse recurso para a vida humana.

Como forma de contribuir para o controle da poluição de corpos aquáticos, foram desenvolvidos, ao longo dos anos, diversos sistemas de tratamento de águas residuárias, dentre os quais podem ser citados: lagoas de estabilização, lodos ativados, reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket - UASB), filtros biológicos, dentre outros. A escolha do sistema de tratamento a ser utilizado depende, principalmente, da disponibilidade de área para a implantação do sistema e de fatores econômicos e climáticos.

De acordo com Ghangrekar et al. (2005), reatores UASB têm sido recentemente utilizados, com sucesso, no tratamento de uma grande variedade de águas residuárias domésticas e industriais. O sucesso de sua aplicação se deve ao processo de formação de lodo granular anaeróbio que apresenta excelentes características de sedimentabilidade e elevada atividade metanogênica específica (POL et al., 2004). Estes fatores possibilitam que o reator seja operado com reduzidos tempos de retenção hidráulica, o que implica em equipamentos de dimensões menores e, conseqüentemente, de menor custo (CAMPOS, 1999). Outras vantagens importantes, clássicas de sistemas anaeróbios, são: baixa produção de lodo, não requer aeração e produz gás metano (VAN HAANDELL e LETTINGA, 1994; ISIK e SPONZA, 2005).

Dessa forma, pelas razões acima expostas, reatores UASB têm se tornado uma opção bastante difundida, principalmente em países de clima tropical, sendo freqüentemente usados para o tratamento de águas residuárias com variadas faixas de concentração de matéria orgânica, tanto a solúvel quanto a complexa (FANG et al., 1994; NARNOLI e MEHROTRA, 1997).

No Brasil, de acordo com Campos (1999), a utilização de reatores UASB já é uma realidade. Experiências bem sucedidas em diversas localidades no Paraná, São Paulo, Ceará e,

ultimamente, em Minas Gerais, com algumas estações já em operação e vários estudos e projetos contemplando esse tipo de reator, são um forte indicativo de seu potencial para o tratamento de águas residuárias domésticas. Contudo, estes reatores apresentam alguns aspectos negativos, dentre os quais pode ser citada a necessidade de uma etapa de pós-tratamento. Outro fator importante a ser ressaltado refere-se à escassez de informações relacionadas à dinâmica do fluxo e seu impacto nos processos ocorridos em diferentes protótipos de reatores (NARNOLI e MEHROTRA, 1997), resultando na elaboração de projetos com base em relações empíricas, obtidas a partir de resultados experimentais de reatores em operação, não sendo considerado o comportamento fluidodinâmico (CAMPOS, 1999). Por ser um sistema trifásico contínuo (composto de líquido, sólido e gás), os reatores UASB são inseridos na classe dos sistemas multifásicos que, dependendo dos parâmetros de escoamento e características do sistema, como velocidade, densidade e fração volumétrica, podem apresentar diferentes regimes de escoamento. Dessa forma, o desempenho destes reatores pode ser afetado por diversos fatores físicos (velocidade ascensional do líquido, do gás e do sólido, transferência de massa interfacial e dispersão axial) e bioquímicos (taxa de reações químicas); o que torna a análise de seu comportamento fluidodinâmico bastante complexa. Por esta razão, é de fundamental importância que sejam desenvolvidas ferramentas para avaliar este comportamento fluidodinâmico, sob condições específicas, visando compreender os fenômenos envolvidos no escoamento destes reatores e, assim, contribuir para sua otimização, notadamente com relação ao desempenho dos dispositivos de separação de fases (defletor e separador trifásico).

Neste contexto, uma das alternativas viáveis para este estudo é a simulação numérica a partir de modelos matemáticos previamente definidos e implementados em um aplicativo computacional. Esta ferramenta, aliada aos dados experimentais, possibilita a verificação do modelo adotado e viabiliza o estudo das condições ideais e reais de operação deste sistema de tratamento.

Contudo, deve-se ressaltar que não existe nenhum trabalho relatado na literatura abordando estudos numéricos referentes ao comportamento fluidodinâmico de reatores UASB e os poucos que utilizaram a modelagem matemática como ferramenta para estudar estes reatores, direcionaram o estudo à predição da variação da concentração de lodo ao longo da manta de lodo (NARNOLI e MEHROTRA, 1997) e à previsão de competição entre os processos de redução de sulfato e metanogênico (KALYUZHNYI e FEDOROVICH, 1998). A maioria dos trabalhos envolvendo reatores UASB engloba estudos experimentais

concernentes às características do lodo desenvolvido sob diferentes condições operacionais (GHANGREKAR et al., 2005; POL et al., 2004), a diversidade microbiana (CASSERLY e ERIJMAN, 2003), a estrutura e atividade microbiana (FANG et al., 1994) e as eficiências de remoção de matéria orgânica, sólidos e organismos patogênicos (VAN HAANDELL e LETTINGA, 1994; CAMPOS, 1999; BUSATO, 2004).

Portanto, com base no exposto, **o presente trabalho tem como objetivo geral realizar um estudo teórico e experimental para descrever o comportamento fluidodinâmico de um reator UASB tratando água residuária doméstica; focando, principalmente, a distribuição dos campos de velocidades e das frações volumétricas de cada fase (líquida, gasosa e sólida) envolvida no escoamento, bem como o campo de pressão compartilhado por estas fases.**

Para tanto, no estudo teórico, será realizada uma modelagem matemática nos espaços bi e tridimensional, visando obter uma solução numérica para o modelo proposto, empregando o método dos volumes finitos acoplado no pacote comercial CFX da Ansys. Serão consideradas diferentes inclinações e disposições do defletor de gases, bem como fluxos mássicos da mistura (água, biogás e lodo); visando avaliar qual a configuração e condição operacional do reator que resultam no maior desempenho operacional dos dispositivos de separação de fases (capacidade de retenção de sólidos no reator e captação de biogás pelo separador trifásico). Ressalta-se que em decorrência da intrínseca complexidade do problema, corroborada pela presença de uma região porosa, denominada leito de lodo, o referido estudo será realizado utilizando apenas as regiões de manta de lodo (zona intermediária) e do separador trifásico (zona de decantação) do reator. Também serão desconsiderados os efeitos das reações químicas, da temperatura e da transferência de massa.

No estudo experimental serão obtidos dados de um reator UASB em escala piloto (capacidade para tratar 800 L/h de águas residuárias) para subsidiar e validar o estudo numérico, notadamente no que se refere à concentração de sólidos na interface líquido – gás e na saída do reator e do campo de pressão em seu interior. Os dados experimentais, utilizados na validação dos resultados numéricos, serão obtidos após o reator atingir o regime estacionário, que é constatado mediante avaliação da estabilidade operacional e da eficiência de remoção de matéria orgânica e de sólidos em suspensão no supracitado reator.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste trabalho serão abordadas duas áreas distintas, a saber, Modelagem Matemática de Escoamentos Multifásicos e Tratamento de Águas Residuárias Domésticas em Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket - UASB). Por essa razão será feita, neste capítulo, uma abordagem sobre os dois temas em questão.

2.1 Digestão Anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico que envolve uma cadeia seqüencial de percursos metabólicos e a ação conjugada e coordenada de diferentes tipos de microrganismos que transformam a matéria orgânica complexa (carboidratos, proteínas e lipídios) em compostos mais simples como metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas (PEREIRA, 1998; CHERNICHARO, 1997).

Segundo Campos (1999), a formação de metano em reatores anaeróbios é altamente desejável, pois como o metano apresenta baixa solubilidade na água, quanto maior for a taxa de produção do mesmo, maior será a eficiência de remoção da matéria orgânica da fase líquida. No entanto, para que se tenha uma elevada produção de metano nestes reatores, os seguintes fatores são importantes (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994):

- natureza do material orgânico a ser digerido (complexo ou simples);
- existência de fatores ambientais adequados para a digestão anaeróbia (temperatura, pH, nutrientes, compostos tóxicos);
- tamanho da população bacteriana (eficiência de retenção de lodo no sistema).
- intensidade do contato entre o material orgânico afluyente e as populações bacterianas (projeto do sistema de tratamento);
- tempo de permanência do esgoto no sistema de tratamento.

2.1.1 Microbiologia da digestão anaeróbia

De acordo com Caixeta (1999), os microrganismos que participam do processo de decomposição anaeróbia podem ser divididos em três importantes grupos de bactérias fermentativas, com comportamentos fisiológicos distintos, que são: bactérias fermentativas hidrolíticas, acidogênicas e metanogênicas.

No grupo de bactérias acidogênicas estão incluídas as dos gêneros *Clostrideos* e *Bacteróides*. As do gênero *Clostrideo* são bactérias anaeróbias esporuladas podendo, dessa forma, sobreviver em ambientes totalmente adversos. Já as bactérias do gênero *Bacteróides* são mais freqüentes no trato intestinal humano, participando na degradação de açúcares e aminoácidos. Com relação às bactérias metanogênicas, estas são classificadas, de acordo com a sua afinidade por substrato e magnitude de produção de metano em: acetoclásticas (utilizam o substrato acetato) e hidrogenotróficas (utilizam como substrato o hidrogênio e o dióxido de carbono).

Dentre as bactérias metanogênicas hidrogenotróficas, os gêneros mais freqüentemente isolados em reatores anaeróbios são: *Methanobacterium*, *Methanospirillum* e *Methanobrevibacter* que pertencem a duas classes principais: Methanosarcina e Methanosaeta.

2.1.2 Mecanismo do processo de digestão anaeróbia

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), o processo de digestão anaeróbia das macromoléculas orgânicas complexas (a maior parte constituída por proteínas, carboidratos e lipídeos), presentes no esgoto, se desenvolve em quatro seqüências metabólicas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese.

- **Hidrólise**

Neste processo a matéria orgânica particulada complexa (carboidratos, proteínas, lipídeos) é convertida em materiais dissolvidos mais simples, os quais podem atravessar as

paredes celulares das bactérias fermentativas. Esta conversão é conseguida através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas como amilase, celulase, protease e lipase.

A hidrólise dos polímeros usualmente ocorre de forma lenta, sendo vários os fatores que podem afetar o grau e a taxa em que este substrato é hidrolisado. Dentre estes fatores podem ser citados: temperatura, pH do meio, composição do substrato (por exemplo, teores de lignina, carboidrato, proteínas e gordura), tamanho das partículas e concentração de produtos da hidrólise (por exemplo, ácidos graxos voláteis).

- **Acidogênese**

Os produtos solúveis (açúcares simples, aminoácidos, glicerol, dentre outros), oriundos da fase de hidrólise, são metabolizados pelas bactérias fermentativas acidogênicas e, após a acidogênese, são excretados como substâncias orgânicas simples tais como: ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV), álcoois, ácido láctico e compostos minerais como gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de hidrogênio (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994). Como os ácidos graxos voláteis são os principais produtos dos organismos fermentativos, estes são usualmente designados de bactérias fermentativas acidogênicas.

A acidogênese é efetuada por um grande e diverso grupo de bactérias fermentativas. Sendo que a maioria destas bactérias acidogênicas são anaeróbias estritas. Entretanto, algumas espécies (cerca de 1%) são facultativas e podem oxidar o substrato orgânico por via oxidativa. Isso é particularmente importante, uma vez que as bactérias estritas são protegidas contra a exposição ao oxigênio eventualmente presente no meio.

- **Acetogênese**

As bactérias acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos produtos gerados na fase acidogênica em substrato apropriado para as bactérias metanogênicas. Os produtos gerados pelas bactérias acetogênicas são o hidrogênio, o dióxido de carbono e o acetato, sendo que apenas o hidrogênio e o acetato podem ser utilizados diretamente pelas bactérias metanogênicas. No entanto, pelo menos 50% da matéria orgânica biodegradável é convertida em propionato e butirato, os quais são posteriormente decompostos em acetato e hidrogênio pela ação das bactérias acetogênicas (CHERNICHARO, 1997).

- **Metanogênese**

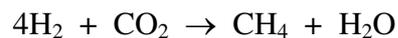
A etapa final no processo global de degradação anaeróbia de compostos orgânicos em metano, dióxido de carbono e água é efetuada pelas bactérias metanogênicas.

Estas bactérias utilizam somente um limitado número de substratos, compreendendo ácido acético, hidrogênio/dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono. Em função de sua afinidade por substrato e magnitude de produção de metano, as metanogênicas são divididas em dois grupos principais: um que forma metano a partir de ácido acético ou metanol, e o segundo que produz metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono, como descrito na reação a seguir:

- bactérias utilizadoras de acetato (acetotróficas)



- bactérias utilizadoras de hidrogênio (hidrogenotróficas).



As metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a taxa de transformação de material orgânico complexo presente no esgoto para biogás, pois as bactérias que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético (VAN HAANDELL e LETTINGA, 1994).

A conversão de material orgânico complexo (de águas residuárias) em metano é um processo com vários passos e populações bacterianas. A Figura 1 mostra uma representação esquemática deste processo de conversão.

2.1.3 Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios

De uma maneira geral, as seguintes vantagens dos sistemas anaeróbios podem ser citadas (CAIXETA, 1999; CAMPOS, 1999; CASSERLY e ERIJMAN, 2003; ISIK e SPONZA, 2005):

- Pequena produção de lodo devido à baixa taxa de crescimento de microrganismos anaeróbios, o que reduz consideravelmente os custos com o manejo e destino final do lodo

descarregado, visto que o pós – tratamento do lodo de excesso (estabilização, desidratação e disposição final) acarreta considerável despesa e elevado consumo de energia;

- Baixo consumo de energia elétrica, quando comparado com a energia requerida em sistemas aeróbios (para o processo de aeração);
- Produção do metano, um gás combustível de boa capacidade calorífica (24 MJ/m³).
- Baixa demanda de área, reduzindo os custos de implantação;
- Possibilidade de preservação da biomassa (colônia de bactérias anaeróbias), sem alimentação do reator, por vários meses, conferindo ao reator a capacidade de funcionar bem, mesmo após longos períodos de interrupção.

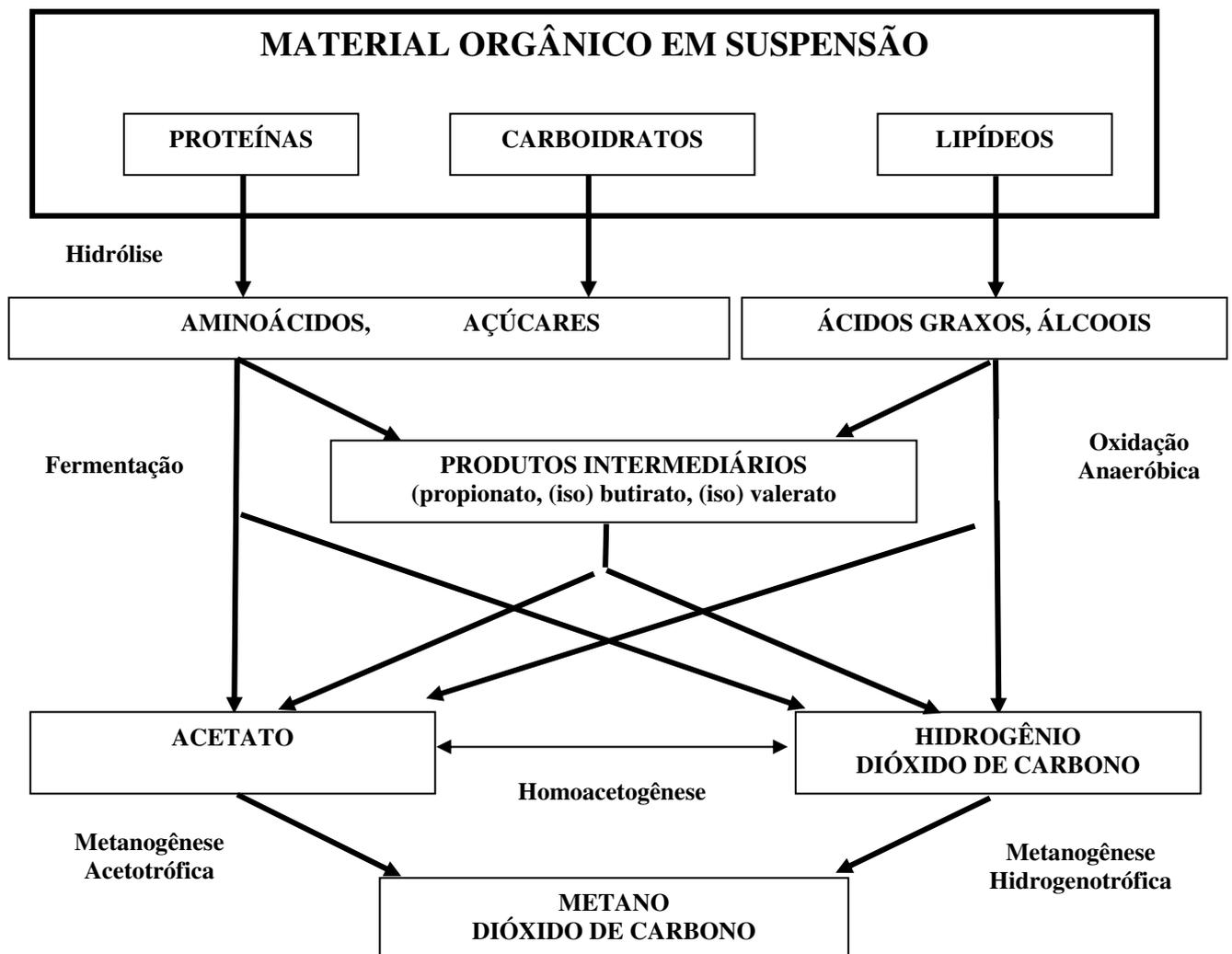


Figura 1 – Seqüências metabólicas envolvidas na digestão anaeróbia. Fonte: Seghezzeo (2004); Aquino e Chernicharo (2005).

Dentre os aspectos negativos, podem ser citados (CAIXETA, 1999; CAMPOS, 1999):

- A bioquímica e a microbiologia da digestão são complexas e ainda precisam ser estudadas;
- Longo período de partida do sistema, caso não haja disponibilidade de inóculo adequado;
- Possível emissão de odores desagradáveis;
- Remoção insatisfatória de nitrogênio, fósforo e patogênicos;

2.1.4 Influência das variáveis de operação

A digestão anaeróbia é particularmente suscetível a um controle rigoroso das condições ambientais, uma vez que o processo requer uma interação das bactérias fermentativas e metanogênicas. Dessa forma, o sucesso do processo depende de um balanço delicado do sistema. Atenção especial deve ser dispensada às bactérias metanogênicas, consideradas mais vulneráveis às mudanças das condições ambientais.

Dentre os vários fatores que influenciam o desempenho da digestão anaeróbia de águas residuárias, se destacam a temperatura, o pH, os ácidos orgânicos voláteis, a alcalinidade, a presença de nutrientes e a capacidade de assimilação de cargas tóxicas (CAIXETA, 1999).

- **Temperatura**

A temperatura é um dos fatores ambientais mais importantes na digestão anaeróbia uma vez que afeta os processos biológicos de diferentes maneiras. Dentre os principais efeitos da temperatura incluem-se as alterações na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídios.

O parâmetro cinético diretamente afetado pela temperatura é a velocidade específica de utilização do substrato. Na faixa de temperatura entre 20 e 25 °C, esse parâmetro assume valor inferior à metade daquele a 35 °C. Deve-se considerar, no entanto, que a velocidade global de remoção de substrato está associada ao produto da velocidade específica pela concentração de microrganismos ativos no reator. Portanto, a mesma velocidade de remoção

global pode ser atingida a diferentes temperaturas, desde que o sistema possa manter concentrações elevadas de microrganismos.

Segundo Caixeta (1999), o processo anaeróbio pode ser operado nas faixas de temperatura criofílica (15 a 20 °C), mesofílica (30 a 45 °C) ou termofílica (50 a 65 °C). Em países tropicais e subtropicais o tratamento anaeróbio geralmente é realizado na faixa entre 20 e 40 °C (CAMPOS, 1999).

No entanto, embora elevadas temperaturas sejam desejadas, talvez seja mais importante à manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as duas maiores populações microbianas e a conseqüente falha do processo. Neste caso, recomenda-se que a variação de temperatura deve ser no máximo 2 °C por dia (CHENICHARO, 1997).

- **pH, ácidos orgânicos voláteis e alcalinidade**

Os parâmetros pH, ácidos orgânicos voláteis e alcalinidade devem ser avaliados em conjunto, pois o controle destes três parâmetros é extremamente importante para o sucesso do tratamento anaeróbio.

As bactérias anaeróbias metanogênicas são consideradas sensíveis ao pH, isto é, o crescimento ótimo ocorre em faixa relativamente estreita de pH (6,6 a 7,4). Entretanto, em alguns casos específicos, consegue-se ampliar essa faixa para valores entre 6,0 e 8,0; porém valores acima dessa faixa devem ser evitados, uma vez que podem inibir por completo as bactérias formadoras de metano (CAIXETA, 1999).

No entanto, deve ser ressaltado que o tratamento de esgotos sanitários em reatores anaeróbios de alta taxa dificilmente exigirá cuidados especiais com relação à manutenção do pH na faixa entre 6,5 e 7,5; mesmo considerando-se que o afluente apresente pH inferior a 6,5, pois um valor adequado e estável do pH é obtido naturalmente, devido a predominância do sistema carbônico (H_2CO_3 ; HCO_3^- ; CO_3^{2-}) nesses efluentes (CAMPOS, 1999).

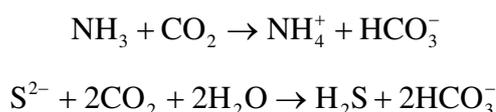
Com relação aos parâmetros alcalinidade e ácidos voláteis, Caixeta (1999) afirma que a interação entre eles, durante a digestão anaeróbia, fundamenta-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo e também em tamponar o pH na eventualidade de acúmulo de ácidos voláteis. Dessa forma, durante o

monitoramento de reatores anaeróbios, a verificação sistemática do teor de ácidos voláteis e da alcalinidade torna-se mais importante que a avaliação do pH.

Os valores da alcalinidade e ácidos voláteis variam com o tipo de resíduo, com as condições operacionais e o tipo de digestor utilizado. Estudos recentes revelaram que os digestores podem operar com concentrações entre 6000 e 8000 ppm de ácidos voláteis sem afetar a produção de metano, desde que o pH seja mantido na faixa recomendada.

A espécie alcalina mais importante num sistema em digestão anaeróbia é o íon bicarbonato (HCO_3^-), cuja origem é a liberação de espécies alcalinas a partir do metabolismo de proteínas, principalmente a amônia ($\text{NH}_3/\text{NH}_4\text{OH}$) (amonificação), de formas oxidadas de enxofre, de sulfeto ($\text{S}^{2-}/\text{HS}^-$) e pela hidrólise de sais de ácidos orgânicos fracos (ISOLDI et al., 2001).

A alcalinidade destas substâncias é transferida ao bicarbonato através da reação subsequente com o composto ácido abundante no meio, o CO_2 :



- **Nutrientes**

Para que o processo de digestão anaeróbia ocorra de forma eficiente, é necessário que se tenha disponível todos os nutrientes essenciais ao crescimento dos microrganismos em quantidades adequadas.

Nitrogênio (N) e fósforo (P) são nutrientes essenciais para todos os processos biológicos. A quantidade de nitrogênio e fósforo, em relação à matéria orgânica presente, depende da eficiência dos microrganismos em obter energia para síntese, a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico.

Em geral, admite-se que a relação demanda química de oxigênio : nitrogênio : fósforo de 500 : 5 : 1 é suficiente para atender às necessidades de macronutrientes dos microrganismos anaeróbios. O enxofre é também considerado um dos nutrientes essenciais para a metanogênese. Dentre os micronutrientes considerados essenciais, destacam-se o ferro, o cobalto, o níquel e o zinco.

Em esgotos sanitários típicos, é pouco provável que ocorra deficiência nutricional, pois tanto os macronutrientes como os micronutrientes estão abundantemente presentes nos esgotos sanitários, ao contrário de algumas águas residuárias industriais.

- **Capacidade de assimilação de cargas tóxicas**

Em bioreatores anaeróbios existem várias substâncias (constituídas principalmente por metais alcalinos, alcalinos terrosos e o formaldeído) que influenciam a taxa de digestão anaeróbia. Podendo em determinados níveis de concentrações estimular o crescimento bacteriano, ou acima destes, se tornar inibidores ou tóxicos (CAIXETA, 1999). Alguns despejos industriais (galvanoplastia, por exemplo) apresentam altas concentrações de compostos tóxicos, tais como sulfetos e metais pesados (por exemplo, cromo, cobre, chumbo, níquel, cádmio e mercúrio), tornando impossível o tratamento biológico (NUNES, 2001).

No entanto, de acordo com van Haandel e Lettinga (1994), a presença de substâncias em concentrações inibidoras ou tóxicas em esgoto doméstico é muito pouco provável. Compostos que podem estar presentes no esgoto são o sulfeto e o oxigênio. O oxigênio dissolvido pode ser introduzido no reator juntamente com o esgoto: se bolhas de ar forem transportadas pelo afluente é possível que o oxigênio entre em contato com o lodo metanogênico e iniba a sua atividade. Porém, esta situação pode ser evitada através da elaboração de um projeto que evite o contato entre o esgoto afluente e o ar atmosférico. Já a formação de H_2S resulta da redução de sulfato e de outros compostos orgânicos que contém enxofre, bem como da mineralização de proteínas.

Segundo Vallero et al. (2003), a presença de sulfato em águas residuárias restringe a aplicação da tecnologia de tratamento anaeróbia, já que este é reduzido a sulfeto, na forma de sulfeto de hidrogênio (H_2S), que é tóxico, corrosivo e produz odor fétido. Entretanto, de acordo com Speece (1996), reatores anaeróbios com elevado tempo de retenção celular (reatores UASB e Filtros anaeróbios, por exemplo) podem tolerar níveis de sulfeto de até 170 mg/l. Por outro lado, a concentração de sulfeto em reatores anaeróbios não atinge valores que possam causar problemas de toxicidade. Rinzema (1989) mostrou que a concentração de sulfeto normalmente obtida em esgoto situa-se na faixa entre 2 e 20 mg/L; bem abaixo da concentração máxima considerada não tóxica para a digestão anaeróbia.

2.1.5 Aplicação dos sistemas anaeróbios

Os sistemas de tratamento anaeróbio têm sido aplicados para o tratamento de águas residuárias domésticas, bem como para uma variedade de águas residuárias industriais (CHERNICHARO, 1997; CASSERLY e ERIJMAN, 2003). Segundo Vallero et al. (2003), essa aplicação tem se intensificado nas últimas duas décadas, sendo que em 2001 já tinham sido catalogadas mais de 1160 plantas destes sistemas, em grande escala, em 65 diferentes países.

Dentre as diversas águas residuárias industriais que podem ser tratadas por sistemas de tratamento anaeróbio podem ser citadas (CHERNICHARO, 1997): abatedouros e frigoríficos, cervejarias, curtumes, laticínios, produção de vinho e processamento de frutas, batatas, café e vegetais.

2.1.6 Principais sistemas de tratamento anaeróbios

Os principais sistemas anaeróbios utilizados no tratamento de águas residuárias podem ser classificados em dois grandes grupos (CHERNICHARO, 1997; CAIXETA, 1999):

- Sistemas convencionais

Os sistemas convencionais são caracterizados por não disporem de mecanismos de retenção de grandes quantidades de biomassa. O que implica numa dependência entre o tempo de retenção hidráulica e o tempo de retenção celular (idade do lodo no reator). Dessa forma, o tempo de retenção celular não pode ser controlado independentemente da carga hidráulica; tendo como consequência, sistemas operando com uma baixa eficiência de remoção de matéria orgânica e de sólidos em suspensão.

Com o intuito de aumentar o tempo de retenção celular, estes sistemas são operados com elevados tempos de retenção hidráulica o que implica na utilização de reatores de grandes volumes e com baixas cargas volumétricas (geralmente em torno de 0,2 a 4,0 kg DQO/m³ dia), resultando em elevados custos de implantação, tornando a digestão anaeróbia, em alguns casos, economicamente inviável.

Nesta classificação de sistemas anaeróbios, são incluídos os digestores anaeróbios de lodo, os tanques sépticos e as lagoas anaeróbias.

- Sistemas de alta taxa

Segundo Chernicharo (1997), van Haandel e Marais (1998) e Casserly e Erijman (2003), o sucesso da aplicação de sistemas anaeróbios para o tratamento de águas residuárias foi obtido através do desenvolvimento dos processos de alta taxa (sistemas modernos), caracterizados, diferentemente dos sistemas convencionais, pela capacidade de retenção de uma grande quantidade de biomassa no sistema, de elevada atividade microbológica¹, mesmo quando operados com reduzidos tempos de retenção hidráulica. Isto resulta no desacoplamento entre o tempo de retenção celular e o tempo de retenção hidráulica. Dessa forma, é possível manter um elevado tempo de retenção celular (na ordem de dezenas e até centenas de dias) mesmo quando são aplicadas elevadas cargas hidráulicas no sistema. Resultam em reatores compactos, com volumes bastante inferiores aos sistemas convencionais e com um elevado grau de estabilização do lodo².

Nestes sistemas, o contato efetivo entre o material orgânico afluyente e o lodo do processo é uma outra característica básica que possibilita um bom desempenho dos reatores (VAN HAANDEL e MARAIS, 1998). Dentre os vários sistemas de tratamento anaeróbios de alta taxa existentes podem ser citados os filtros anaeróbios (de fluxo ascendente e descendente), os reatores de leito expandido e fluidizado, os reatores de contato e os reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (reatores UASB).

De acordo com Festino e Aubart (1986), os sistemas de alta taxa são operados com cargas orgânicas volumétricas entre 5,0 e 40 kg DQO/m³ dia, maiores que as empregadas nos sistemas convencionais. Entretanto, de acordo com Campos (1999), para o caso de efluentes industriais, cargas orgânicas extremamente elevadas, da ordem de 45 kg DQO/m³ dia, já foram aplicadas com sucesso em instalações – piloto, embora em escala real tenham sido aplicadas, via de regra, cargas inferiores a 15 kg DQO/m³ dia. Já para sistemas tratando esgotos domésticos, cuja concentração de matéria orgânica é relativamente baixa, a carga orgânica volumétrica aplicada é bem inferior, situando-se na faixa de 2,5 a 3,5 kg DQO/m³ dia.

¹ Determinada através da caracterização da Atividade Metanogênica Específica (AME) do lodo, que avalia o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano e gás carbônico.

² Massa de lodo isenta de material orgânico biodegradável. Segundo van Haandel e Lettinga (1994), deve-se procurar manter a fração de sólidos biodegradáveis em lodo anaeróbio abaixo dos 3%.

Os sistemas de alta taxa são classificados de acordo com o mecanismo de retenção do lodo em:

- **Sistemas com crescimento bacteriano aderido**

Nestes sistemas, o lodo se fixa na superfície de um material sólido e inerte (cascalho, antracito, resinas, PVC), denominado recheio, levando à formação de um filme biológico (biofilme). Estes sistemas são divididos em reatores de leito fixo, leito rotatório, leito expandido e fluidizado.

Na categoria de leito fixo se encontram os filtros anaeróbios de fluxo ascendente e descendente (Figuras 2 a e b). Estes filtros são caracterizados pela presença de um material de empacotamento estacionário (meio de filtração), no qual o lodo é imobilizado, permitindo que os microrganismos possam se aderir ou ficar retidos nos interstícios deste material, o que propicia um elevado tempo de residência dos microrganismos nos reatores, melhorando o seu desempenho. Para o tratamento de águas residuárias domésticas, o tempo de retenção hidráulica situa-se geralmente na faixa de horas, enquanto que o tempo de retenção celular é geralmente superior a 20 dias (CAMPOS, 1999).

Segundo van Haandel e Marais (1998), os primeiros estudos referentes a filtros biológicos foram realizados por Young e McCarty (1969). Como desvantagens destes sistemas podem ser citadas:

- Alto custo do material utilizado como recheio (mesma ordem de grandeza que o custo de construção do reator).

- Problemas de entupimentos, causado pelo crescimento excessivo ou pela distribuição não uniforme da biomassa ou quando, principalmente, a água residuária possui uma elevada concentração de sólidos em suspensão. Por isso, são indicados para o tratamento de águas residuárias mais solúveis, ou concentradas, desde que tenham sido retidos os sólidos orgânicos de maiores dimensões em uma unidade anterior (CAMPOS, 1999).

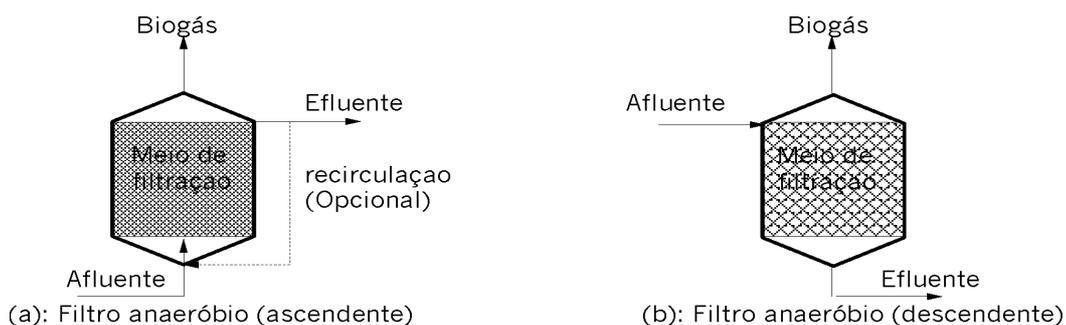


Figura 2 – Filtros anaeróbios. Fonte: van Haandel e Marais (1998).

Com relação aos reatores rotatórios, também denominados de biodiscos anaeróbios, Chernicharo (1997) e Campos (1999) citam que eles foram desenvolvidos por Friedman e Tait (1980). Nestes reatores, os microrganismos ficam aderidos ao meio suporte inerte que possui uma configuração seqüencial de discos, constituídos geralmente de material leve e, em geral, poroso, para favorecer a fixação e desenvolvimento de microrganismos por adesão formando o filme biológico. O meio suporte é submerso parcialmente ou totalmente no reator, girando vagarosamente em torno de um eixo horizontal, no tanque, através do qual o esgoto flui (CHERNICHARO, 1997). A mistura entre a matéria orgânica e a biomassa é obtida pelo próprio fluxo hidráulico e movimento dos discos.

A concepção dos reatores rotatórios solucionou os problemas de entupimento e possibilidade de fluxo preferencial que podem ocorrer nos filtros anaeróbios. Porém, Campos (1999) cita a dificuldade de aderência da biomassa nos discos ou o desprendimento da biomassa já aderida, o que implica na redução do tempo de retenção da mesma no reator.

Nos sistemas de leito fluidizado (Figura 3a) e expandido (Figura 3b), em virtude de suas características hidrodinâmicas, a biomassa é móvel; apesar de encontrar-se imobilizada em meio suporte por aderência dos microrganismos (CAMPOS, 1999). Esta biomassa cresce em filmes de espessura muito reduzida, aderidos a partículas de tamanho muito pequeno, as quais, de acordo com Chernicharo (1997), situam-se na faixa de 0,3 a 3,0 mm em leitos expandidos e de 0,5 a 0,7 mm em leitos fluidizados.

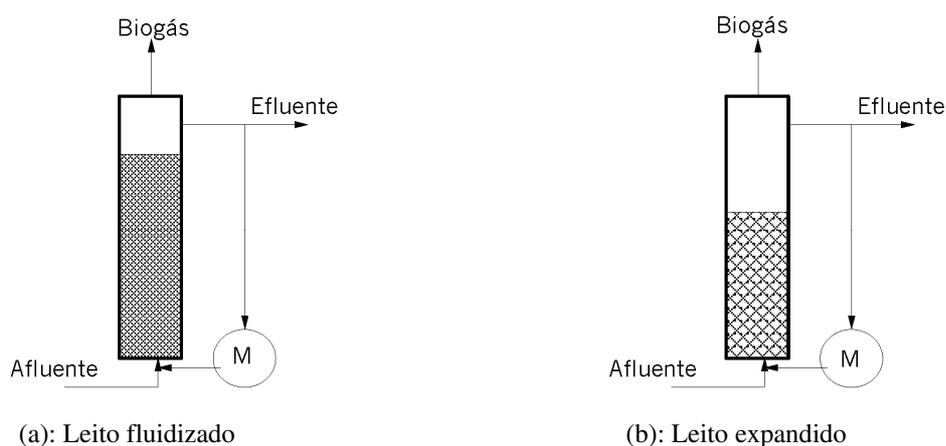


Figura 3 – Sistemas de leito fluidizado. Fonte: van Haandel e Marais (1998).

Ainda segundo Chernicharo (1997), a expansão e fluidização do leito são muito importantes porque reduzem ou até mesmo eliminam os problemas de entupimento, além de aumentar significativamente o contato entre o material orgânico afluente (substrato) e a

biomassa, contribuindo para o aumento do desempenho destes sistemas (elevada eficiência de remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos), mesmo sendo operados em reduzidos tempos de retenção hidráulica.

De acordo com Campos (1999), para se obter um bom desempenho é necessário utilizar partículas de pequena dimensão e porosidade (antracito, plásticos de alta densidade), com grande área superficial, para a formação de uma grande quantidade de lodo biológico, já que as principais desvantagens destes sistemas estão relacionadas aos elevados custos de energia de bombeamento e a necessidade de um maior controle operacional.

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), o sistema de leito expandido foi desenvolvido por Jewell (1982) e o de leito fluidizado por Jeris (1982).

- **Sistemas com crescimento bacteriano disperso**

Estes sistemas são baseados na separação das fases líquida e sólida, com retorno do lodo para o reator (CAMPOS, 1999). Sendo que a eficiência desta separação está relacionada, em grande parte, com a capacidade da biomassa em formar flocos e sedimentar. Nesta categoria encontram-se os reatores de contato (Figura 4a) e os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo – reator UASB (Figura 4b).

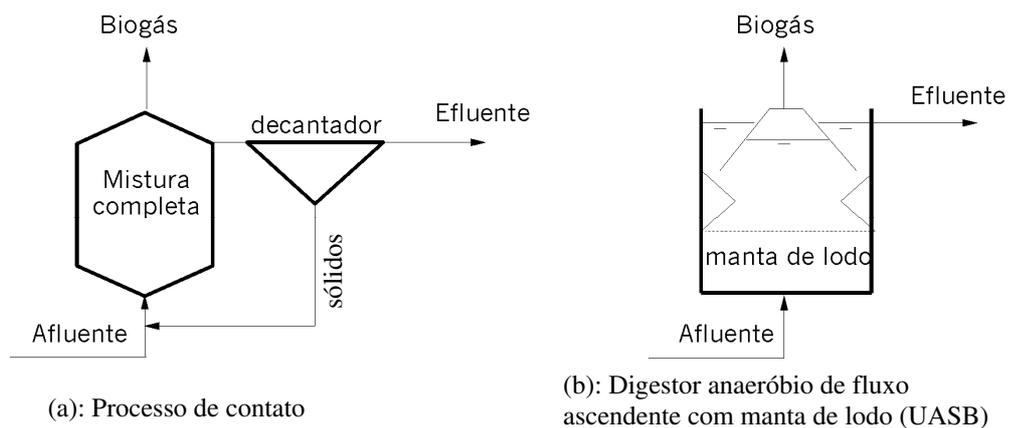


Figura 4 – Reatores com crescimento bacteriano aderido. Fonte: van Haandel e Marais (1998).

O reator de contato (ou reator anaeróbio de dois estágios), desenvolvido nos anos 50, para o tratamento de esgotos industriais, foi um dos primeiros reatores a ser projetado com o intuito de aumentar o contato entre a biomassa do sistema e o substrato afluente, bem como reter uma grande quantidade de lodo (CAMPOS, 1999).

Este reator é constituído de um tanque de mistura completa (digestor), seguido de um dispositivo para separação e retorno de sólidos, denominado clarificador ou decantador secundário. No digestor, ocorre a formação de um lodo floculento que se mantém suspenso no tanque por meio de agitação mecânica ou por injeção de gás.

Uma das desvantagens deste sistema está relacionada à separação dos sólidos no decantador, uma vez que a presença de partículas produtoras de gás tende a fazer com que os flocos de biomassa flutuem, ao invés de sedimentarem, e sejam arrastados junto com o efluente final, resultando na redução do tempo de retenção celular e no aumento da concentração de matéria orgânica no efluente.

No entanto, Johns (1995) relatou que estes reatores tratando despejos de frigoríficos, nos Estados Unidos da América (USA), apresentaram uma eficiência de remoção de matéria orgânica, expressas na forma de Demanda Química de Oxigênio (DQO) e de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅) e Sólidos Totais Suspensos (STS) maior que 84, 93 e 75 %, respectivamente.

2.2 Reator UASB

A versão mais aperfeiçoada dos reatores de manta de lodo teve sua origem na Holanda, na década de setenta, após trabalhos desenvolvidos pela equipe do Prof. Gatzke Lettinga, na Universidade de Wageningen (VAN HAANDELL e LETTINGA, 1994). Estes reatores foram denominados de reatores UASB. No ano de 2000, mais de 900 unidades já estavam sendo operadas em todo o mundo (ALVES et al., 2000).

De acordo com Campos (1999) e Ghangrekar et al. (2005), o reator UASB representa um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para o tratamento de águas residuárias, sejam de natureza simples ou complexa, de baixa ou de alta concentração, solúveis ou com material particulado. Batstone et al. (2004) acrescenta que estes reatores, mesmo quando operados com médias e altas cargas orgânicas, apresentam baixos custos de operação e manutenção e elevada eficiência de remoção de matéria orgânica.

Sua utilização tem demonstrado ser ele o de maior sucesso entre os reatores anaeróbios até o momento. Sendo este fato explicado por vários motivos técnicos e econômicos. Contudo, uma das principais características, sem dúvida, é a sua configuração,

que além de favorecer o desenvolvimento de uma grande quantidade de biomassa ativa, também permite que a mesma seja retida no reator, o que lhe confere um elevado tempo de retenção celular. Com isso ele pode ser operado com altas cargas orgânicas volumétricas, com tempo de retenção hidráulica curto (da ordem de grandeza de algumas horas). O outro requisito essencial, além da alta retenção de lodo biológico, é a adequada agitação e mistura hidráulica e o conseqüente contato biomassa-esgoto, promovido pelo próprio fluxo hidráulico ascendente e pela turbulência causada pelos gases gerados das reações de metabolismo da matéria orgânica.

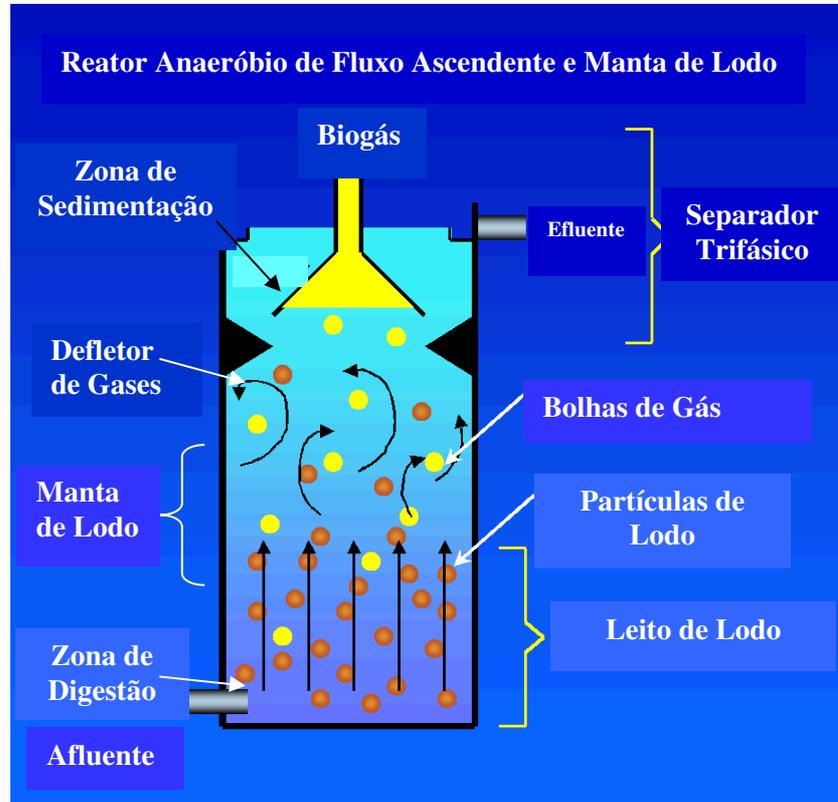
Nestes reatores, a biomassa é formada de flocos ou de grânulos de alta densidade e resistência mecânica. Pesquisas realizadas por Hickey et al. (1991) mostraram que a otimização do funcionamento destes reatores depende da formação de lodo granular com alta durabilidade física e elevada velocidade de sedimentação.

2.2.1 Dispositivo característico do reator UASB

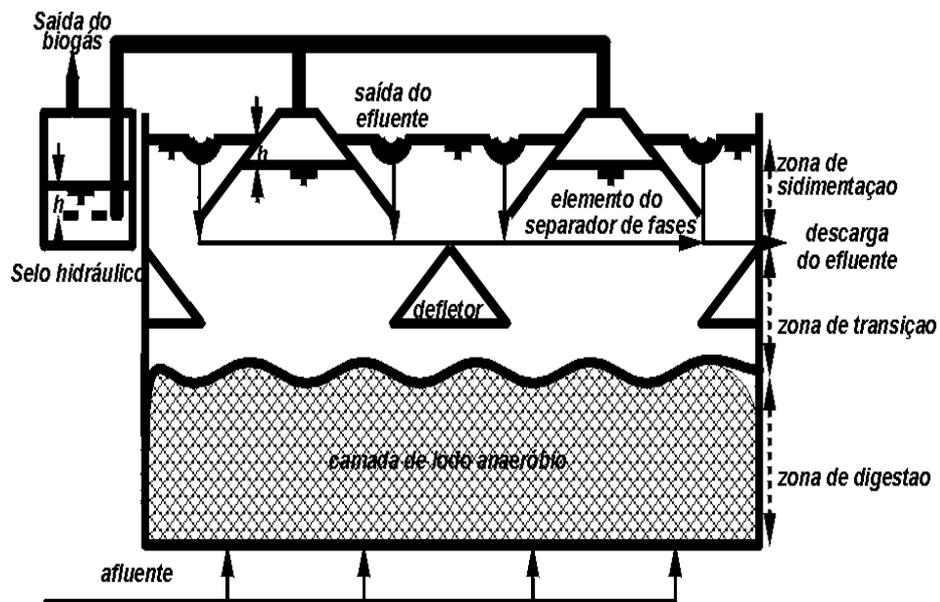
O dispositivo mais característico e importante deste tipo de reator, conforme ilustrado na Figura 5 (a e b), é o separador de fases, chamado de separador trifásico (separa sólidos, líquidos e gases), que divide a parte superior do reator nas zonas de sedimentação e de coleta de gás. A principal função deste separador é a manutenção do lodo anaeróbico dentro do reator, possibilitando que o sistema seja operado com tempos de retenção de sólidos bastante superiores aos tempos de detenção hidráulica. Porém, de acordo com Campos (1999), para que este objetivo seja atingido é necessário que sejam atendidas algumas diretrizes básicas, dentre as quais podem ser citadas:

- Construção das paredes do compartimento de decantação com inclinações sempre superiores a 45°. Geralmente são recomendadas inclinações iguais ou superiores a 50°.
- Instalação de defletores imediatamente abaixo das aberturas do compartimento de decantação, de tal forma que o biogás possa ser separado do líquido e dos sólidos. Para reatores retangulares, geralmente constituídos por mais de dois compartimentos de decantação, as supracitadas aberturas correspondem ao espaçamento entre os compartimentos de decantação e entre as paredes do reator e as extremidades externas das paredes dos compartimentos de decantação localizados próximos às paredes do reator (Figura 5 b). Com

relação a reatores com geometria circular, as aberturas correspondem ao espaçamento entre a parede do reator e as extremidades das paredes externas do compartimento de decantação (Figura 5 a).



(a)



(b)

Figura 5 – Desenho esquemático de um reator UASB: (a) com geometria circular e (b) com geometria retangular.

2.2.2 Princípio de funcionamento

Seu processo consiste, conforme ilustrado na Figura 5 (a e b), na entrada da água residuária pela base do reator e pela sua passagem, numa trajetória ascendente, pela zona de digestão (composta de um leito de lodo denso com partículas granulares de elevada atividade), responsável pela digestão anaeróbia, o que resulta na produção de biogás e no crescimento da camada de lodo. A trajetória ascendente do líquido e do biogás assegura o máximo contato entre o material orgânico afluyente (substrato) e a biomassa, dispensando a necessidade de agitação mecânica.

Ao atravessar a zona de digestão, o líquido, juntamente com alguns flocos de lodo que são arrastados pelas bolhas de gás, movimentam-se através da abertura existente entre os defletores e o separador de fases para a parte superior do reator (zona de sedimentação). Nesta zona, a velocidade de ascensão do líquido é menor que a observada na zona de digestão (leito de lodo), resultando no estabelecimento de condições de baixa turbulência. Por esta razão, a velocidade de sedimentação das partículas de lodo na zona de sedimentação torna-se maior que à velocidade de ascensão do líquido (VAN HAANDELL e LETTINGA, 1994). Dessa forma, os flocos de lodo arrastados irão sedimentar e se depositar sobre a superfície inclinada do elemento separador de fases. À medida que a quantidade de flocos depositados aumenta, a ponto do peso desses sólidos se tornar maior que a força de arraste, estes deslizarão e retornarão para a zona de digestão. Desta maneira, reduz-se substancialmente o teor de sólidos sedimentáveis no efluente coletado.

As bolhas de gás atravessam a fase líquida e se deslocam até atingirem a interface líquido-gás, localizada no interior do separador de fases, sendo coletadas na parte superior do referido separador. Caso estas bolhas tenham carregado flocos de lodo até a interface líquido-gás, com o rompimento das mesmas na interface, estes flocos tenderão a decantar para novamente fazerem parte da massa de lodo na zona de digestão.

A coleta do efluente é realizada na parte superior do reator, junto à zona de sedimentação, principalmente através de placas com vertedores triangulares e tubos perfurados submersos.

2.2.3 Processo de granulação do lodo

Reatores UASB geram grânulos que são densos conglomerados de microrganismos (Figura 6) formados mediante complexos processos. De acordo com Pol et al. (2004), o fenômeno da granulação de lodo em reatores anaeróbios pode ser explicado através das seguintes teorias:

- teoria física: de acordo com esta teoria, a granulação pode ser explicada considerando-se as condições físicas prevalentes no reator. A velocidade ascensional do líquido e do gás, a concentração de sólidos suspensos no afluente ou no lodo de alimentação, o atrito e a remoção do lodo de excesso do reator são considerados como os fatores responsáveis pela granulação.

- teoria microbiológica: neste caso, a granulação do lodo é baseada, principalmente, nas características de certos microrganismos (estrutura granular e correspondente microrganismo). Contudo, as condições físicas prevalentes no reator são também consideradas por esta teoria. Por esta razão, as características granulares, acopladas as condições prevalentes no reator (hidrodinâmicas, perfil das concentrações de substrato ao longo do reator, dentre outras), são à base desta teoria.

- teoria termodinâmica: nesta teoria, o mecanismo da granulação é analisado em termos da energia envolvida no processo de adesão entre os grânulos, devido às interações físico-químicas entre as paredes das células.

A descrição detalhada de cada uma destas teorias pode ser encontrada em Pol et al. (2004).



Figura 6 – Grânulos formados em reatores UASB. Fonte: Pol et al. (2004).

Os diferentes grupos microbiológicos que constituem os grânulos em reatores UASB incluem (BATSTONE et al., 2004):

- organismos acidogênicos, formados principalmente por bactérias;
- consórcio de organismos acetogênicos/metanogênicos, responsáveis pela conversão de ácidos orgânicos (propionato, butirato, valerato) e álcoois a acetato;
- organismos metanogênicos acetoclásticos, capazes de utilizar acetato, dentre os quais podem ser encontrados, principalmente, *Methanosaeta spp.* (que são homoacetotróficos) e *Methanosarcina spp.* (que podem utilizar hidrogênio e metanol). *Methanosaeta spp.* são encontradas quando predominam baixas concentrações de acetato, enquanto que as *Methanosarcina spp.* predominam em ambientes com elevadas concentrações de acetato (Figura 7).

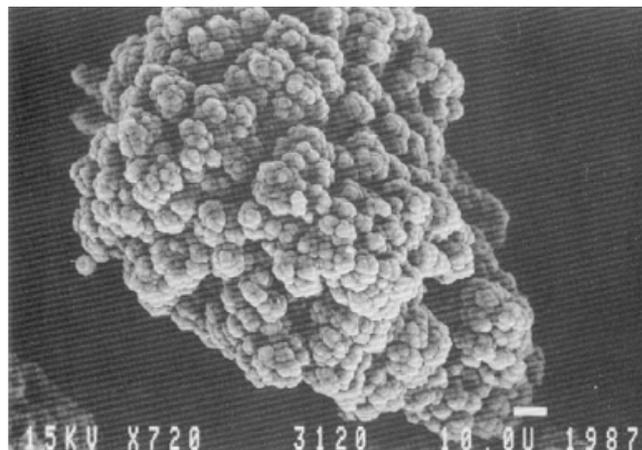


Figura 7 – Agregados de *Methanosarcina* no leito de um reator UASB. Fonte: Pol et al. (2004).

2.2.4 Vantagens apresentadas pelo lodo granular

Um lodo granular bem desenvolvido com elevada resistência física e velocidade de sedimentação é necessário para uma ótima operação em reatores UASB. As vantagens apresentadas pelo lodo granular são (BATSTONE et al., 2004):

- capacidade para suportar elevados fluxos líquidos devido à alta velocidade de sedimentação. Velocidades de sedimentação de aproximadamente 60 m/h do lodo granular são comumente encontradas em reatores UASB, ao passo que velocidades ascensionais do fluxo, nestes reatores, são mantidas, na prática, abaixo de 2 m/h (POL et al., 2004);

- habilita a ocorrência da associação sintrófica³ devido à otimização da distância entre grupos de microrganismos para um apropriado nível de substrato;
- capacidade para resistir a altas taxas de cisalhamento de gás e líquido devido à elevada resistência física e, para suportar choques e substâncias tóxicas.

2.3 Escoamento Multifásico

Os processos envolvendo fluxo multifásico são elementos chave em diversas tecnologias, como por exemplo, no transporte de fluidos, em reatores de craqueamento catalítico de fluidos, reatores químicos ou bioquímicos, processos de separação fluido – fluido ou fluido – sólido, dispositivos de secagem, entre outros. Dependendo das características dos fluidos, condições de operação e forma geométrica do dispositivo o escoamento multifásico pode exibir diferentes regimes de fluxo. Por isso, é de fundamental importância que sejam desenvolvidas ferramentas preditivas para avaliar a operacionalidade de processos multifásicos, sob condições específicas, para compreender os fenômenos envolvidos nestes processos, visando desenvolver melhores tecnologias.

2.3.1 Sistema multifásico

Segundo Soo (1995), o sistema multifásico é uma região do espaço onde coexistem dois ou mais fluidos imiscíveis separados por uma ou mais interfaces, podendo, no caso de escoamentos em regime disperso, ser constituída de uma fase contínua (meio líquido ou gasoso) e uma fase dispersa (bolhas de gás, gotas de líquido ou partículas sólidas), as quais podem ser compostas por diferentes espécies químicas.

³ Associação em que um microrganismo produtor de um metabólico cresce apenas na presença de outro consumidor desse metabólico, a qual requer, também, uma associação física dos dois tipos de bactérias, sendo a cooperação entre as duas espécies ótima quando a distância entre elas for mínima, o que pode justificar, em parte, o fenômeno da agregação (SCHINK e THAUER, 1988).

2.3.2 Padrões de escoamento

Quando duas ou mais fases se movem a mistura pode exibir um grande número de padrões de fluxo. De acordo com Ranade (2002) existem diferentes caminhos para se classificar o fluxo multifásico. Dentre eles, a forma mais simples é de acordo com a presença de fases termodinâmicas: gás – líquido, gás – sólido, gás – líquido – sólido, líquido – líquido, líquido – sólido, etc. Cada componente destas classes podem ser agrupadas de acordo com o padrão de fluxo (topologia do fluxo), o qual é classificado por Ishii (1975) em:

- Fluxo disperso: quando uma das fases é contínua e as demais existem como partículas dispersas (descontínuas) fluindo através da fase contínua (por exemplo, bolhas em líquido, partículas sólidas em gás ou líquido e gotas de líquido em gás, ou outro líquido imiscível);
- Fluxo separado: quando nenhuma das fases existe na forma de partículas descontínuas. Exemplos deste regime de fluxo incluem o fluxo anular e fluxo de jato;
- Fluxo de mistura: quando partículas dispersas, bem como as interfaces semi-contínuas, coexistem simultaneamente. Neste caso, podem ser citados o fluxo anular com gotas (onde o fluxo do líquido está na forma de um filme anular no tubo bem como gotas suspensas no centro do gás) e o fluxo anular com bolhas (onde algumas bolhas de gás fluem através do filme anular de líquido).

Uma classificação mais detalhada é feita, por Paladino (2005), considerando o padrão de escoamento de sistemas líquido – gás em dutos verticais:

- Escoamento de bolhas (Figura 8a): a fase gasosa (bolhas) pode apresentar diferentes tamanhos e formas geométricas (esféricas ou alongadas) e se encontra distribuída discretamente ao longo da fase contínua (líquida).

- Escoamento pistonado (Figura 8b): caracterizado pela presença de bolhas de biogás com diâmetro aproximadamente igual ao diâmetro do duto, oriundas da coalescência de bolhas pequenas resultante do aumento da fração volumétrica de gás no escoamento. A parte superior das bolhas possui forma esférica e o gás é separado da parede do duto por uma fina camada de líquido que desce de forma lenta. Duas bolhas sucessivas são separadas pelo líquido que pode conter bolhas de menor diâmetro em forma dispersa.

- Escoamento agitado (Figura 8c): decorrente da instabilidade do escoamento pistonado, que resulta na quebra das bolhas de maior diâmetro e na formação de um escoamento caótico no centro do tubo, deslocando o líquido contra as paredes.

- Escoamento anular com bolhas (Figura 8d): neste caso, o líquido se encontra em uma camada relativamente grossa sobre as paredes, na qual existe bolhas de gás dispersas, e no centro, gás, contendo uma quantidade considerável de líquido disperso, em forma de gotas.

- Escoamento anular (Figura 8e): caracterizado pelo escoamento do líquido pelas paredes, formando um anel fino, e do gás pelo centro do duto. Pouquíssimas gotas ou bolhas dispersas estão presentes em ambas as fases.

2.3.3 Esquemas de aproximação

Na modelagem de sistemas multifásicos, duas principais aproximações podem ser usadas para derivar as equações governantes (MICHELE e HEMPEL, 2002; HUILIN e GIDASPOW, 2003):

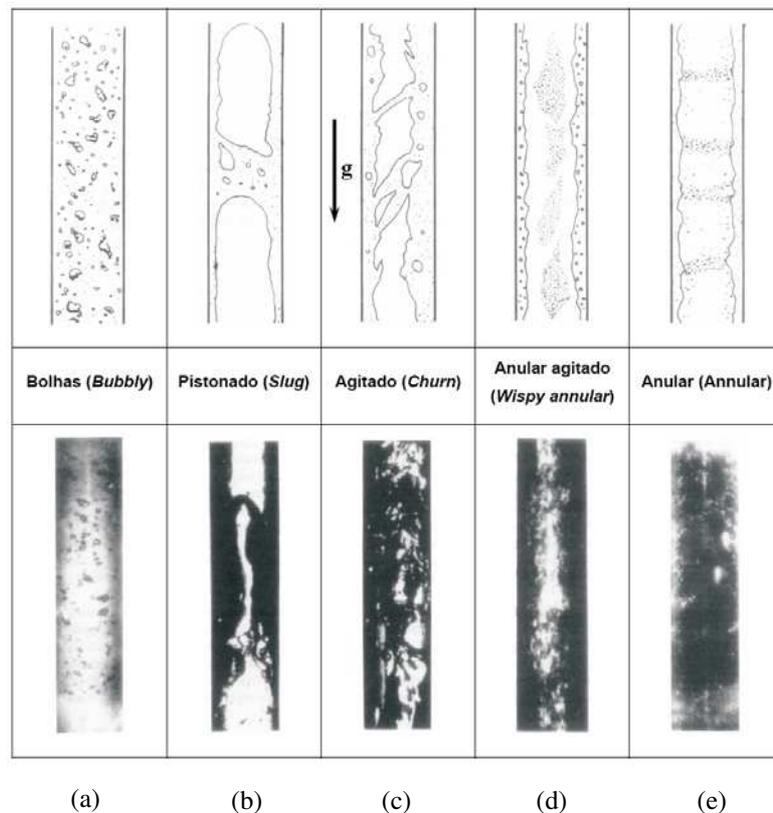


Figura 8 – Padrões de escoamento em dutos verticais. Fonte: Paladino (2005).

- Aproximação Euleriana – Lagrangiana: assume que o transporte de partículas da fase dispersa é realizado pela fase contínua e que, portanto, as equações de Navier – Stokes são resolvidas apenas para a fase contínua. O acoplamento entre o movimento da fase contínua e da fase dispersa e a determinação do movimento da partícula são obtidos pelo transporte de partículas via lei de arraste.

No modelo Lagrangiano para fluxo bifásico, as equações Newtonianas de movimento para cada partícula individualmente são resolvidas considerando os efeitos da colisão das partículas e das forças atuantes nas partículas pelo gás. As colisões entre as partículas são descritas pelas leis das colisões que consideram a energia de dissipação, devido às interações não-ideais da partícula, por meio de coeficientes empíricos de restituição e fricção (HUILIN e GIDASPOW, 2003; TAGHIPOUR et al., 2005).

Segundo Paladino (2005), este modelo tem como principal limitação o fato de ser restrito a escoamentos dispersos com baixas frações volumétricas das fases dispersas; já que são necessárias tantas equações quanto o número de partículas presente no domínio. Como principal vantagem pode ser citada a facilidade do tratamento de sistemas polidispersos.

- Aproximação Euleriana – Euleriana: assume que as fases contínua e dispersa estão continuamente interpenetradas, resultando na completa resolução das equações de Navier – Stokes para as duas fases. A interpenetração das fases corresponde ao fato de que em um ponto material podem coexistir duas ou mais fases e a quantidade relativa presente de cada uma é dada pelo valor da fração volumétrica nesse ponto (PALADINO, 2005).

O acoplamento entre o movimento da fase dispersa e da fase contínua é obtido pela implementação dos termos de transferência interfacial dentro das respectivas equações de balanço de quantidade de movimento (ou energia, se for o caso). No caso de fluxos multifásicos, esta aproximação é mais satisfatória para modelos de sistemas multifásicos dispersos com uma significativa fração volumétrica da fase dispersa. Tais situações podem ocorrer em muitos tipos de reatores, como por exemplo, reatores de leitos fluidizados e reatores de colunas de bolhas (RANADE, 2002).

De acordo com Ranade (2002), na aproximação Euleriana, um volume de controle arbitrário numa coordenada de referência estacionária é usado para derivar as equações governantes (Figura 9a). Na aproximação Lagrangiana, as equações são derivadas pela consideração de um volume de controle com velocidade superficial sempre igual à velocidade do fluido (Figura 9b).

Na literatura existe uma grande variedade de trabalhos que utilizam a aproximação Euleriana – Euleriana na resolução de problemas envolvendo fluxos multifásicos (VAN BATEN e KRISHNA, 2001; MICHELE e HEMPEL, 2002; CHEN et al., 2005; TALVY et al., 2005; KUN et al., 2006). As Tabelas 1 e 2 apresentam algumas vantagens e desvantagens da utilização destas aproximações.

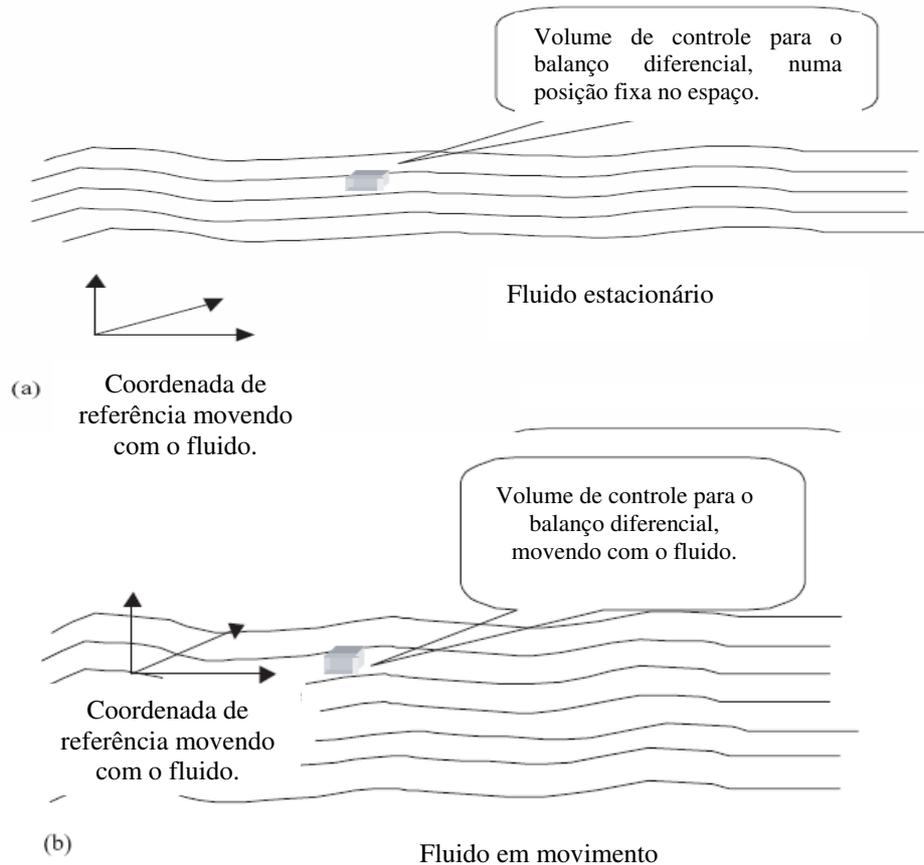


Figura 9 – Aproximações para a derivada das equações governantes: (a) Euleriana e (b) Lagrangiana. Fonte: Ranade (2002).

Tabela 1 – Vantagens e desvantagens da utilização da aproximação Euleriana – Euleriana.

| Vantagens | Desvantagens |
|--|---|
| Informação da fase particulada. | Apresenta um grande esforço computacional se muitas equações forem especificadas (vários tamanhos de partículas). |
| Requer baixo esforço computacional para uma especificação adicional de equações. | Informações incompletas com relação ao coeficiente de difusão. |
| Requer baixo esforço computacional para uma especificação adicional de equações. | Dificuldade de se obter acuracidade em fluxos com diferentes tamanhos de partículas |

Fonte: Manual CFX 10.0 (2005).

Tabela 2 – Vantagens e desvantagens da utilização da aproximação Euleriana – Lagrangiana.

| Vantagens | Desvantagens |
|---|--|
| Informação completa do comportamento individual e do tempo de residência da partícula. | Grande esforço computacional se um grande número de partículas precisam ser transportadas. |
| Requer baixo esforço computacional para partículas com uma ampla faixa de variação de tamanho. | Possível apenas como um pós – processador para um grande número de partículas. |
| Mais detalhes da transferência de calor e massa. | Restrito a partículas com baixa fração volumétrica. |
| Mais flexibilidade quando há uma significativa distribuição do tamanho, principalmente para diferentes velocidades de partículas. | |

Fonte: Manual CFX 10.0 (2005).

Deve-se ressaltar que o enfoque Euleriano–Euleriano utilizando esquemas de interpolação de alta ordem conduz a resultados similares aos encontrados com o enfoque Euleriano- Lagrangeano, tendo este último um menor tempo computacional em sistemas não sensíveis à difusão. Outra consideração a ser feita é que o modelo de dois fluidos, diversas vezes chamado simplesmente de Euleriano pelos *softwares* comerciais de CFD, pode prever melhor as variáveis de escoamento. No entanto, para este modelo, os *softwares* comerciais utilizam métodos numéricos com grande difusão numérica quando comparados com os métodos usados para solução das equações do modelo Volume de Fluidos (VOF). Sendo assim, as vantagens do modelo de dois fluidos são perdidas em relação ao VOF devido ao método numérico selecionado.

2.3.4 Formulação matemática

Considerando-se um volume de controle genérico, onde coexistem dois fluidos imiscíveis (separados por uma interface), que se movimentam com velocidades U_i ($i = 1,2$), a equação de conservação, para uma variável genérica ϕ , em um sistema Euleriano, será expressa por (Manual CFX 10.0, 2005):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \phi_i) + \nabla \cdot (\rho_i \vec{U}_i \phi_i - \Gamma_i \nabla \phi_i) = S^{\phi} \quad (1)$$

onde $\rho_i, \vec{U}_i, \Gamma_i$ e S representam a densidade, o vetor de velocidade, o coeficiente de difusão escalar e o termo fonte (representando a criação ou destruição de ϕ) para a fase i . Fazendo $\phi = 1$ obtém-se a equação da conservação da massa, para $\phi = \vec{U}, \vec{V}$ ou \vec{W} , obtém-se a equação da conservação da quantidade de movimento nas diferentes direções e com $\phi = T$, a equação da conservação da energia.

No caso do fluxo difusivo ($\Gamma_i \nabla \phi_i$) e do termo fonte (S^{ϕ_i}) serem nulos, a Equação (1) reduzir-se-á a forma da equação de conservação da massa. Para as equações da conservação da quantidade de movimento e energia, as formas destes termos dependem do tipo de problema que esteja sendo resolvido (compressível ou não, com ou sem dissipação viscosa, etc.).

Para a solução do sistema de equações, seriam necessárias condições de acoplamento de interface (condições de contorno na interface dos fluidos). A dedução destas condições podem ser encontradas em Paladino (2001).

2.3.4.1 Modelos matemáticos em regime laminar

Na literatura existem vários modelos disponíveis para o tratamento de escoamento multifásico, os quais são fortemente dependentes do regime de escoamento (NARNOLI e MEHROTRA, 1997; PALADINO, 2005; SAMUEL et al., 2005; Manual CFX 10.0, 2005). A seguir, serão apresentados, de forma sintetizada, os principais modelos utilizados para a modelagem de escoamentos multifásicos dispersos, utilizando a estrutura Euleriana – Euleriana:

- **Modelo homogêneo:** todos os fluidos e partículas têm a mesma velocidade, bem como outros campos relevantes, tais como pressão, temperatura e turbulência, isto é, com exceção da fração volumétrica, todas as quantidades transportadas são iguais para todas as fases. Isto resulta na utilização de uma única equação de conservação da quantidade de movimento e na possibilidade de se considerar uma equação da conservação da massa para cada fase, e assim avaliar as distribuições de fração volumétrica de cada fase. Entretanto, este modelo só é válido quando as quantidades transportadas das diferentes fases atingem o

equilíbrio mecânico, térmico e químico em distâncias suficientemente curtas. Isso se deve ao fato de que, em situações onde a força de arraste (exercida pela fase contínua sobre a dispersa) é grande e não existem forças de campo (gravidade), a taxa de transferência interfacial é muito grande (PALADINO, 2005).

Para este modelo, as equações da continuidade e do momento linear são expressas da seguinte forma:

- Equação da continuidade:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \nabla \cdot (\rho \vec{U}) = 0 \quad (2)$$

- Equação do momento linear:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{U}) + \nabla \cdot \left\{ \rho \vec{U} \otimes \vec{U} - \mu \left[\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T \right] \right\} = \nabla p - S_M \quad (3)$$

onde, ρ , \vec{U} e μ correspondem à massa específica, velocidade e viscosidade da fase transportada. p representa a pressão e S_M a fonte de momento devido a força de campo externa. Sendo,

$$\rho = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \quad (4)$$

$$\mu = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \mu_{\alpha} \quad (5)$$

e,

$$\vec{U} = \vec{U}_{\alpha} \quad (6)$$

- **Modelo de transferência interfacial:** neste modelo cada fluido possui seu próprio campo de velocidade, temperatura e turbulência. Porém, compartilham o mesmo campo de pressão. Dessa forma, este modelo considera um sistema de equações de conservação para

cada fase podendo calcular diferentes campos de velocidades para as diferentes fases. A interação entre os fluidos ocorre via termos de transferência entre as fases (transferência de massa, de movimento e de energia). A transferência interfacial de momento linear, calor e massa é diretamente dependente da área de contato superficial entre as fases contínua (α) e dispersa (β), $A_{\alpha\beta}^*$.

Este modelo pode ainda ser subdividido em três sub-modelos (modelo de partícula, de mistura e de superfície livre), os quais diferem quanto à forma como modelam a densidade de área interfacial (área interfacial por unidade de volume da partícula) e os termos de transferência interfacial.

Modelo de partícula: utilizado quando uma das fases é contínua (fluido contínuo) e a outra é dispersa (fluido disperso ou sólido disperso) ou polidispersa (a fase dispersa tem uma grande variação no tamanho). Neste caso, a densidade de área interfacial é determinada, admitindo-se que a fase dispersa esteja presente na forma de uma partícula esférica, de diâmetro médio d_β , pela seguinte expressão:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_\beta}{d_\beta} \quad (7)$$

onde r_β corresponde a fração volumétrica da fase dispersa.

Modelo de mistura: trata todas as fases simetricamente e requer que ambas sejam contínuas. A determinação da densidade de área interfacial é determinada a partir da expressão a seguir:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{r_\alpha r_\beta}{d_{\alpha\beta}} \quad (8)$$

onde r_α e $d_{\alpha\beta}$ correspondem, respectivamente, a fração volumétrica da fase contínua e ao diâmetro da partícula.

Modelo de superfície livre: aplicado em fluxos com superfície livre (situação onde os fluidos, por exemplo água e ar, são separados por uma interface). A densidade de área interfacial é determinada por:

$$A_{\alpha\beta} = |\nabla r_\alpha| \quad (9)$$

Estendendo a formulação matemática descrita na equação (1) para escoamentos multifásicos dispersos, as equações de conservação de massa e de momento linear, aplicadas ao modelo de transferência interfacial, são escritas da seguinte forma:

- Conservação de massa:

$$\frac{\partial}{\partial t} (r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \quad (10)$$

onde os índices α e β representam a fase contínua e a dispersa e r_α , ρ_α e \vec{U}_α representam, respectivamente, a fração volumétrica, a densidade e o vetor velocidade (U_x, U_y, U_z) da fase α . $S_{MS\alpha}$ representa a fonte de massa especificada pelo usuário e $\Gamma_{\alpha\beta}$ a taxa de fluxo mássico, por unidade de volume, da fase β para a fase α .

- Transferência de momento linear:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] = & -r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \left\{ r_\alpha \mu_\alpha \left(\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T \right) \right\} + \\ & \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha) + S_{M\alpha} + M_\alpha \end{aligned} \quad (11)$$

onde p corresponde a pressão, μ_α a viscosidade dinâmica da fase, o termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha)$ a transferência de momento induzida pela transferência de massa interfacial, sendo $\Gamma_{\alpha\beta}^+$ a taxa

de fluxo mássico positivo, por unidade de volume, da fase β para a fase α , $S_{M\alpha}$ a fonte de momento devido a força corpo externa (forças de empuxo, rotacional, resistência e eletromagnética) e M_α , a força interfacial total que atua na fase α devido a interação com a fase β . N_p corresponde ao número total de fases.

Para o fechamento do sistema de equações, faz-se necessário a implementação das propriedades dos fluidos, das condições de contorno, bem como da introdução de equações para expressar as tensões viscosas de $\Gamma_{\alpha\beta}^+ = \Gamma_{\alpha\beta}(m_{\alpha,\beta}, A_{\alpha,\beta})$ e as forças de interface M_α , em função das variáveis de cálculo (\vec{U} , p , r , etc.).

A determinação da fonte de massa volumétrica ($\Gamma_{\alpha\beta}$) pode ser realizada através da especificação do fluxo mássico interfacial ($m_{\alpha\beta}$), levando-se em consideração a densidade de área interfacial ($A_{\alpha\beta}$):

$$\Gamma_{\alpha\beta} = m_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} \quad (12)$$

A ocorrência de transferência de massa entre as fases inclui, nas demais equações de transporte, um termo fonte adicional, referenciado como *fonte secundária* ou *fluxo secundário* (devido à transferência de massa). A forma padrão para o termo fonte secundário, para uma variável transportada ϕ_α , é:

$$S_{M\alpha\beta} = (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \phi_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \phi_\alpha) \quad (13)$$

Contudo, o termo fonte para a equação do momento, devido à força corpo externa definida pelo empuxo, pode ser representado pela seguinte expressão:

$$S_{M,empuxo} = (\rho_\alpha - \rho_{ref})g \quad (14)$$

A força total que atua na fase α devido à interação com outras fases é dada por:

$$M_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} M_{\alpha\beta} \quad (15)$$

onde $M_{\alpha\beta}$ corresponde ao termo que representa a transferência de momento interfacial entre as fases α e β , o qual é expresso da seguinte forma:

$$M_{\alpha\beta} = M_{\alpha\beta}^D + M_{\alpha\beta}^L + M_{\alpha\beta}^{LUB} + M_{\alpha\beta}^{VM} + M_S \quad (16)$$

Onde $M_{\alpha\beta}^D$, $M_{\alpha\beta}^L$, $M_{\alpha\beta}^{LUB}$, $M_{\alpha\beta}^{VM}$, $M_{\alpha\beta}^{TD}$ e M_S representam, respectivamente, a força de arraste interfacial, força de sustentação (“lift”), força de lubrificação na parede, força de massa virtual, força de dispersão turbulenta e força devido à pressão interfacial (YEOH e TU, 2005 e 2004).

As forças de interface geralmente levadas em consideração na modelagem de escoamentos multifásicos dispersos são as forças de arraste, de massa virtual, de sustentação e de dispersão turbulenta. As três primeiras aparecem quando um corpo sólido é submerso numa corrente fluida viscosa, independentemente do regime de escoamento ser laminar ou turbulento, enquanto a força de dispersão turbulenta indica a dispersão da fase gasosa (bolhas) devido à turbulência da fase contínua (PALADINO, 2005).

Em um tubo vertical ou em fluxo anular, as forças de sustentação lateral, de lubrificação na parede e dispersão turbulenta são forças que são perpendiculares à direção do fluxo principal (ou dominante) (YEOH e TU, 2005).

- **Força de arraste ($M_{\alpha\beta}^D$):** a forma geral para modelar a força de arraste interfacial atuando na fase α devido à fase β é:

$$M_{\alpha\beta}^D = c_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \quad (17)$$

Sendo o termo de arraste interfacial ($c_{\alpha\beta}^{(d)}$) dado por:

$$c_{\alpha\beta}^{(d)} = \frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| \quad (18)$$

onde $\left| \vec{U}_\alpha - \vec{U}_\beta \right|$ corresponde a resultante da velocidade relativa entre a fase contínua e a fase dispersa, na direção do movimento resultante (MICHELE e HEMPEL, 2002; WEI et al., 2006).

Para se obter melhores resultados, a transferência de momento interfacial devido ao arraste deve ser expressa levando-se em consideração a direção dos termos de transferência de momento das fases (MICHELE e HEMPEL, 2002; TALVY et al., 2005; GAO et al., 2006):

$$M_{\alpha\beta}^D = -M_{\beta\alpha}^D \quad (19)$$

Dessa forma, a equação (17) será expressa, para as fases contínua (líquida) e dispersa (gás), por:

- Fase contínua:

$$M_{\alpha\beta}^D = \frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha \left| \vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha \right| \left(\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha \right) \quad (20)$$

- Fase dispersa:

$$M_{\beta\alpha}^D = -\frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha \left| \vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha \right| \left(\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha \right) \quad (21)$$

Da Equação (15) pode ser verificado que a determinação do termo de arraste interfacial ($c_{\alpha\beta}^{(d)}$) depende do coeficiente de arraste propriamente dito, C_D , o qual é função do regime de escoamento, das propriedades da fase contínua, da forma das bolhas, entre outros (RANADE, 2002).

Devido ao fato da força de arraste sobre um corpo imerso em um fluido em movimento ser função da tensão de cisalhamento na superfície viscosa (atrito superficial) e da força exercida pela distribuição de pressão assimétrica no corpo (arraste de forma), a determinação de C_D poderá ser realizada considerando-se um dos seguintes regimes:

Regime de Stokes: para baixos números de Reynolds da bolha ($0 \leq Re \leq 0.2$). Neste caso, o arraste será função apenas do atrito superficial e pode ser determinado por:

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad (22)$$

O número de Reynolds (Re) é definido usando o diâmetro médio da partícula e as propriedades da fase contínua.

$$Re_{\alpha\beta} = \frac{\rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| d_\beta}{\mu_\alpha} \quad (23)$$

Regime viscoso ($1 < Re < 1000$): neste regime, tanto o atrito superficial quanto o arraste de forma são importantes.

Na literatura existem inúmeras correlações baseadas em dados teóricos e experimentais, dentre as quais podem ser citadas as de Schiller e Nauman (1933), Ihme et al (1972) e de Ishii e Zuber (1979):

- Correlação de Schiller e Nauman, (1933):

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) \quad (24)$$

- Correlação de Ihme et al. (1972):

$$C_D = \frac{24}{Re} + 5.48 Re^{-0.573} + 0.36 \quad (25)$$

- Correlação de Ishii e Zuber (1979):

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.1 Re^{0.75}) \quad (26)$$

Regime inercial ou turbulento ($1000 < Re < 2.10^5$): neste caso, o arraste de forma é dominante e o coeficiente se torna independente do número de Reynolds da bolha, assumindo um valor constante:

$$C_D = 0.44 \quad (27)$$

Várias outras correlações existem para a determinação do coeficiente de arraste, que levam em consideração a forma distorcida da bolha ou partícula (bolhas alongadas ou elipsoidais) e a concentração de partículas.

- Força de sustentação ($M_{\alpha\beta}^L$):

De acordo com Ranade (2002), quando uma partícula da fase dispersa apresenta um movimento ascensional através de um campo de fluxo não uniforme da fase contínua, ela irá adquirir uma força de sustentação devido à vorticidade ou cisalhamento neste campo de fluxo (Figura 10). Ou seja, conforme afirmação de Paladino (2005), a força de sustentação é dada pela rotacionalidade induzida pela vorticidade do campo de velocidades médias cujos gradientes possuem uma escala de comprimento muito maior que os diâmetros das bolhas, bem como das escalas de comprimento dos gradientes de velocidades locais na superfície das bolhas (Figura 11).

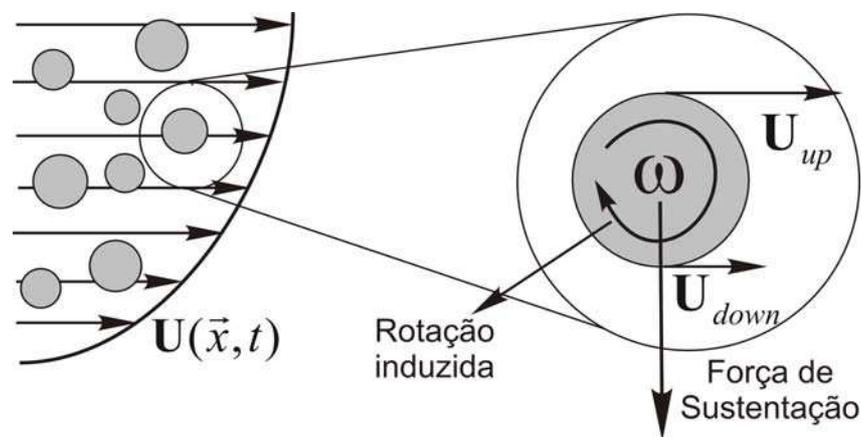


Figura 10 – Origem da força de sustentação. Fonte: Paladino (2005).

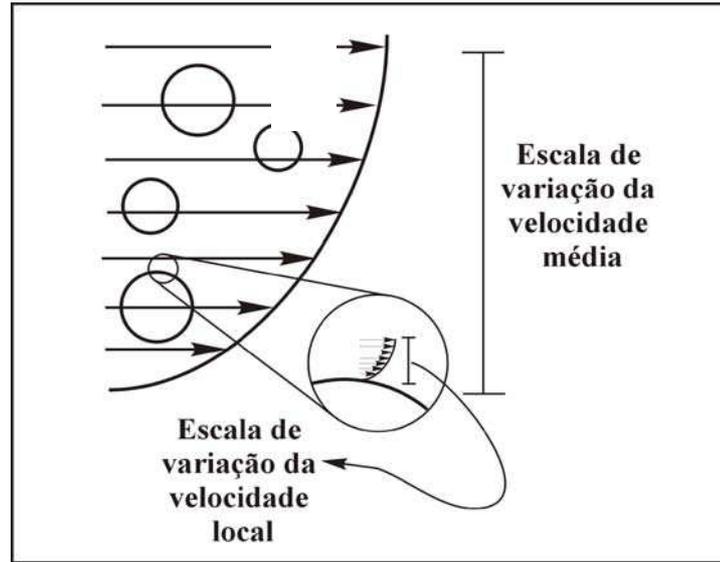


Figura 11 - Escalas de comprimento dos gradientes de velocidade local e média. Fonte: Paladino (2005).

A força de sustentação é proporcional ao produto vetorial da velocidade de deslizamento e o curl da velocidade do líquido ($\nabla \times \vec{U}_\alpha$):

$$M_{\alpha\beta}^L = -M_{\beta\alpha}^L = r_\beta \rho_\alpha C_L (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \times (\nabla \times \vec{U}_\alpha) \quad (28)$$

onde C_L é o coeficiente de sustentação (lift), onde para fluxos invíscidos em torno de uma esfera, $C_L = 0,5$ (Manual CFX 10.0, 2005). Para fluxos viscosos pode variar entre 0,01 e 0,05 (YEOH e TU, 2004).

- Força de massa virtual ($M_{\alpha\beta}^{VM}$):

A força de massa virtual corresponde à quantidade de movimento necessária para deslocar uma determinada quantidade de massa da fase contínua pela passagem de uma bolha, resultando no aumento virtual do tamanho da bolha (PALADINO, 2005). Este fenômeno conduz a uma mudança na velocidade de deslocamento da bolha. Logo, a força de massa virtual é definida como o produto desta parcela de massa pela aceleração relativa entre as fases, i.e., aceleração desta parcela de massa com respeito a aceleração que tinha originalmente dentro da fase contínua. Assim, a forma mais comum encontrada na literatura para expressar matematicamente esta força é:

$$M_{\alpha\beta}^{VM} = -M_{\beta\alpha}^{VM} = r_{\beta}\rho_{\alpha}C_{VM} \left(\frac{D_{\beta}\vec{U}_{\beta}}{Dt} - \frac{D_{\alpha}\vec{U}_{\alpha}}{Dt} \right) \quad (29)$$

O coeficiente de massa virtual (C_{VM}) representa a parcela de massa que é carregada na passagem das bolhas através da fase contínua. O valor de C_{VM} ao redor de uma partícula esférica, para fluxo invíscido, é muitas vezes assumido igual a 0,5. Em geral, este coeficiente depende da forma e da concentração da partícula. Ele representa a relação entre o volume de massa deslocado e o volume da bolha (Figura 2.12).

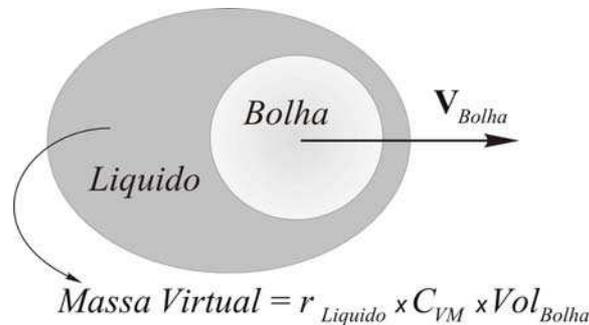


Figura 12 – Conceito de massa virtual. Fonte: Paladino (2005).

- Força de lubrificação na parede ($M_{\alpha\beta}^{LUB}$):

Em determinadas circunstâncias, por exemplo, fluxo ascensional de bolhas em um tubo vertical, observa-se que a fase dispersa se concentra em uma região próxima a parede, mas não imediatamente adjacente à mesma. Este efeito pode ser modelado pela força de lubrificação na parede que tende a empurrar a fase dispersa para longe da parede, expressa da seguinte forma:

$$M_{\alpha\beta}^{LUB} = -M_{\beta\alpha}^{LUB} = -r_{\beta}\rho_{\alpha} \frac{\left[\left(\vec{U}_r - (\vec{U}_r n_w) n_w \right) \right]^2}{d_p} \max \left(C_1 + C_2 \frac{d_p}{y_w}, 0 \right) n_w \quad (30)$$

onde $\vec{U}_r = \vec{U}_{\alpha} - \vec{U}_{\beta}$, é a velocidade relativa entre as fases contínua (\vec{U}_{α}) e dispersa (\vec{U}_{β}), d_p é o diâmetro médio da fase dispersa, y_w é a distância próxima a parede e n_w é o vetor

unitário normal apontando para fora da parede. Por isso, a força atua para empurrar a fase dispersa para fora da parede. Os coeficientes C_1 e C_2 foram determinados por experimentação numérica. Para uma esfera $C_1 = -0,01$ e $C_2 = 0,05$ (ANTAL et al., 1991).

- **Força de pressão interfacial** (M_s): apenas disponível para fase sólida dispersa, em fluxo multifásico. As forças devido à colisão dos sólidos e os termos de tensão dos sólidos são levados em consideração nas equações de momento da fase sólida, tanto pelo modelo Gidaspow (1994) como pela especificação direta do módulo de elasticidade.

2.3.4.2 Modelos matemáticos em regime turbulento

A turbulência consiste de flutuações no campo de fluxo, com o tempo e com o espaço, as quais podem exercer efeito significativo nas características do mesmo. Estas flutuações ocorrem quando as forças inerciais no fluido se tornam significativamente comparáveis com as forças viscosas e é caracterizada pelo alto número de Reynolds.

De acordo com Ferziger e Peric (2002), fluxos turbulentos são caracterizados pelas seguintes propriedades:

- São altamente instáveis: um gráfico da velocidade em função do tempo mostra um comportamento ocasional, pouco conhecido para os fluxos em geral;
- São tridimensionais: a velocidade média no tempo (time-average velocity) pode ser função apenas de duas coordenadas, mas o campo de flutuação instantânea será função das três dimensões espaciais;
- Contém muita vorticidade: na realidade, o alongamento dos vórtices é um dos principais mecanismos pelo qual a intensidade da turbulência é aumentada;
- São difusivos: a turbulência aumenta a taxa pelas quais as quantidades conservativas são misturadas e este processo é frequentemente chamado difusão turbulenta;
- São dissipativos: a difusão turbulenta faz com que reações ou camadas de fluidos de diferentes quantidades de movimento entrem em contato e se misturem. A redução do

gradiente de velocidade devido à ação da viscosidade reduz a energia cinética do fluxo. Em outras palavras, a mistura também é um processo dissipativo.

Visualizações de fluxos turbulentos revelam estruturas rotacionais (chamadas redemoinhos turbulentos) com uma ampla escala de comprimento. Tais movimentos turbilhonares e as interações entre os turbilhões de diferentes escalas de comprimento conduzem a um efetivo contato entre partículas fluidas que estão inicialmente separadas por uma longa distância. Como consequência, o transporte de calor, massa e quantidade de movimento são efetivamente aumentados. A taxa de mistura e as taxas de transferência de calor e massa em fluxos turbulentos, são significativamente maiores, em ordem de magnitude, do que as de fluxo laminar (RANADE, 2002). Por outro lado, segundo Ferziger e Peric (2002), o aumento da mistura do momento resulta no aumento das forças de atrito, requerendo um aumento da potência da bomba para o deslocamento do fluxo. Por isso, engenheiros precisam ser capazes de entender e prever estes efeitos para desenvolver bons projetos.

Com o intuito de contribuir para a compreensão da fenomenologia de escoamentos turbulentos, foram desenvolvidas, ao longo dos anos, várias aproximações para estudar estes fluxos, dentre as quais podem ser citados o modelo de zero equação, o modelo de uma e duas equações (modelo $k - \varepsilon$ e $k - \omega$, por exemplo) e o modelo de tensão de Reynolds. Porém, segundo Paladino (2005), não existe, para o caso de escoamentos multifásicos dispersos, um modelo padronizado cuja aplicabilidade seja comprovada. Por essa razão, geralmente utiliza-se extensões de modelos monofásicos (por exemplo, extensões do modelo $k - \varepsilon$). Porém, deve ser ressaltado que existem algumas diferenças fenomenológicas na modelagem da turbulência, que são:

Para fluxos multifásicos, considerando o modelo $k - \varepsilon$, devem ser acrescentados, nas equações de transporte os termos referentes à transferência interfacial para energia cinética turbulenta ($T_{\alpha\beta}^k$) e para taxa de dissipação turbulenta ($T_{\alpha\beta}^\varepsilon$):

- Para a energia cinética turbulenta:

$$\frac{\partial}{\partial t} (r_\alpha \rho_\alpha k_\alpha) + \nabla \cdot \left\{ r_\alpha \left[\rho_\alpha \vec{U}_\alpha k_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \nabla k_\alpha \right] \right\} = r_\alpha (P_\alpha - \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(k)} \quad (31)$$

- Para a taxa de dissipação turbulenta:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + \nabla \cdot \left[r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \varepsilon_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right] = r_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{k_\alpha} (C_{\varepsilon 1} P_\alpha - C_{\varepsilon 2} \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)} \quad (32)$$

onde k_α , ε_α e $\mu_{t\alpha}$ correspondem, respectivamente, a energia cinética turbulenta, a taxa de dissipação turbulenta e a viscosidade turbulenta da fase contínua (α). $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, σ_k e σ_ε são constantes, cujos valores são, respectivamente, 1.44; 1.92; 1.0 e 1.3. P_k é a turbulência produzida devido às forças viscosas e de empuxo, a qual é modelada pela seguinte expressão:

$$P_k = \mu_t \nabla \vec{U} \cdot \left(\nabla \vec{U} + \nabla \vec{U}^T \right) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{U} \left(3\mu_t \nabla \cdot \vec{U} + \rho k \right) + P_{kb} \quad (33)$$

Para fluxos incompressíveis, $\nabla \cdot \vec{U}$ é pequeno e o segundo termo do lado direito da equação acima não exerce nenhuma contribuição significativa para a produção. Para fluxos compressíveis, $\nabla \cdot \vec{U}$ é grande apenas em regiões com elevada variação de velocidade, tais como choques.

Se o modelo de empuxo está sendo usado, o termo de produção de empuxo P_{kb} é modelado por:

$$P_{kb} = -\frac{\mu_t}{\rho \sigma_\rho} g \cdot \nabla \rho \quad (34)$$

Se o modelo de empuxo de Boussinesq está sendo usado,

$$P_{kb} = \frac{\mu_t}{\rho \sigma_\rho} \rho \beta g \cdot \nabla T \quad (35)$$

Porém, deve ser ressaltado que, devido à falta de conhecimento acerca da transferência interfacial de energia cinética turbulenta e da dissipação da mesma em escoamentos multifásicos, os termos das equações (31) e (32), referentes à transferência interfacial ($T_{\alpha\beta}^{(k)}$ e $T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)}$), são normalmente desconsiderados nas equações de transporte para k e ε .

Os termos fonte de produção e dissipação de turbulência (S_i^k e S_i^ε) serão afetados pela presença de outras fases. No caso de escoamentos dispersos, as bolhas de maior tamanho aumentarão a produção de turbulência devido ao rastro de desprendimento, enquanto as de menor tamanho (da ordem das menores escalas de turbulência) aumentarão a dissipação da turbulência.

As funções de parede, normalmente utilizadas no caso monofásico, não são aplicáveis em escoamentos multifásicos. Os perfis de velocidade logarítmicos, normalmente utilizados, são afetados pela presença de outras fases. Estas funções podem ser utilizadas quando as frações volumétricas das fases dispersas perto da parede são baixas.

2.4 Fluidodinâmica computacional

Desde a antiguidade que o homem vem estudando o comportamento dos fluidos através da *mecânica dos fluidos*. Inicialmente este estudo era realizado de forma experimental, tendo sido posteriormente estudado através da utilização de conceitos matemáticos descritos por meio das equações de movimento de fluidos, chamadas equações de Euler. No entanto, estas equações só ganharam força no século XIX com a dedução das equações de Navier-Stokes, utilizadas para modelar o escoamento de fluidos compressíveis ou incompressíveis, turbulentos ou laminares.

Em virtude da complexidade matemática dessas equações, visto que são equações diferenciais parciais (EDPs) não-lineares, não é possível obter soluções analíticas em regiões arbitrárias e condições de contorno gerais. Por essa razão, são utilizados ensaios experimentais para estudar o movimento dos fluidos e seus efeitos. Contudo, devido às limitações de custo, tempo e equipamento, é comum a realização de experimentos em apenas alguns pontos da região em que ocorrem os fenômenos de interesse. Procedimento este que impede a representação do comportamento real do fluido em estudo. Dessa forma, os métodos analíticos e/ou experimentais nem sempre são satisfatórios.

Porém, com a evolução dos computadores digitais em meados de 1950 surgiu uma terceira alternativa para obter a solução das equações de Navier-Stokes: a *fluidodinâmica computacional*; definida como sendo a área da computação científica que estuda métodos computacionais para simulação de fenômenos que envolvem fluidos em movimento com ou

sem troca de calor e de matéria. Devendo ser ressaltado que o surgimento da *fluidodinâmica computacional* não implica no descarte das soluções analíticas e dos ensaios experimentais. Pelo contrário, os resultados analíticos e/ou experimentais permitem validar os resultados numéricos.

De acordo com Bortoli (2000), para que um método numérico seja considerado válido é necessário que sua solução tenha sido criteriosamente testada com soluções analíticas e/ou numéricas já existentes ou via experimentação em laboratório. A Tabela 3 apresenta as vantagens e desvantagens dos três métodos discutidos.

Atualmente, graças ao desenvolvimento de computadores de alta velocidade e grande capacidade de armazenamento, os analistas numéricos estão cada vez mais empenhados na busca pelo aprimoramento de técnicas numéricas convencionais, caracterizadas por apresentarem grandes limitações quanto à estabilidade, precisão e rapidez na obtenção da solução de escoamentos incompressíveis ou compressíveis, bem como pelo desenvolvimento de algoritmos capazes de solucionar os mais diversos problemas da engenharia.

Tabela 3 – Comparação entre os métodos experimental, analítico e numérico.

| MÉTODO | VANTAGENS | DESVANTAGENS |
|--------------|---|---|
| Experimental | <ul style="list-style-type: none"> - Mais realista, pois trabalha com a configuração real. | <ul style="list-style-type: none"> - Equipamento exigido; - Problemas de escala; - Dificuldades de medição; - Custo operacional. |
| Analítico | <ul style="list-style-type: none"> - Mais geral; - Fórmula fechada; - Validar casos limites de modelos numéricos; - Baixo custo. | <ul style="list-style-type: none"> - Restrita a geometrias e processo simples; - Geralmente restrita a problemas lineares; - Devido às hipóteses simplificativas, os problemas estudados são desviados do problema físico real; - Prescrição das condições de contorno apropriadas. |
| Numérico | <ul style="list-style-type: none"> - Não há restrição à linearidade; - Geometrias e processos complicados; - Evolução temporal do processo; - Alta velocidade de obtenção dos resultados; - Capaz de simular condições reais e ideais; - Fornece informações completas; - Em muitas aplicações é de baixo custo. | <ul style="list-style-type: none"> - Erros de truncamento; - Prescrição das condições de contorno apropriadas; - Custos computacionais. |

Fonte: Patankar (1980), Maliska (1995), Bortoli (2000) e Fortuna (2000).

2.4.1 Solução numérica

Para se obter a solução numérica de um problema físico qualquer (por exemplo, problema de fluido) é necessário, inicialmente, modelar a física do problema, sendo essa modelagem elaborada a partir da aplicação de princípios físicos, descritos por *leis de conservação* adequadas ao problema em estudo, expressas na forma de equações de conservação de massa, momento e energia (equações governantes). Estas equações relacionam as grandezas relevantes entre si, para um contínuo de espaço e de tempo.

Entretanto como soluções numéricas não podem ser obtidas sobre uma região contínua, já que o método numérico obtém a solução de forma discreta, para que o modelo possa ser tratado computacionalmente é necessário que as equações e o domínio em que elas são válidas sejam expressos adequadamente. Para isto, é necessário que tanto o domínio como as equações sejam discretizadas.

A discretização do domínio é um processo que consiste na subdivisão do mesmo, formando um conjunto de pontos discretos, denominado malha. Dessa forma, o espaço contínuo é redefinido por um número finito de pontos, onde os valores numéricos das variáveis dependentes poderão ser determinados (HIRSCH, 1988).

Após a obtenção do conjunto de pontos, e sua adequada distribuição no domínio, às equações diferenciais são então discretizadas. Neste processo, os termos que aparecem nestas equações (termos difusivos, convectivos, viscosos, de acúmulo, dentre outros) são escritos em função dos valores das incógnitas em pontos discretos adjacentes; resultando em um conjunto de equações algébricas; as quais, são apropriadamente modificadas através da aplicação das condições de contorno, que juntamente com as condições iniciais, as propriedades físicas do fluido e os parâmetros do escoamento especificam o problema a ser tratado.

Finalmente, as soluções aproximadas destas equações são obtidas através da utilização de métodos numéricos apropriadamente escolhidos, fornecendo a solução do problema.

Porém, como os dados obtidos da solução numérica devem ser confiáveis e, segundo Maliska (1995), esta solução, quando comparada com a realidade de um problema físico, pode apresentar erros provenientes da má solução das equações diferenciais, bem como do uso de equações diferenciais que não representam adequadamente o fenômeno; a solução obtida deve ser analisada e interpretada para só então poderem ser extraídas, com alguma

confiabilidade, as informações de interesse do usuário (FORTUNA, 2000). Uma comparação entre os resultados numéricos com os dados experimentais permite, por exemplo, que seja feito o ajuste do modelo matemático de tal forma que o mesmo reflita a física do problema.

De uma maneira geral Hirsch (1988) considera que o processo de obtenção da solução de um problema numérico deve ser constituído das seguintes etapas:

- ✓ Seleção do método de discretização das equações, especificando o nível de acuracidade desejável e, eventualmente, o tempo de discretização.
- ✓ Seleção do método de resolução do sistema de equações algébricas lineares ou do tratamento iterativo de eventuais não-linearidades.
- ✓ Análise do algoritmo numérico selecionado, a qual se refere à análise da qualidade do método em termos de estabilidade e convergência, bem como da avaliação do erro gerado.

A Figura 13 apresenta o esquema do processo de obtenção da solução numérica de um problema de fluido.

2.4.2 Discretização do domínio

Atualmente a maioria dos processos de discretização do domínio, principalmente nas áreas de aerodinâmica, transferência de calor e matéria em escoamentos incompressíveis ou compressíveis, são obtidos através do uso de sistemas de coordenadas generalizadas (ξ, η, ζ) .

A preferência pelo uso destes sistemas de coordenadas pode ser explicada pelo fato de que nestes sistemas todos os volumes ou elementos de controle ficam dentro do domínio da solução, o que facilita bastante a aplicação das condições de contorno e conseqüentemente a implementação do método numérico.

De uma maneira geral, Maliska (1995) e Bortoli (2000) consideram que as principais razões para o uso de coordenadas generalizadas estão relacionadas à: dificuldade para a obtenção da solução de problemas complexos, geralmente com geometrias arbitrárias, usando-se sistemas de coordenadas convencionais (cartesiana, cilíndrica e esférica), especialmente com relação a aplicação das condições de contorno, e possibilidade de adaptação da malha ao problema físico, inclusive de seu refinamento onde se julgar necessário.

Porém, deve ser ressaltado que o adequado desenvolvimento do modelo numérico em coordenadas generalizadas vai depender da escolha da malha, a qual pode ser de natureza estruturada e não-estruturada.

Uma malha é dita estruturada (Figura 14) quando cada volume interno tem o mesmo número de vizinhos e a numeração dos mesmos é ordenada (MALISKA, 1995). Já a malha não-estruturada (Figura 15) é caracterizada pela falta de ordenação de seus volumes de controle (MALISKA, 1995 e BORTOLI, 2000), ou seja, é uma malha formada por volumes com geometrias triangulares e quadriláteras (ou tetraédricas e pirâmides em três dimensões), onde os pontos destes volumes não podem ser identificados com linhas de coordenadas (CAVALCANTI, 2003).

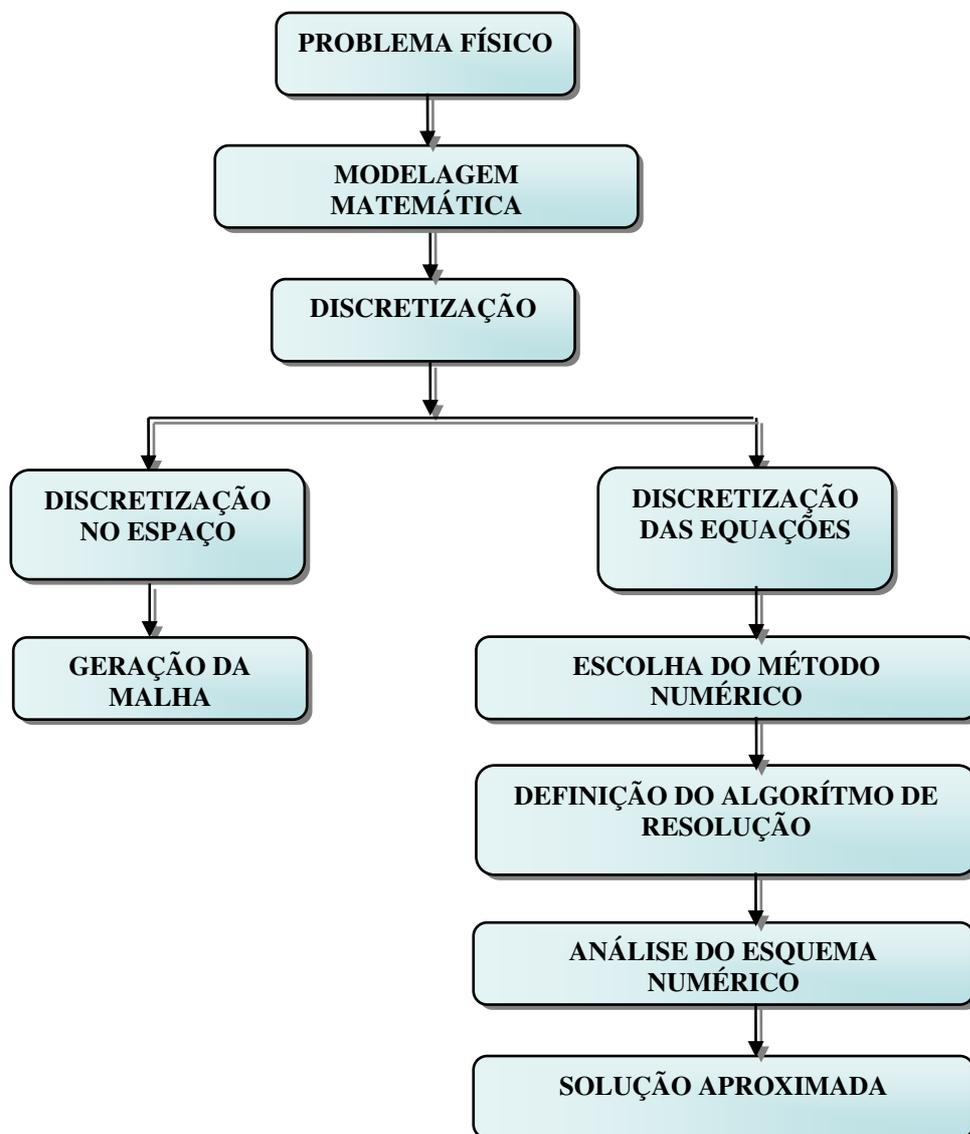


Figura 13 – Representação esquemática das etapas envolvidas no processo de obtenção da solução numérica de um problema de fluido.

De acordo com Bortoli (2000), as principais vantagens de uma malha estruturada são as seguintes:

- Conexão entre os pontos estabelecida por uma regra, o que simplifica as rotinas.
- Facilidade de implementação computacional.
- Solução dos sistemas lineares facilitada, já que neste caso a matriz resultante tem diagonais fixas; o que permite a utilização de métodos para matrizes com banda fixa, que são mais fáceis de implementar.

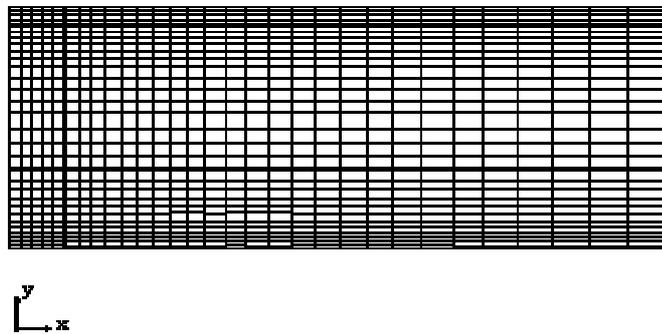


Figura 14 – Malha estruturada. Fonte: Farias Neto (1997).

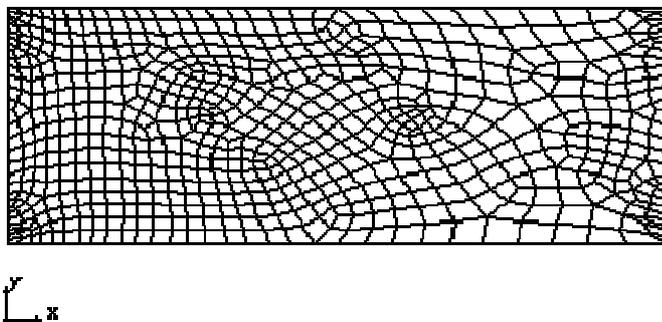


Figura 15 – Malha não - estruturada. Fonte: Farias Neto (1997).

Dentre as vantagens apresentadas pelas malhas não-estruturadas, podem ser citadas:

- Maior capacidade de adaptação às geometrias, podendo ser facilmente refinadas nas regiões desejadas.
- Menor número de volumes no domínio.

Como desvantagem, tem-se a dificuldade na ordenação de seus volumes; já que esta falta de ordenação altera o tamanho da banda da matriz impossibilitando a aplicação de muitos métodos de solução de sistemas lineares.

Uma alternativa para trabalhar com geometrias complexas é a subdivisão do domínio em blocos, onde em cada bloco, ilustrados na Figura 16 (blocos 1, 2, 3, 4 e 5), é gerada uma malha estruturada.

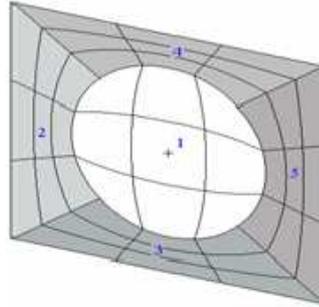


Figura 16 - Representação de uma malha multibloco. Fonte: Cavalcanti (2003).

2.4.3 Métodos de discretização das equações diferenciais

Dentre os vários métodos de discretização de equações diferenciais existentes, os métodos das Diferenças Finitas (MDF), dos Elementos Finitos (MEF) e dos Volumes Finitos (MVF), são, de acordo com Hirsch (1995), os mais importantes. Sendo o MDF o mais popular dos três. Porém, o MEF está sendo muito utilizado em vários problemas da mecânica dos fluidos. O MVF, assim como o MEF, em virtude do mesmo ser aplicado a malhas não-estruturadas e em domínios com contornos arbitrários (ZIENKIEWICZ e TAYLOR, 1994, MALISKA, 1995 e HIRSCH, 1988), pode ser aplicado para a obtenção da solução aproximada de complexos problemas em várias áreas da ciência e da engenharia, com destaque para os seguintes setores (SPERANDIO et al., 2003):

- Escoamentos ambientais: na previsão da dispersão de poluentes na água, no ar e no solo.
- Aerodinâmica: estudo do comportamento sobre corpos rombudos.
- Reservatório de petróleo: simulação para aumentar a eficiência da recuperação do petróleo disponível num reservatório.

A Tabela 4 apresenta as principais características destes métodos.

Tabela 4 – Comparação entre os principais métodos numéricos utilizados para a discretização de equações diferenciais.

| MÉTODO | DIFERENÇAS FINITAS | VOLUMES FINITOS | ELEMENTOS FINITOS |
|---------------------------|--|--|--|
| PRINCÍPIOS BÁSICOS | Este método consiste em aproximar as derivadas na equação diferencial via uma Série de Taylor truncada. | O domínio de cálculo é dividido em um número finito de subdomínios ou volumes de controle, de tal forma que ao redor de cada ponto da malha existe um volume de controle. Em seguida, a equação diferencial é integrada sob cada volume de controle. | O domínio de estudo é subdividido em um número finito de sub-domínios, denominado elementos finitos, onde sobre um ou vários destes elementos é definida uma função de base que pode ser um polinômio. |
| CARACTERÍSTICAS | As grandezas pesquisadas são calculadas sobre os pontos da malha e não existe uma função para definir os componentes entre estes pontos. | A solução resultante sugere que a integral de conservação da quantidade de massa, movimento e energia são precisamente satisfeitas, não importa qual o grupo de volume de controle e, seguramente, sobre o domínio inteiro. | A versatilidade geométrica é uma característica notável deste método, pois a geometria poderá possuir forma, cargas e condições de contorno arbitrárias. |
| VANTAGENS | A discretização e a programação deste método são relativamente simples, além de apresentar baixo tempo de cálculo. O Teorema da equivalência de Lax fornece a condição necessária e suficiente para a convergência de um problema linear. | É aplicável a malhas não estruturadas e em domínios com contornos arbitrários, o que o torna aplicável a uma ampla classe de problemas da engenharia e das ciências. Todos os princípios de conservação podem ser checados em uma malha bastante grosseira. Em outros métodos, a solução só pode ser conferida apenas em uma malha refinada. | Capacidade de trabalhar com malhas não-estruturadas, o que permite que problemas com geometrias complexas possam ser resolvidos. Atualmente está resolvendo problemas altamente convectivos, inclusive com ondas de choque, em geometrias arbitrárias. |
| DESVANTAGENS | Necessidade da introdução de dissipação artificial para amortecer as frequências de alta ordem do erro da solução de um sistema $Ax = b$. Em domínios bi e tridimensionais, bem como em problemas unidimensionais com domínios dependentes do tempo, a malha espacial pode não ser compatível com o contorno do problema. Tendo como consequência, a perda de precisão das condições de contorno inseridas. | Não existe até o momento, uma teoria matemática geral sobre a convergência para estimação dos erros. | Dificuldade quanto a obtenção de um operador para minimizar o funcional massa, de forma que essa geralmente não é conservada localmente. |

Fonte: Patankar (1980), Zienkiewicz e Taylor (1994), Maliska (1995), Farias Neto (1997), Bortoli (2000), Sperandio (2003).

Como forma de diferenciar os processos de discretização de equações em estados estacionários e transientes, Fortuna (2000) relata que o processo de discretização de equações estacionárias gera um sistema de equações acopladas que deve ser resolvido por métodos apropriados, preferencialmente iterativos devido à esparsidade da matriz de coeficientes. Já as equações transientes podem ser discretizadas, dependendo do nível de tempo em que são aproximados os termos espaciais (t_n para o tempo atual e t_{n+1} para o tempo futuro), por duas técnicas diferentes:

- Para o nível de tempo n , obtém-se uma discretização explícita, cujas equações podem ser facilmente calculadas. Porém, devido à instabilidade geralmente apresentada por essa técnica o valor de Δt efetivo é limitado.

- No nível de tempo $n+1$ as aproximações dos termos espaciais resultam em discretizações implícitas que, em geral, são incondicionalmente estáveis para qualquer valor de Δt . Contudo, elas resultam num conjunto de equações acopladas, cuja solução exige um esforço computacional maior que o requerido pelas equações da técnica explícita.

Sendo assim, a escolha da técnica de discretização a ser utilizada vai depender do problema em questão e do esforço computacional necessário para resolver o sistema de equações.

Segundo Bortoli (2000), todos os métodos utilizados para resolver problemas de escoamento tendem a um objetivo comum: solução de escoamentos sobre geometrias complexas, conservação das propriedades do fluido localmente e economia do tempo computacional.

2.4.4 Métodos de solução de sistemas algébricos

A solução de sistemas algébricos pode ser feita através da utilização de métodos numéricos diretos ou iterativos. Segundo Hirsch (1988) e Sperandio (2003), os métodos diretos são caracterizados por serem capazes de obter a solução exata de sistemas lineares por meio de um número finito de passos previamente conhecidos (Regra de Cramer, Método de Eliminação de Gauss, Método de Correção Residual, dentre outros), enquanto que os iterativos necessitam de vários estágios iterativos (como por exemplo, os métodos de Jacobi, Gauss-Seidel, Linha por Linha, etc.). Já para problemas não-lineares, todas as aproximações

são feitas necessariamente por métodos iterativos, sendo iterativo direto ou inserido num método iterativo linear básico.

2.4.5 Método de volumes finitos

O método de volumes finitos foi, conforme citado em Hirsch (1988), inicialmente introduzido no campo da fluidodinâmica computacional por McDonald (1971), sendo posteriormente utilizado por McaCormack e Paullay (1972) para solução de problemas bidimensionais e mais tarde por Rizzi e Inouye (1973) para problemas tridimensionais.

Este método é utilizado para discretizar equações diferenciais parciais (EDP) em uma região ou volume do espaço físico. E tem como principal característica o fato da solução resultante implicar que a conservação das quantidades das variáveis dependentes analisadas (massa, quantidade de movimento e energia) é satisfeita em qualquer região ou volume do espaço físico, e conseqüentemente do domínio em estudo (HIRSCH, 1988).

Dessa forma, as equações aproximadas são obtidas através da integração da equação diferencial, na forma conservativa, sobre o volume elementar, ou volume finito, no espaço e no tempo (MALISKA, 1995). Porém, essa aproximação pode também ser obtida através da realização de balanços de conservação de quantidades relacionadas com as variáveis dependentes, também sobre um volume elementar e no tempo (MALISKA, 1995; SPERANDIO et al., 2003). Evidentemente que ambos os métodos levam ao mesmo resultado, pois as equações diferenciais são originadas de um balanço da propriedade em um volume finito.

Contudo, deve ser ressaltado que geralmente a obtenção de equações aproximadas é obtida pela integração da equação diferencial, pois nem todos os balanços são fáceis de serem deduzidos. Como exemplo pode ser citado o balanço de quantidade de movimento que, diferentemente do balanço de conservação de massa, requer a identificação e somatório de todas as tensões atuantes no volume de controle (MALISKA, 1995).

De acordo com Fortuna (2000), o MVF expressa a física do problema por meio de relações entre os fluxos que cruzam as fronteiras dos volumes de controle resultando em uma equação de discretização que contém os valores do fluxo para um conjunto de pontos da malha (PATANKAR, 1980).

3 METODOLOGIA

A metodologia adotada neste trabalho foi dividida em duas etapas, sendo a primeira experimental e a segunda, teórica, via simulação numérica.

A proposta numérica, foco principal deste trabalho, consiste no estudo do comportamento fluidodinâmico de reatores UASB tratando águas residuárias domésticas. Enquanto que a experimental consiste basicamente do estudo da estabilidade e desempenho operacional de reatores UASB, bem como da coleta de dados referentes à pressão diferencial no interior do reator.

3.1 Experimental

3.1.1 Descrição do sistema experimental

- Características do sistema

Esta pesquisa foi realizada em um reator anaeróbico de fluxo ascendente com manta de lodo (reator UASB), em escala piloto, ilustrado na Figura 17, pertencente à Faculdade de Tecnologia - CENTEC Cariri – CE, e instalado na Estação de Tratamento de Esgotos da Companhia de Água e Esgotos do Ceará (CAGECE), localizada no município de Barbalha – CE.

O referido reator foi feito em poliéster reforçado com fibra de vidro (PRFV), com capacidade para reter 3000 litros de esgoto, tendo as seguintes dimensões: 4,5 m de altura e 1,0 m de diâmetro. Este reator é formado por três regiões: a cônica localizada na parte inferior (zona de digestão), a intermediária (manta de lodo) e a de separação trifásica (zona de decantação) situada na parte superior. Imediatamente abaixo das aberturas do separador trifásico encontra-se um defletor de gases (Figura 18).



Figura 17 - Reator UASB

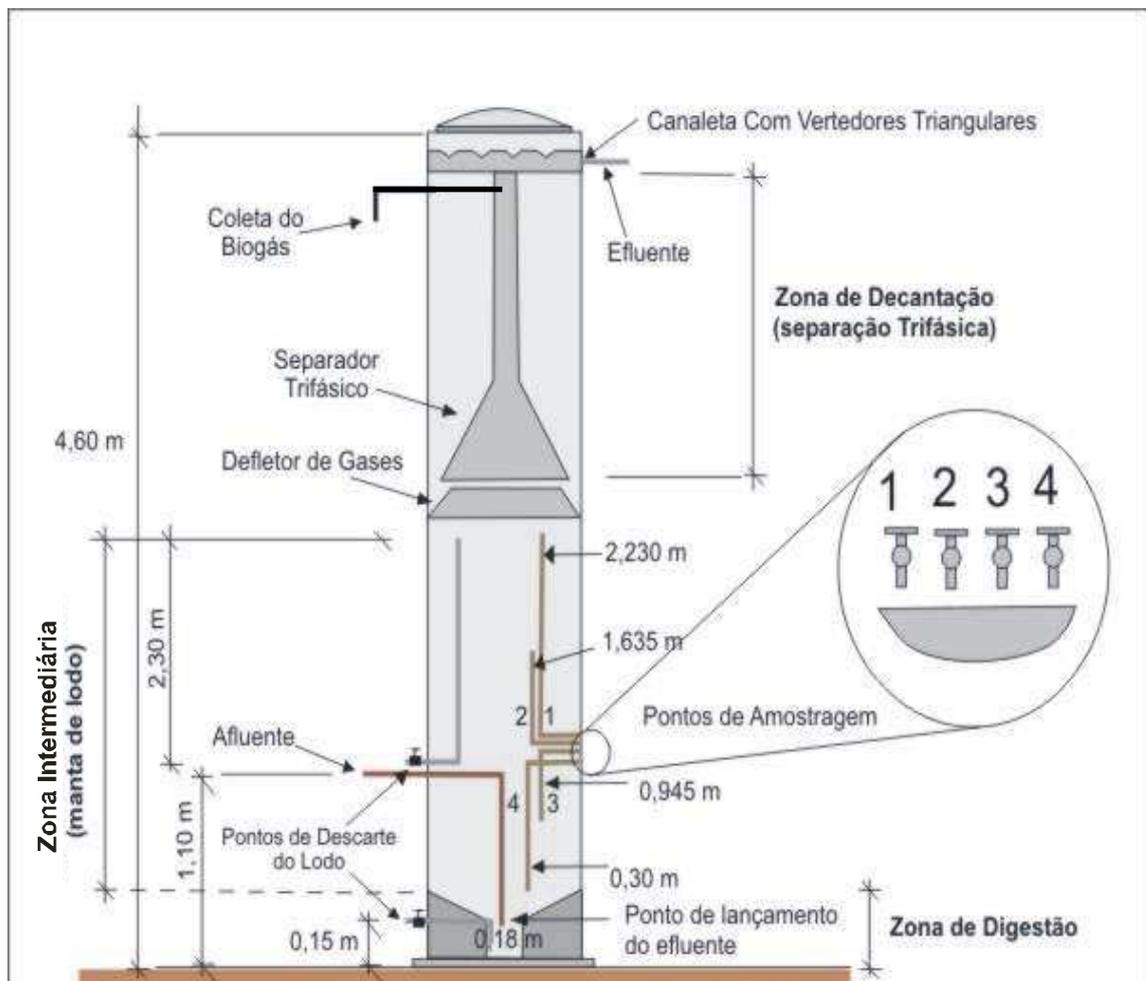


Figura 18 – Vista frontal interna do reator UASB.

Para monitorar as etapas de fermentação anaeróbia no reator UASB foram instalados quatro pontos de amostragem distribuídos da seguinte forma: (1) a 0,30 m, (2) a 0,945 m, (3) a 1,635 m e (4) a 2,230 m da base do reator, conforme observado na Figura 18.

- Alimentação do sistema

O reator era alimentado com água residuária doméstica, submetida ao tratamento preliminar (composto de grade, desarenador e calha parshall), captada antes de ser lançada na lagoa facultativa do sistema de lagoas de estabilização do município de Barbalha – CE. Para isto, foi instalada uma caixa d'água de 3.000 litros acima do nível d'água da lagoa e logo abaixo do ponto de lançamento da água residuária (Figura 19 a). Para promover a estabilidade da caixa d'água, a mesma foi presa ao emissário que conduzia a água residuária à lagoa. Desta caixa, a água era bombeada por meio de uma bomba centrífuga de 1,2 HP e transportada para o interior do reator UASB.

A alimentação do reator era feita através de um único dispositivo de entrada (tubo de 50 mm de diâmetro), localizado a 1,10 m de altura (Figura 19 b) que lançava a água residuária na parte central do reator e a 0,18 m de sua base (Figuras 18 e 19 c), visando favorecer a um maior contato entre a matéria orgânica afluyente e a biomassa presente na zona de digestão.

- Coleta do efluente e do biogás

A coleta do efluente do reator UASB era realizada através de uma canaleta com vertedores triangulares (Figuras 18 e 20 a), seguida de um tubo de 50 mm de diâmetro, localizado a 4 m acima da base do reator (Figuras 18 e 20 b). Em seguida era descartado na lagoa facultativa do sistema de lagoas do município de Barbalha – CE (Figura 21 a, b e c).

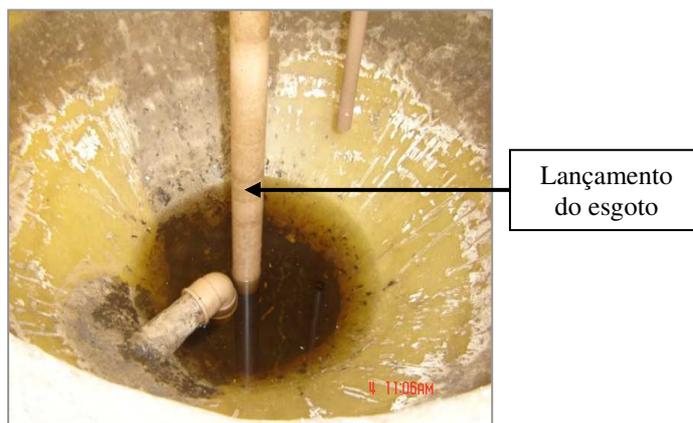
O biogás era coletado, a partir da interface líquido – gás (interior do separador trifásico), por meio de uma tubulação de gás localizada no interior do reator (tubo de 25 mm

de diâmetro), seguida de uma tubulação externa de gás para lançá-lo na atmosfera (tubo de 25 mm de diâmetro).



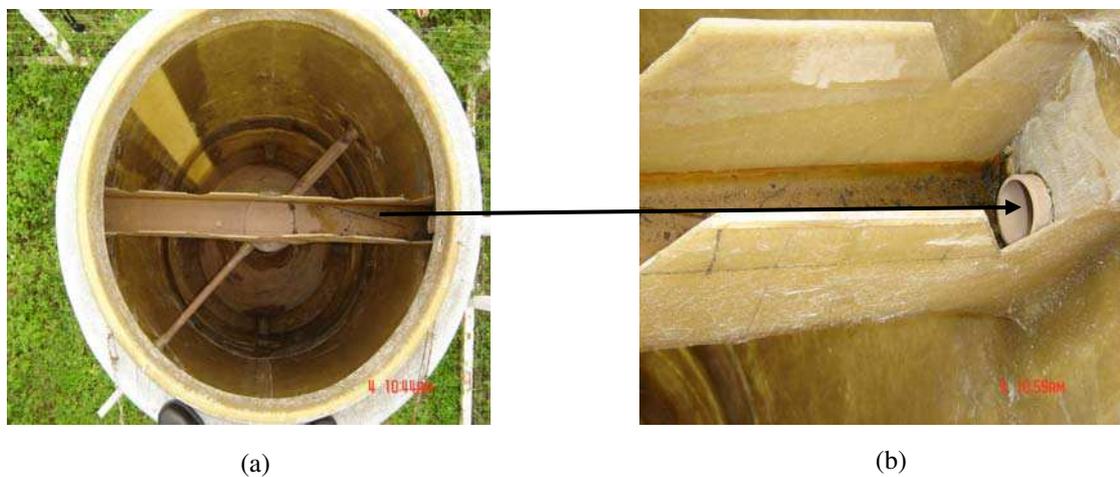
(a)

(b)



(c)

Figura 19 - Sistema de alimentação do reator UASB: (a) captação da água residuária no ponto de lançamento do sistema de lagoas de estabilização, Barbalha – CE, (b) alimentação do reator UASB e (c) lançamento da água residuária na parte central do reator.



(a)

(b)

Figura 20 – Vista superior do reator UASB: (a) canaleta com vertedores triangulares e (b) tubo, de 50 mm de diâmetro, utilizado para coletar o efluente do reator.

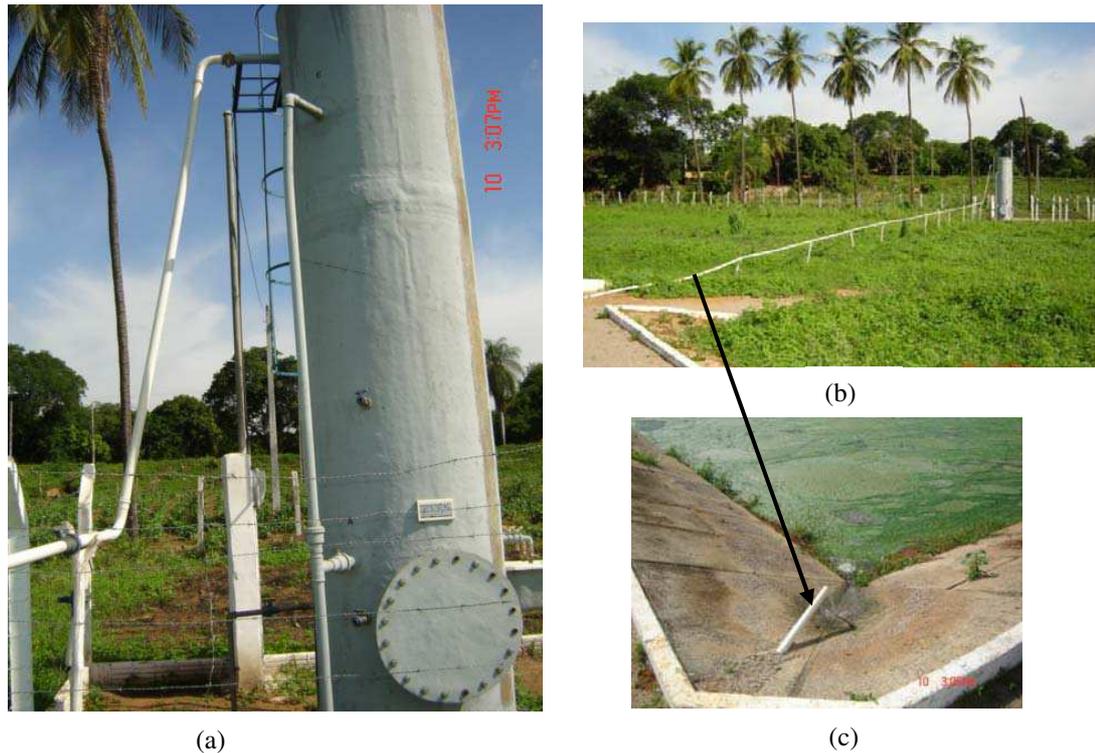


Figura 21 – Sistema de coleta do efluente do reator UASB: (a) visão geral, (b) transporte do efluente do reator e (c) lançamento do efluente no sistema de lagoas de estabilização, Barbalha - CE.

- Descarte do lodo

O lodo em excesso era retirado do reator através de dois pontos de descarte, sendo um referente à altura de 0,15 m (Figuras 18 e 22 a) e o outro a 1,2 m (Figuras 18 e 22 b).



Figura 22 – Pontos de descarte do lodo de excesso do reator: (a) a 0,15 m da base e (b) a 1,2 m da base.

3.1.2 Monitoramento do processo de tratamento

O monitoramento do reator UASB foi realizado através da avaliação de sua estabilidade operacional, eficiência de tratamento e qualidade e quantidade do lodo produzido. Para isto, foram coletadas amostras no afluente e efluente do reator, bem como ao longo de sua altura (Figuras 18 e 23), por um período de 21 meses (março de 2006 a dezembro de 2007).

As variáveis analisadas durante o monitoramento, os pontos e frequência de amostragem e as metodologias utilizadas em cada análise estão apresentadas na Tabela 5. Com exceção das análises de ácidos graxos voláteis, de alcalinidade total e de suas frações (alcalinidade devido aos ácidos voláteis e alcalinidade de bicarbonato), que foram determinadas pelo método de Kapp (1984), descrito por Cavalcanti e van Haandel (2000), às demais análises foram utilizados os procedimentos analíticos descritos em APHA et al. (1998).

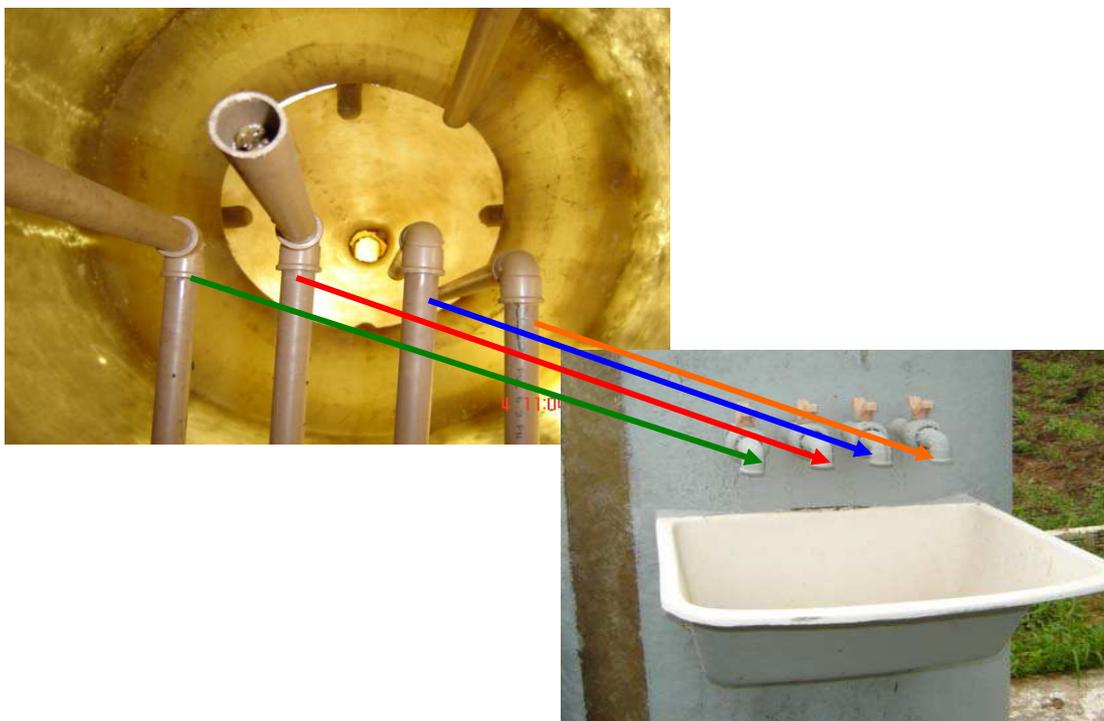


Figura 23 – Pontos de amostragem ao longo da altura do reator.

Tabela 5 - Variáveis analisadas durante o monitoramento do reator UASB.

| Variáveis | Unidade | Metodologia | Pontos e frequência de amostragem | |
|--|--------------------------------------|--------------------------------------|-----------------------------------|-------------------|
| | | | Pontos de amostragem | Afluente/Efluente |
| Estabilidade operacional | | | | |
| Temperatura (T) | ° C | Termômetro com filamento de mercúrio | - | 2 vezes/semana |
| Potencial hidrogeniônico (pH) | - | Eletrométrico | - | 2 vezes/semana |
| Ácidos graxos voláteis (AGV) | mgHAc.L ⁻¹ | Titulação potenciométrica | - | 2 vezes/semana |
| Alcalinidade total (AT) | mgCaCO ₃ .L ⁻¹ | Titulação potenciométrica | - | 2 vezes/semana |
| Alcalinidade por ácidos voláteis (AAV) | mgCaCO ₃ .L ⁻¹ | Titulação potenciométrica | - | 2 vezes/semana |
| Alcalinidade de bicarbonato (AB) | mgCaCO ₃ .L ⁻¹ | Titulação potenciométrica | - | 2 vezes/semana |
| Eficiência de tratamento | | | | |
| Sólidos totais suspensos (STS) | mg L ⁻¹ | Gravimétrico | semanal | semanal |
| Demanda química de oxigênio (DQO) | mg L ⁻¹ | Refluxação fechada | - | semanal |
| Quantidade do lodo | | | | |
| Sólidos totais (ST) | mg L ⁻¹ | Gravimétrico | semanal | semanal |
| Sólidos voláteis totais (SVT) | mg L ⁻¹ | Gravimétrico | semanal | semanal |

3.1.3 Condições operacionais do reator

A Tabela 6 apresenta as condições operacionais do reator.

Tabela 6 – Condições operacionais do reator UASB.

| Parâmetros | Valor médio |
|---|-------------|
| Vazão afluente (m ³ . h ⁻¹) | 0,4 |
| Tempo de funcionamento do reator (h) | 10 |
| Tempo de detenção hidráulica (h) | 7,5 |
| Carga hidráulica volumétrica (m ³ . m ⁻³ .d ⁻¹) | 1,33 |
| Carga orgânica volumétrica (kg DQO. m ⁻³ .d ⁻¹)* | 0,616 |
| Carga biológica (kg DQO. kgSTV.d ⁻¹ **) | 0,168 |
| Velocidade ascensional do fluido (m.h ⁻¹) | 0,53 |

*DQO_{afluente} = 462 mg DQO. L⁻¹; ** STV_{reator} = 10,9495 kg STV

3.1.4 Determinação de pressão ao longo do reator

Para obtenção dos dados experimentais referentes à pressão no interior do reator, foram utilizados cinco manômetros, cujas especificações estão na Tabela 7, distribuídos ao longo do

reator e em duas posições angulares (0,92[0°], 0,93[180°], 1,94[0°], 1,96[180°] e 2,97[0°]), conforme mostra a Figura 24. Os dados de pressão foram coletados, semanalmente, durante o período de monitoramento da estabilidade operacional, eficiência de tratamento e qualidade e quantidade do lodo no interior do reator UASB (março de 2006 a dezembro de 2007).

A demarcação dos dois primeiros pontos praticamente na mesma altura (0,92 e 0,93 m), bem como dos dois pontos subseqüentes (1,94 e 1,96 m), se deve ao fato de que, mesmo sabendo que a pressão hidrostática a uma determinada altura é constante, optou-se por verificar se as bolhas produzidas durante o processo de transformação da matéria orgânica causariam algum efeito sobre a pressão, na direção radial.

Tabela 7 - Especificação dos manômetros utilizados na determinação da pressão no interior do reator.

| Parâmetros | Descrição |
|------------|--|
| Modelo | 66/I-B Ø 66 mm (2.1/2") |
| Escala | 0 a 10 mca |
| Anel | engate baioneta, aro cravado |
| Enchimento | com glicerina |
| Mostrador | circular, concêntrico escala em arco de 270° |
| Visor | vidro de 2 mm de espessura |
| Ponteiro | balanceado sem ajuste |
| Conexão | traseira excêntrica |
| Mecanismo | latão reforçado com ajuste |
| Precisão | classe B (3/2/3%) sobre o total da escala |

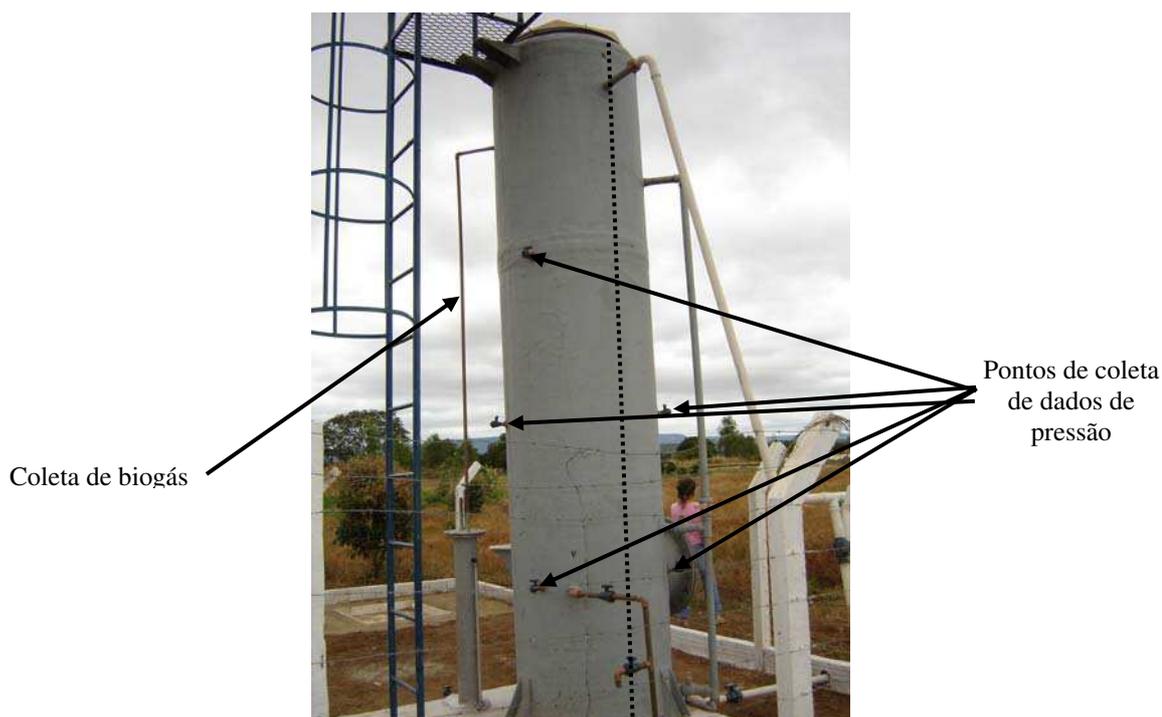


Figura 24 – Pontos de coleta de dados para determinação da pressão.

3.2 Simulação Numérica

As simulações do comportamento fluidodinâmico do reator UASB foram realizadas no Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI), da Unidade Acadêmica de Engenharia Química, e no Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos (LCTF), da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica, ambos da Universidade Federal de Campina Grande - PB. Estas simulações foram realizadas com o auxílio do pacote comercial CFX versões 4 e 10.

3.2.1 Pacote comercial CFX

Este pacote emprega o método de volumes finitos no cálculo do domínio para discretizar as equações diferenciais (massa, momento linear e energia), utilizando malhas estruturadas, geradas no CFX 4.4, porém com flexibilidade de adaptação a geometrias complexas através do uso de coordenadas curvilíneas generalizadas e a possibilidade de resolução com a metodologia de multidomínios. Além de possuir um vasto número de modelos para diferentes aplicações que vão desde modelos para escoamentos laminares e turbulentos, bem como modelos para escoamentos porosos, multifásicos, dentre outros.

Uma outra característica importante é que este pacote comercial permite a inclusão de novos modelos ou modificações nos já implementados, sejam estes para as considerações de fenômenos físicos ou modificação de esquemas numéricos, através de rotinas em linguagem FORTRAN. O CFX 10.0 é composto de quatro módulos principais, conforme ilustrado na Figura 25.

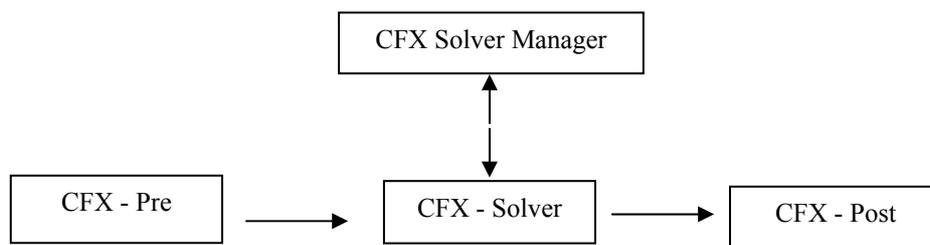


Figura 25 – Módulos que compõem o CFX 10.0.

O CFX – Pré pode importar malhas produzidas de vários softwares de geração de malha. Neste módulo são especificadas a física do problema, as condições de fronteira, os parâmetros de valor inicial, métodos numéricos de resolução, entre outros. O CFX – Solver, por sua vez, resolve todas as variáveis da simulação do problema gerado no CFX – Pre. Já o CFX – Post é um módulo responsável pela visualização e avaliação dos resultados por meio de iso-linhas, iso-superfícies, espaços vetoriais, etc.

3.2.2 Geração das malhas

Levando em consideração que o objetivo principal do tema de tese é a avaliação da fluidodinâmica das regiões de manta de lodo e do separador trifásico, foi assumido que a geometria a ser confeccionada a malha não levaria em consideração a região cônica do reator (que compreende o leito de lodo), a qual é caracterizada pela presença de um lodo bastante concentrado que, dependendo das características da água residuária afluenta e das condições operacionais do reator, é constituído por grânulos com diâmetros de 1 a 5 mm (CAMPOS, 1999). Estes grânulos são responsáveis pela transformação anaeróbia da matéria orgânica complexa em compostos mais simples, como o metano.

Para simplificar o domínio de estudo também não foram considerados os dutos de entrada (alimentação do reator), de saída (coleta do efluente) e de coleta de amostras (ao longo da altura do reator), conforme ilustra a Figura 18 (Seção 3.1.1).

A Figura 26 ilustra a representação fictícia do reator UASB (Figura 17), com as considerações mencionadas acima, criada no módulo CFX Build disponível na versão 4.4. Para se chegar a geometria foi empregada a técnica de revolução (comando *Revolve*), a qual utiliza uma curva ou plano (superfície) como ponto de partida. Para isto, foi idealizado um plano longitudinal passando pelo eixo central conforme ilustrado na Figura 27. Devido a simetria geométrica foi considerado apenas metade deste plano, conforme ilustrado na Figura 28.

Em virtude da complexidade da geometria do reator, decorrente da presença do defletor de gases e do separador trifásico, e da utilização de elementos hexaédricos, foi empregada a técnica de multiblocos para gerar as malhas nos espaços bi e tridimensionais.

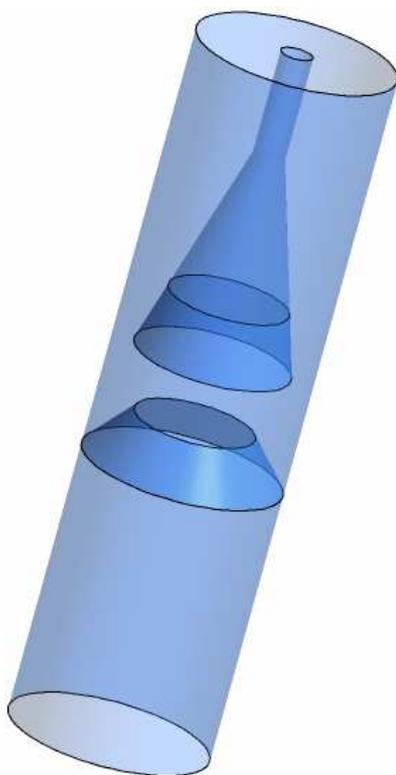


Figura 26 - Representação fictícia do reator UASB.

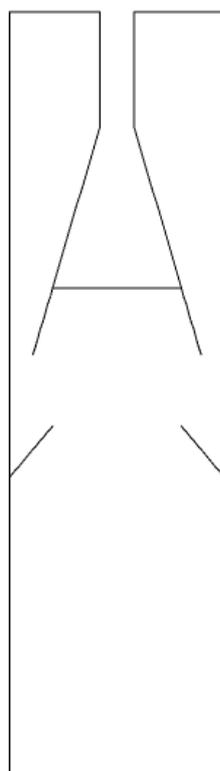


Figura 27 - Plano longitudinal passando pelo eixo central do reator.



Figura 28 - Plano utilizado para confeccionar a geometria do reator UASB .

3.2.2.1 Malhas bidimensionais

Inicialmente foram confeccionadas duas malhas bidimensionais. Para avaliar a influência da posição do defletor de gases na fluidodinâmica do reator UASB essas malhas foram diferenciadas quanto à disposição dos defletores (uma com a inclinação para cima e a outra para baixo). Posteriormente, visando realizar o estudo de dependência de malha, foi feito o refinamento das malhas; resultando na obtenção de sete malhas com diferentes densidades de elementos. A Figura 29 (a e b) ilustra, de maneira geral, a densidade de pontos sobre as curvas nas diferentes regiões da geometria que possibilitaram o refinamento da malha. A Figura 29 (a) representa o reator UASB com a inclinação do defletor voltada para cima ($\theta = 53,2^\circ$). A Figura 29 (b) ilustra o reator com a inclinação do defletor voltada para baixo ($\theta = 126,8^\circ$). A Tabela 8 apresenta os dados referentes às características das malhas geradas.

Com base nos resultados do estudo de dependência de malha foram selecionadas as malhas 3, 6 e 7 (Tabela 15), ilustradas na Figura 30 (a, b e c), para serem utilizadas no estudo da fluidodinâmica do reator. A malha 8 (Figura 30 c) foi confeccionada com o objetivo de se avaliar a influência do espaçamento entre o defletor de gases e do separador trifásico na fluidodinâmica do reator. Esta se diferenciava da malha ilustrada na Figura 30 (b) quanto ao referido espaçamento: 0,34 m na primeira (Figura 27 b) e 0,1 m na segunda (Figura 27 c).

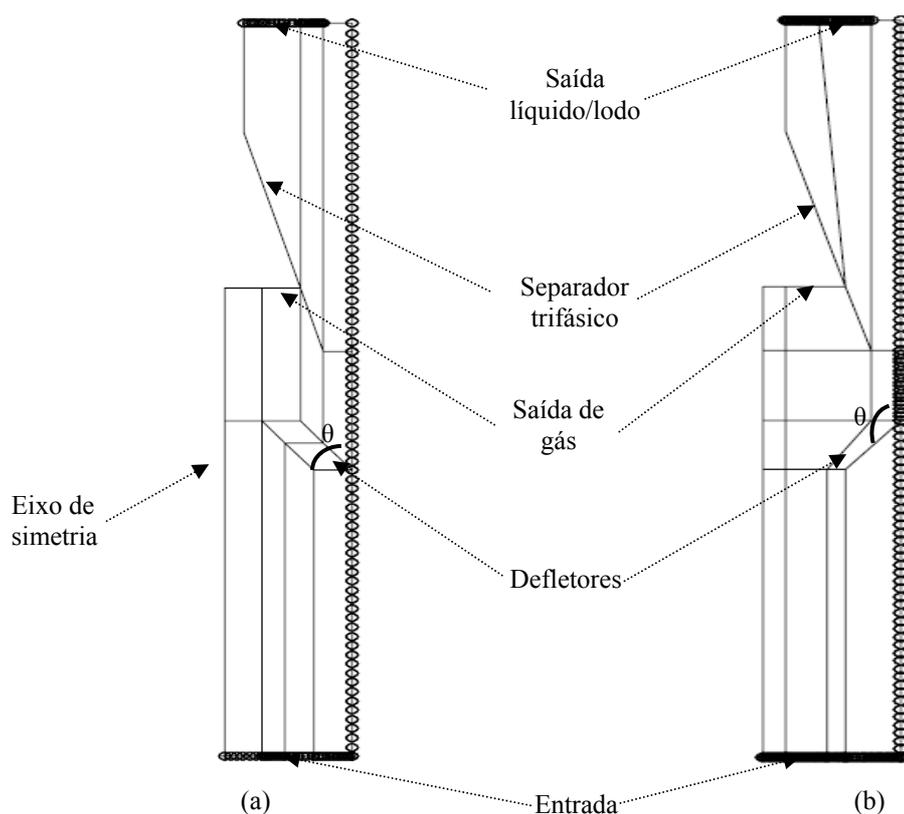


Figura 29 – Representação das malhas geradas no espaço bidimensional: (a) com inclinação do defletor para cima e (b) com inclinação do defletor para baixo.

Tabela 8 – Características das malhas geradas no espaço bidimensional.

| Malha | Nº de elementos hexaédricos | Nº de nós |
|--|-----------------------------|---------------|
| Inclinação do defletor para cima (espaçamento entre o defletor e o separador trifásico: L = 0,34 m) | | |
| 1 | 22.368 | 26.568 |
| 2 | 39.552 | 46.323 |
| 3 | 39.552 | 46.359 |
| Inclinação do defletor para baixo (espaçamento entre o defletor e o separador trifásico: L = 0,34 m) | | |
| 4 | 10.336 | 12.600 |
| 5 | 23.328 | 27.702 |
| 6 | 41.344 | 48.447 |
| Inclinação do defletor para baixo (espaçamento entre o defletor e o separador trifásico: L = 0,10 m) | | |
| 7 | 41.664 | 48.807 |

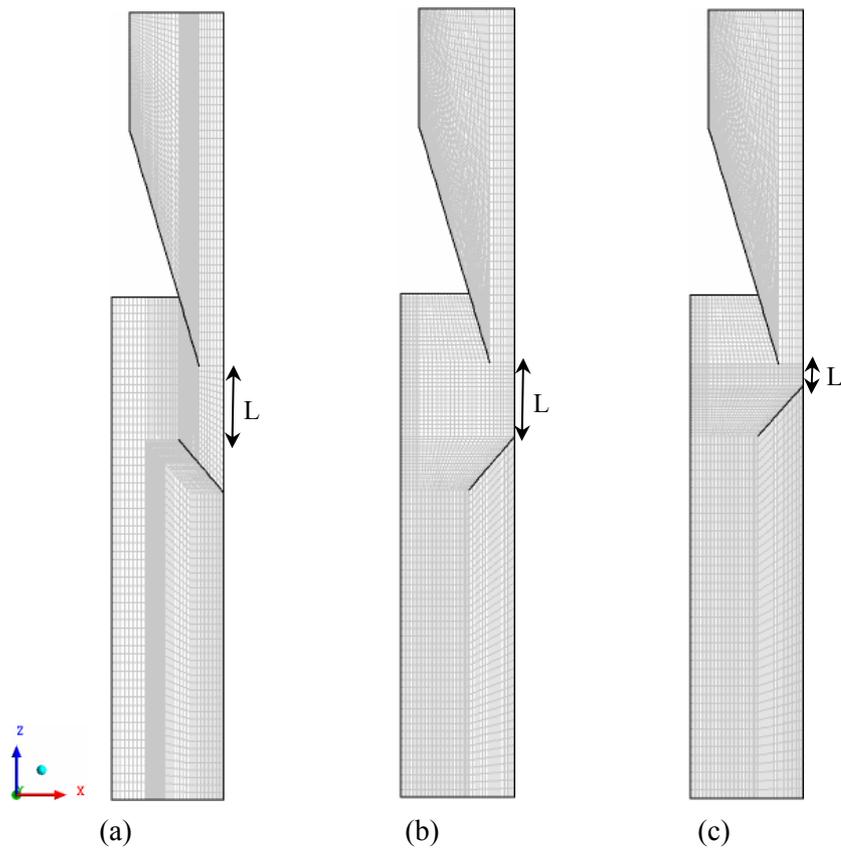


Figura 30 – Representação das malhas bidimensionais com inclinação do defletor voltada para: (a) cima, (b) baixo com espaçamento $L = 0,34$ m e (c) baixo com espaçamento $L = 0,10$ m

3.2.2.2 Malhas tridimensionais

A partir da geometria fictícia do reator UASB, Figura 26, foram confeccionadas, inicialmente, duas malhas no espaço tridimensional, uma com a inclinação do defletor voltada para cima e outra para baixo. Em seguida, foram realizados doze refinamentos a fim de eliminar a dependência dos resultados com a malha (Apêndice – Tabela I).

A Figura 31 (a e b) mostra como foi feita a distribuição do espaçamento entre os elementos obtidos com auxílio do comando “*mesh seed*” do CFX. As Figuras 32 e 33 ilustram as malhas resultantes deste refinamento, com a inclinação do defletor para cima e para baixo, respectivamente; as quais foram utilizadas nas simulações numéricas. Estas figuras apresentam três visões: a primeira, uma visão global da malha, na qual é possível observar o

defletor, o separador trifásico e as seções de entrada (líquido, biogás e lodo), de saída do biogás (interior do elemento de separação trifásico) e de saída do líquido e do lodo (topo do reator) (Figuras 32 (a) e 33 (a)). As Figuras 32 (b) e 33 (b) apresentam os detalhes dos planos yz. As Figuras 32 e 33 (c, d, e) ilustram as seções de entrada, de saída do biogás e de saída das três fases sobre o plano xy e posições axiais $z = 0$ m, $z = 2,29$ m e $z = 3,58$ m, respectivamente.

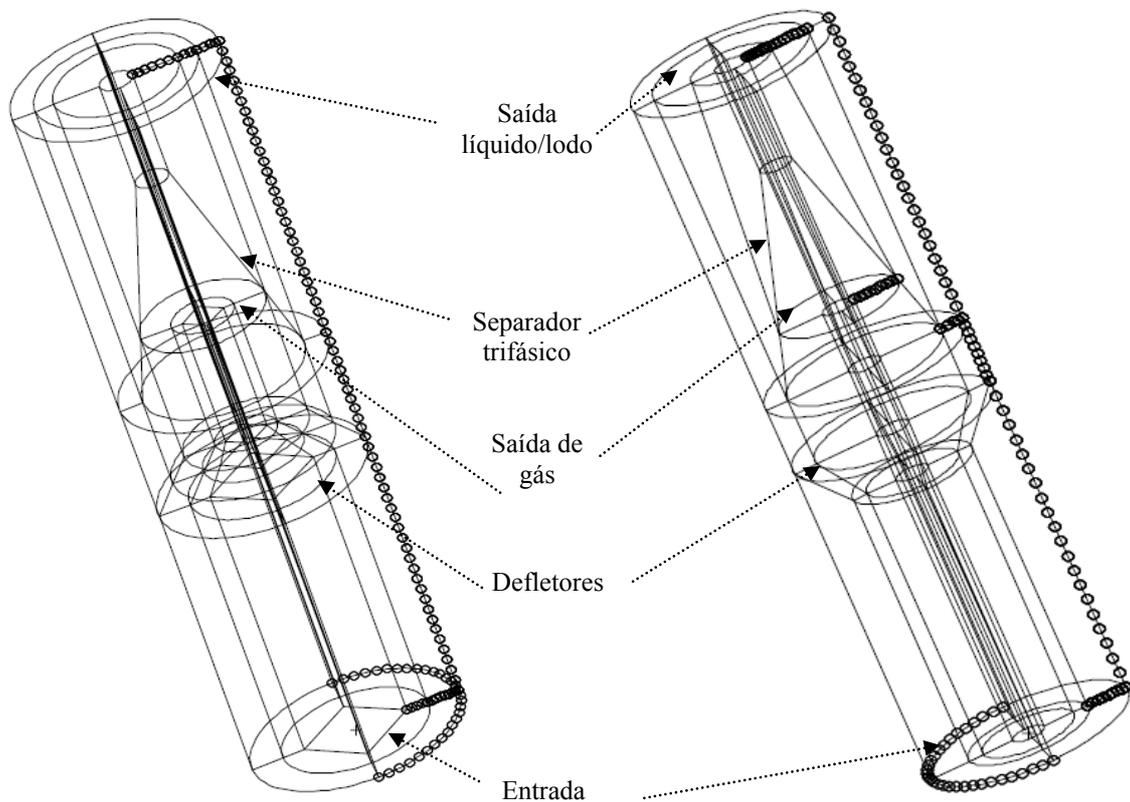


Figura 31 – Ilustração dos refinamentos das malhas no espaço tridimensional: (a) com a inclinação do defletor voltada para cima e (b) com a inclinação do defletor voltada para baixo.

Tabela 9 – Características do refinamento das malhas.

| Malhas | Distribuição dos Elementos | | | | | | | | | |
|---------------------|----------------------------|------|------|----------|------|----------|----------|-----|-----|-------|
| | 1: a | 2: a | 3: a | 4: b | 5: a | 6: b | 7: b | 8:a | 9:a | 10 :b |
| Defletor para cima | 25 | 11 | 29 | 6* 1.5** | 3 | 4* 0.5** | 8* 1.5** | 15 | 15 | 4 |
| Defletor para baixo | 21 | 15 | 32 | 6* 1.5** | 4 | 4* 0.5** | 8* 1.5** | 20 | 20 | 4 |

a = Uniform; b = One way bias

* Número de pontos dispostos sobre a curva.

** Razão geométrica progressiva entre os espaçamentos dos elementos sobre a curva.

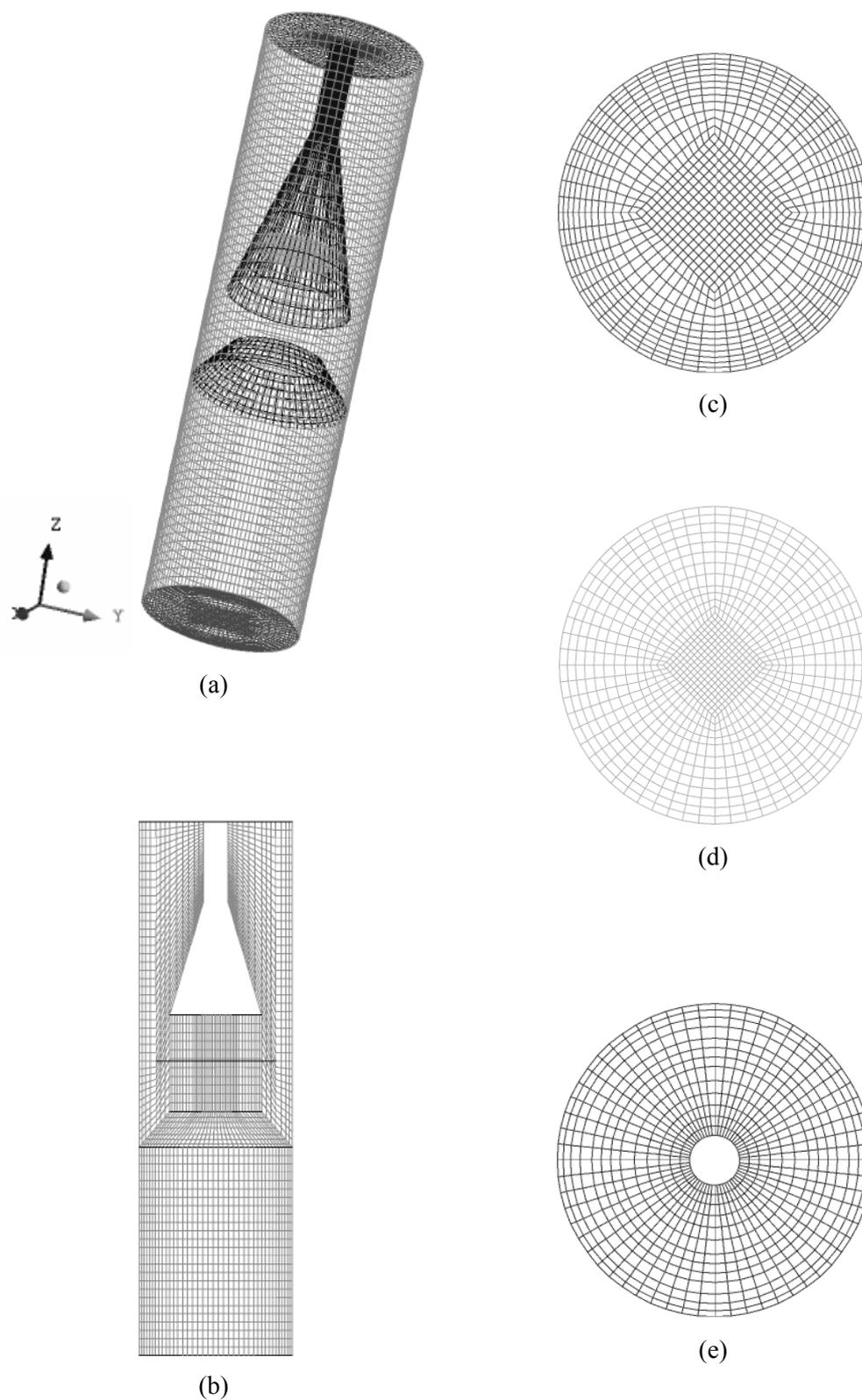


Figura 32 – Representação da malha com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás.

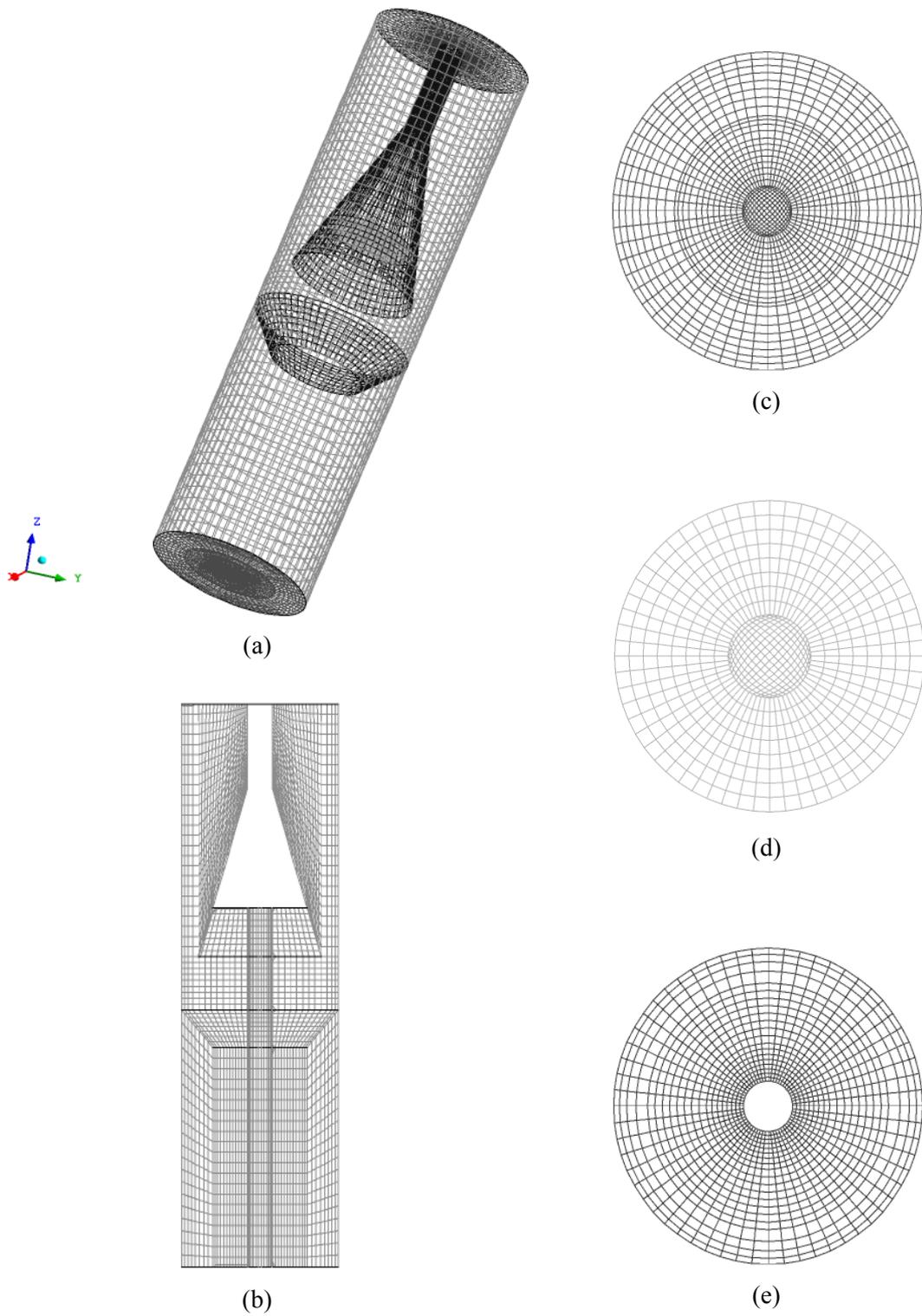


Figura 33 – Representação da malha com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás.

3.2.3 Modelo matemático

3.2.3.1 Escoamento monofásico

As simulações numéricas do escoamento monofásico foram realizadas usando um fluido incompressível (água), em regime estacionário e laminar, utilizando-se as equações de conservação de massa e momento linear. Os resultados destas simulações serviram como referência na análise do modelo trifásico.

Para definir completamente a simulação do fluxo, foram especificadas as condições de fronteira nas malhas bi (**Caso 1**) e tridimensionais (**Caso 2**) com a configuração original do reator UASB (inclinação do defletor voltada para cima e espaçamento entre a abertura do defletor de gases e o separador trifásico de 0,34 m). Estas condições são listadas na Tabela 10 enquanto que na Tabela 11 são apresentados os principais métodos numéricos usados na simulação e os critérios de convergência adotados.

Tabela 10 – Condições de fronteira especificadas sobre os domínios bi e tridimensionais.

| Fronteira | Caso 1 (bidimensional) | Caso 2 (tridimensional) |
|-------------------------|------------------------------------|---------------------------------|
| | Condições de fronteira | |
| | Velocidade do fluido (m/s) | Fluxo mássico do fluido (kg/s) |
| Entrada | $U_z = 0.00010403^* U_x = U_y = 0$ | 0,004 |
| Paredes | Velocidade do fluido (m/s) | Velocidade do fluido (m/s) |
| Defletor de Gases | $U_x = U_y = U_z = 0$ | $U_x = U_y = U_z = 0$ |
| Separador Trifásico | $U_x = U_y = U_z = 0$ | $U_x = U_y = U_z = 0$ |
| Interna do Reator | $U_x = U_y = U_z = 0$ | $U_x = U_y = U_z = 0$ |
| Interface líquido - gás | $U_x = U_y = U_z = 0$ | $U_x = U_y = U_z = 0$ |
| Saída (topo do reator) | Pressão estática (Pa): 98.000** | Pressão estática (Pa): 98.000** |

* Determinado a partir dos valores médios das vazões obtidas experimentalmente.

** Foi atribuído o valor de 98.000 Pa para a pressão estática (P_{stat}) na fronteira de saída correspondente à pressão atmosférica no município de Barbalha (CE) e de 0 Pa para a pressão de referência (P_{ref}) para garantir que a pressão absoluta ($P_{abs.}$), na referida fronteira, correspondesse à pressão atmosférica (98.000 Pa), já que $P_{abs.} = P_{stat.} + P_{ref.}$

Tabela 11 - Métodos numéricos e os critérios de convergência adotados para o escoamento monofásico.

| Esquema de advecção | | Alta resolução |
|-------------------------|--------------------------|--|
| Controle do solver | Controle de convergência | Controle de escala de tempo: <i>Auto timescale</i> |
| | | Nº máx iterações: 1000 |
| | Critério de convergência | Opção de escala de comprimento: Conservativa |
| | | Tipo de resíduo: RMS |
| Esquema de interpolação | | Valor máximo para o resíduo: 10-10 |
| | | Pressão: Trilinear |
| | | Velocidade: Trilinear |
| | | Função de forma geométrica |

A opção *Auto timescale*, presente na Tabela 11, utilizada para controlar a escala de tempo no ANSYS CFX-Solver, calcula internamente o tamanho físico do passo de tempo necessário para obter a convergência do problema numérico. Este cálculo é baseado nas condições de fronteira e inicial especificadas e na geometria do domínio. Para assegurar a convergência foi ativada a opção de escala de comprimento na forma conservativa, que segundo o manual do CFX 10.0 (2005), fixa o valor do passo de tempo especificado pelo *Auto timescale* na forma conservativa.

O resíduo médio quadrático (RMS - *Root Mean Square*) é utilizado pelo solver para tornar a escala residual significante. Para isto, o solver normaliza o resíduo utilizando escala logarítmica (base 10). O cálculo do residual normalizado $[\bar{r}_\phi]$ representa o desequilíbrio (*imbalance*) no sistema linearizado da equação discretizada. Para cada solução da variável ϕ , o residual normalizado é determinado pela equação 36.

$$[\bar{r}_\phi] = \frac{r_\phi}{a_p \cdot \Delta\phi} \quad (36)$$

onde r_ϕ representa o desequilíbrio natural do volume de controle (*raw control volume imbalance*), ou o resíduo bruto do desbalanceamento do volume de controle, a_p o coeficiente do volume de controle e $\Delta\phi$ a variação da variável no domínio. Ressalta-se que o residual normalizado é independente do passo de tempo escolhido e da condição inicial. Em fluxos multifásicos, considera-se a fração volumétrica no cálculo do residual para impedir que grandes residuais, em localizações onde a fração volumétrica é desprezível, exerçam grande influência.

A função de forma “*shape functions*” (equação 37) é utilizada para calcular a variação das soluções ou dos gradientes das soluções dos termos difusivos e de gradiente de pressão entre os nós da malha, já que seus campos de solução são estocados em cada nó da malha.

$$\phi = \sum_{i=1}^{N_{\text{nó}}} N_i \phi_i \quad (37)$$

onde N_i é a função forma para o nó i e ϕ_i é o valor de ϕ para o nó i .

3.2.3.2 Escoamento multifásico

Para o estudo da fluidodinâmica do reator UASB levando-se em consideração as fases líquida (água), gasosa (biogás) e sólida (lodo), situação real no reator UASB, foi escolhido o modelo para escoamentos multifásicos dispersos com transferência interfacial (aproximação Euleriana – Euleriana). Esta escolha se deve às vantagens computacionais deste modelo, quando comparados com os que envolvem a aproximação Euleriana – Lagrangiana, em problemas com elevadas frações volumétricas da fase dispersa, conforme comentado na seção 2.3.3. Em simulações utilizando a aproximação Euleriana – Lagrangiana, o esforço computacional aumenta com a ascensão da fase dispersa; visto que mais partículas têm de ser transportadas. Na aproximação Euleriana – Euleriana, este esforço permanece constante (MICHELE e HEMPEL, 2002).

Para esta análise foram feitas as considerações descritas a seguir:

- 1 – Regime de escoamento turbulento e estacionário.
- 2 – Escoamento trifásico sendo formado por uma fase contínua (líquido - α) e duas fases dispersas (biogás - β e lodo - γ).
- 3 - O biogás produzido era composto por metano (70 %) e dióxido de carbono (30 %). Deve - se ressaltar que o biogás produzido em reatores anaeróbios é constituído por diversos gases, dentre os quais podem ser citados: metano (CH₄), gás carbônico (CO₂), gás amoníaco (NH₃), gás sulfídrico (H₂S), hidrogênio (H₂) e nitrogênio (N₂). Todavia o metano e o dióxido de carbono são os que apresentam a maior porcentagem. De acordo com Cembio (2004), as

concentrações de metano estão entre 50 e 90 % e as de dióxido de carbono entre 10 a 50 %. van Haandel e Lettinga (1994) constataram que o biogás de águas residuárias domésticas é composto de 70 a 80 % de metano.

Por esta razão, e considerando-se a dificuldade da determinação da porcentagem de cada um dos componentes supracitados no biogás, além do grande esforço computacional que seria ocasionado pela especificação do biogás como uma fase dispersa composta por multicomponentes durante a simulação numérica, optou - se por considerá-lo como uma mistura de composição fixa, composta apenas por metano e dióxido de carbono.

As propriedades da mistura metano (A) e dióxido de carbono (B), considerada ideal, foram obtidas conforme descrito a seguir:

- Densidade da mistura (ρ_{mist}) de composição fixa: determinada pelo cálculo da média harmônica da fração mássica dos componentes da mistura:

$$\frac{y_A}{\rho_A} + \frac{y_B}{\rho_B} = \frac{1}{\rho_{mist}} \quad (38)$$

onde y_A é a fração mássica do componente A , y_B fração mássica do componente B , ρ_A densidade do componente A e ρ_B densidade do componente B .

- Massa molar de mistura (ω_{mist}) de composição fixa: determinada pelo cálculo da média harmônica da fração mássica dos componentes da mistura:

$$\frac{y_A}{\omega_A} + \frac{y_B}{\omega_B} = \frac{1}{\omega_{mist}} \quad (39)$$

onde ω_A é a fração molar do componente A e ω_B a fração molar do componente B .

4 - A produção de bolhas foi considerada uniforme ao longo da seção transversal da manta de lodo, posicionada a 0,44 m da base do reator, e estas foram consideradas esféricas e com um diâmetro constante e igual a 0,003 m (3 mm). Esta consideração foi baseada no trabalho de NARNOLI e MEHROTRA (1997).

5 - A transferência de momento interfacial entre as fases α e β foi função apenas da força de arraste dada por: $(c_{\alpha\beta}^{(d)}(\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha))$. Esta suposição foi respaldada na afirmação de que a força de arraste é a força que exerce maior efeito nos modelos de transferência de momento interfacial, enquanto que o efeito causado pelas forças consideradas de não arraste (por exemplo, força de sustentação e a força de massa virtual) podem ser desprezadas quando comparadas com a força de arraste (CHEN et al., 2005).

6 - A fonte de momento devido à força corpo externa dependeu apenas do empuxo. Para o cálculo do empuxo foi utilizado o modelo “Full Buoyancy” disponível no CFX 10 para fluxo multifásico Euleriano, o qual é indicado quando as densidades de todas as fases são constantes.

7 - Devido ao fato da transferência de massa interfacial não ter sido considerada nesta análise, os termos $S_{MS\alpha}$ e $\sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta}$ da equação 10 e o termo $(\Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha - \Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta)$ da equação (11) foram desconsideradas.

8 - Considerando que as bolhas de gás e de partículas lodo eram esféricas e as distribuições escassas, foram utilizadas as seguintes correlações para determinação dos coeficientes de arraste (C_D): Ishii Zuber (1979), descrita na equação (26), para o par de fluidos biogás/água, e Schiller e Naumann (1933), descrita na equação (24), para o par sólido/água.

Neste contexto, o comportamento fluidodinâmico do reator UASB foi estudado através da utilização do modelo para escoamentos multifásicos dispersos com transferência interfacial, porém, as equações de conservação de massa (10) e de momento linear (11) reduziram-se à:

- Conservação de massa:

$$\nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (40)$$

- Conservação de momento linear:

- Para a fase líquida:

$$\begin{aligned} \nabla \cdot \left[r_\alpha \left(\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha \right) \right] = & -r_\alpha \nabla p + \nabla \cdot \left\{ r_\alpha \mu_\alpha \left(\nabla \vec{U}_\alpha + \left(\nabla \vec{U}_\alpha \right)^T \right) \right\} + \\ & r_\alpha (\rho_\alpha - \rho_{ref}) g + c_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \end{aligned} \quad (41)$$

- Para a fase gasosa:

$$\begin{aligned} \nabla \cdot \left[r_\beta \left(\rho_\beta \vec{U}_\beta \otimes \vec{U}_\beta \right) \right] = & -r_\beta \nabla p + \nabla \cdot \left\{ r_\beta \mu_\beta \left(\nabla \vec{U}_\beta + \left(\nabla \vec{U}_\beta \right)^T \right) \right\} + \\ & r_\beta (\rho_\beta - \rho_{ref}) g + c_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \end{aligned} \quad (42)$$

- Para a fase sólida:

$$\begin{aligned} \nabla \cdot \left[r_\gamma \left(\rho_\gamma \vec{U}_\gamma \otimes \vec{U}_\gamma \right) \right] = & -r_\gamma \nabla p + \nabla \cdot \left\{ r_\gamma \mu_\gamma \left(\nabla \vec{U}_\gamma + \left(\nabla \vec{U}_\gamma \right)^T \right) \right\} + \\ & r_\gamma (\rho_\gamma - \rho_{ref}) g + c_{\alpha\gamma}^{(d)} (\vec{U}_\gamma - \vec{U}_\alpha) \end{aligned} \quad (43)$$

Para fluxos multifásicos, considerando o modelo $k - \varepsilon$, foram acrescentados os termos referentes à:

- Energia cinética turbulenta:

$$\nabla \cdot \left\{ r_\alpha \left[\rho_\alpha U_\alpha k_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \nabla k_\alpha \right] \right\} = r_\alpha (P_\alpha - \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(k)} \quad (44)$$

- Taxa de dissipação turbulenta:

$$\nabla \cdot \left[r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha \varepsilon_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right] = r_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{k_\alpha} (C_{\varepsilon 1} P_\alpha - C_{\varepsilon 2} \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)} \quad (45)$$

A condição de entrada que foi especificada para todas as variáveis em análise, para todos os casos estudados, considerando o escoamento trifásico estão contidas na Tabela 12. Com exceção do **Caso 3**, que foi estudado numa malha tridimensional, os demais casos foram avaliados em malhas bidimensionais. As condições de fronteira especificadas às paredes do reator, defletor de gases e do separador trifásico, bem como à saída do lodo e água do reator (topo do reator), em todos os casos estudados no escoamento trifásico, foram idênticas às especificadas para o escoamento monofásico (Tabela 10). Para a fronteira de saída do biogás (interior do separador trifásico) foi especificada a condição Degassing, a qual permite a passagem da fase gasosa pela referida fronteira e impede a passagem da água e do lodo. Esta condição é comumente utilizada em colunas de destilação, de acordo com o manual do CFX 10.0 (2005).

Nas Tabelas 13 e 14 são apresentadas as propriedades físicas dos fluidos, os métodos numéricos e os critérios de convergência adotados, respectivamente.

Tabela 12 – Condições na entrada do reator UASB considerando o escoamento trifásico.

| Casos estudados | Fase contínua (líquido) | Fases dispersas | |
|---|----------------------------|---|---|
| | | (biogás) | (sólido) |
| Inclinação do defletor para cima. | | | |
| Velocidade (m/s): | $U_x = U_y = U_z = 0$ | $U_z = 3.2333e-05^*$ $U_x = U_y = 0$ | $U_z = 4.2174e-06^*$ $U_x = U_y = 0$ |
| Fração volumétrica | 0,74 | 0,23 | 0,03 |
| Inclinação do defletor para cima. | | | |
| Fluxo mássico da mistura (kg/s) | | 0,004 | |
| Fração volumétrica | 0,91 | 0,06 | 0,03 |
| Inclinação do defletor para baixo e espaçamento entre os dispositivos de separação igual a 0,34 m. | | | |
| Fluxo mássico da mistura (kg/s) | | 0,004 | |
| Fração volumétrica | 0,91 | 0,06 | 0,03 |
| Inclinação do defletor para baixo e espaçamento entre os dispositivos de separação igual a 0,10 m. | | | |
| Fluxo mássico da mistura (kg/s) | | 0,004 | |
| Fração volumétrica | 0,91 | 0,06 | 0,03 |
| Inclinação do defletor para cima. | | | |
| Fluxo mássico da mistura (kg/s) | | 0,05 | |
| Fração volumétrica | 0,91 | 0,06 | 0,03 |
| Inclinação do defletor para cima. | | | |
| Fluxo mássico da mistura (kg/s) | | 0,11 | |
| Fração volumétrica | 0,91 | 0,06 | 0,03 |

O valor da fração volumétrica da fase gasosa foi obtido a partir da estimativa da carga de DQO afluente ao reator que é convertida em gás metano (equação 46), conforme descrito em CAMPOS (1999).

$$DQO_{CH_4} = Q \cdot (S_o - S_e) - Y_{obs} \cdot Q \cdot S_o \quad (46)$$

onde DQO_{CH_4} corresponde à carga de demanda química de oxigênio convertida em metano ($kgDQO_{CH_4}/d$), Q a vazão de esgoto afluente (m^3/d), S_o a concentração de DQO afluente ($kgDQO/m^3$), S_e a concentração de DQO efluente ($kgDQO/m^3$) e Y_{obs} o coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO ($0,11$ a $0,23 \text{ kgDQO}_{lodo}/kgDQO_{aplicada}$). Para este cálculo, foi considerada uma DQO afluente de $0,462 \text{ kg/m}^3$ (Tabela 15 - seção 4.1).

Com relação à fase sólida, a estimativa da fração volumétrica foi baseada nos resultados experimentais (Tabelas 15 e 16 - seção 4.1), e nos reportados na literatura (CAMPOS, 1999; NARNOLI e MEHROTRA, 1997).

Tabela 13 – Propriedades físicas dos fluidos.

| Propriedade | Fase contínua (líquido) | Fase dispersa (biogás) | Fase dispersa (sólido) |
|---|----------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Densidade (ρ : Kg/m^3) | 997 | 0,72 | 1020 |
| Viscosidade dinâmica (μ : $Pa \cdot s$) | $8,899 \cdot 10^{-4}$ | $1,114 \cdot 10^{-5}$ | $1,295 \cdot 10^{-4}$ |
| Diâmetro (d_β : m) | - | 0,003* | 0,003** |
| Tensão superficial (σ : N/m) | | 0,072 | - |

* Em conformidade com o modelo de Narnoli e Mehrotra (1997), o qual assume que o diâmetro médio das bolhas que se desprendem do leito de um reator UASB é de 3 mm (faixa de variação: 1 a 4 mm).

** Faixa de variação: 1 a 5 mm (CAMPOS, 1999). Pol et al. (2004) cita valores em torno de 0,4 a 4 mm.

Tabela 14 - Métodos numéricos e os critérios de convergência adotados para o escoamento trifásico.

| | |
|--------------------------|--|
| Esquema de advecção | Alta resolução |
| | Controle de escala de tempo: <i>Auto timescale</i> |
| | Nº máx iterações: 1000 |
| Controle de convergência | Opção de escala de comprimento: Conservativa |
| | Tipo de resíduo: RMS |
| Critério de convergência | Valor máximo para o resíduo: 10^{-10} |
| | Pressão: Trilinear |
| Esquema de interpolação | Velocidade: Trilinear |
| | Função de forma geométrica |

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Resultados Experimentais

Os resultados apresentados nesta seção do trabalho referem-se à manutenção do reator UASB, em termos da estabilidade, eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos e a quantidade do lodo, bem como aos resultados concernentes à pressão no interior do reator, os quais foram comparados com os resultados numéricos.

Contudo, apesar dos resultados experimentais serem de fundamental importância, no que se refere ao fornecimento de informações concernentes ao funcionamento do reator UASB em estudo, em decorrência do foco do presente trabalho ser o estudo numérico do comportamento fluidodinâmico do reator, com exceção dos resultados referentes à pressão no interior do reator, os demais resultados experimentais, serão apresentados e discutidos de forma resumida.

A Tabela 15 apresenta a faixa de variação (valores mínimos e máximos) e os valores médios das variáveis determinadas durante o monitoramento do reator UASB, realizados por Rodrigues et al (2007). Na Tabela 16, encontram-se os valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) determinados ao longo da direção axial do reator.

Ao se observar a Tabela 15, pode ser verificado que os valores de temperatura variaram entre 27 e 34 °C no afluente e entre 28 e 34 °C no efluente, com valor médio, para o efluente, dentro da faixa de temperatura considerada ótima para a digestão anaeróbia que, de acordo com van Haandel e Lettinga (1994), é de 30 a 35 °C.

Com relação ao pH, pode ser verificado que os valores apresentaram uma pequena variação ao longo dos experimentos (7,2 a 7,8 no afluente e 6,9 a 7,5 no efluente). Apesar de apresentarem uma leve tendência à diminuição no efluente, estes valores ainda permaneceram dentro da faixa recomendada para o crescimento e manutenção da atividade das bactérias metanogênicas (pH entre 6,3 e 7,8). De fato, este comportamento já era esperado, pois, segundo Campos (1999) e van Haandel e Lettinga (1994), a obtenção de valores de pH próximos à faixa neutra geralmente não é um problema em sistemas de tratamento anaeróbio de águas residuárias domésticas, pois, nestes sistemas, ocorre a predominância do sistema carbônico, responsável pela capacidade de tamponamento do meio.

Tabela 15 – Caracterização do afluente e efluente do reator UASB.

| Variáveis | Faixa de variação | | Valor médio | |
|--|-------------------|----------------|-------------|----------|
| | (mínimo – máximo) | | Afluente | Efluente |
| | Afluente | Efluente | Afluente | Efluente |
| Temperatura (°C) | 27,00 – 34,00 | 28,00 – 34,00 | 29,00 | 30,00 |
| pH | 7,20 - 7,80 | 6,90 - 7,50 | - | - |
| Ácidos graxos voláteis (AGV: mgHAc.L ⁻¹) | 41,76 - 92,84 | 25,33 – 37,58 | 82,40 | 31,10 |
| Alcalinidade dos ácidos voláteis (AAV: mg CaCO ₃ .L ⁻¹) | 22,88 - 46,42 | 12,66 - 18,79 | 37,80 | 14,20 |
| Alcalinidade de bicarbonato (AB: mg CaCO ₃ .L ⁻¹) | 229,20-274,20 | 278,20-356,30 | 244,50 | 304,40 |
| Alcalinidade total (AT: mg CaCO ₃ .L ⁻¹) | 251,90-316,80 | 290,80- 374,00 | 288,50 | 327,70 |
| Demanda química de oxigênio (DQO: mg.L ⁻¹) | 326,40-861,80 | 121,90-609,30 | 462,10 | 268,90 |
| Sólidos totais (ST: mg.L ⁻¹) | 656 - 1022 | 418 - 742 | 1006,80 | 540,80 |
| Sólidos totais voláteis (STV: mg.L ⁻¹) | 288 - 732 | 136 - 242 | 572,40 | 213,20 |
| Sólidos totais suspensos (STS: mg.L ⁻¹) | 132 - 189 | 49 - 66 | 169 | 51 |

Tabela 16 - Concentrações de sólidos totais (ST) e de sólidos voláteis totais (STV) ao longo da direção axial do reator UASB.

| Pontos de amostragem | Altura do ponto (m) | ST (mg.L ⁻¹) | STV (mg.L ⁻¹) |
|----------------------|---------------------|--------------------------|---------------------------|
| P1 | 0,34 | 52851 | 32896 |
| P2 | 0,96 | 1285 | 805,70 |
| P3 | 1,68 | 864,60 | 436,20 |
| P4 | 2,47 | 804,50 | 380,80 |

As concentrações de ácidos graxos voláteis no afluente e efluente do reator se mantiveram baixas durante todo o período de monitoramento. Como consequência, as concentrações de alcalinidade devido aos ácidos voláteis, para o afluente (22,88 a 46,42 mg CaCO₃/L) e efluente (12,66 a 18,79 mg CaCO₃/L), se mantiveram inferiores às concentrações de alcalinidade de bicarbonato (229,2 a 274,2 mg CaCO₃/L no afluente e 278,2 a 356,3 mg CaCO₃/L no efluente). A explicação para este fato está relacionada tanto com a reação de hidrólise do nitrogênio orgânico (amonificação) como pelo consumo dos ácidos graxos voláteis no reator (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994). Além disto, pode ser observado que em torno de 85 a 90% da alcalinidade total é composta pela fração de alcalinidade de bicarbonato. Na verdade, este comportamento já era esperado, pois, para a faixa de pH em que o reator estava sendo operado (6,9 a 7,5), as concentrações dos íons H⁺, OH⁻ e CO₃⁼ são

consideradas pequenas quando comparadas com a do íon HCO_3^- e, por isso, a alcalinidade do sistema carbônico pode ser igualada à alcalinidade de bicarbonato. Dessa forma, com base nos resultados de pH, AAV, AB e AT, pode ser constatado que o reator apresentou uma boa condição de tamponamento, sendo desnecessária a correção de pH.

Quanto às concentrações de DQO no afluente, pode ser verificado, na Tabela 15, que estas variaram entre 326,4 e 861,8 mg/L, devendo ser ressaltado que periodicamente o reator UASB recebia despejos de um matadouro, o que pode ter contribuído para aumentar a faixa de variação das concentrações de DQO afluente.

Com relação à eficiência de remoção de matéria orgânica (expressa na forma de DQO) e de sólidos totais em suspensão, foram obtidos valores em torno de 42 e 70 %, respectivamente. Contudo, deve-se ressaltar que a eficiência de remoção de DQO está abaixo dos valores comumente relatados na literatura, os quais se situam entre 55 e 70 % (LIMA, 2005). Este fato pode ser atribuído à descontinuidade da alimentação do reator UASB, em decorrência da contribuição de água residuária do bairro do município de Barbalha - CE, utilizado para alimentar o referido reator, ser praticamente desprezível no período noturno, resultando na alimentação do reator por um período de apenas 10 h por dia (7 as 17 h). Este período é suficiente para sedimentar os sólidos dispersos ao longo do reator e, conseqüentemente, desfazer a manta de lodo, a qual, juntamente com o leito de lodo, é responsável pela transformação da matéria orgânica biodegradável.

Quanto à distribuição dos sólidos totais (ST) ao longo da direção axial do reator UASB (Tabela 16), pode ser verificado que, conforme já esperado, apesar das bolhas de gás carregarem partículas de lodo para a parte superior do reator, a concentração destes sólidos diminuiu com o aumento da posição axial, sendo as diferenças mais expressivas obtidas entre os pontos P1 (0,34 m) e P2 (0,96 m), localizados nas regiões denominadas, respectivamente, leito de lodo (caracterizada pela presença de lodo bastante concentrado) e manta de lodo (caracterizada pela presença de lodo disperso).

Na Figura 34 estão representados os valores experimentais da pressão medida ao longo do reator UASB, cujo ajuste linear fornece a seguinte equação 47 com um coeficiente de determinação igual a 0,994:

$$P = -9.074,6 \cdot z + 32.876 \quad (47)$$

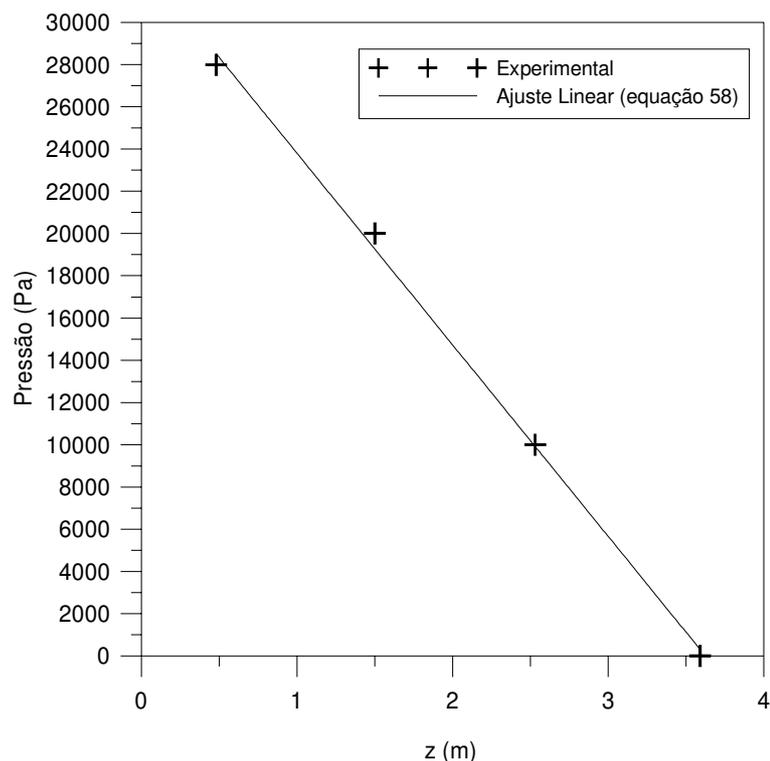


Figura 34 – Evolução da pressão em função da posição axial, z, no reator UASB.

4.2 Resultados Numéricos

Esta seção é dedicada à apresentação e discussão dos resultados numéricos referentes ao escoamento monofásico (líquido) e multifásico (líquido, gás e sólido) no interior do reator UASB (Figura 17 – Seção 3.1). Para obtenção destes resultados, foram geradas malhas nos espaços tri e bidimensionais, as quais serão analisadas nas seções 4.2.1 e 4.2.2.

4.2.1 Espaço tridimensional

As Figuras 35 e 36 (a, b, c, d, e) ilustram as duas malhas que foram inicialmente geradas no espaço tridimensional, as quais se diferenciavam quanto à disposição do defletor: a primeira com a inclinação do defletor voltada para cima e a segunda, para baixo.

Ao se analisar as Figuras 35 e 36, é possível observar que na primeira metade, de baixo para cima, em especial próximo ao eixo (Figuras 35 e 36 b), bem como nas fronteiras da malha com inclinação do defletor voltada para baixo (Figura 35 c, d, e), as malhas geradas apresentavam regiões com elevadas densidades de elementos e, conseqüentemente, uma má distribuição dos elementos podendo ser considerada de qualidade pobre; as quais, quando utilizadas durante as simulações numéricas proporcionavam sérios problemas durante a solução de sistemas de equações lineares discretizadas (soluções divergentes); mesmo tendo sido definidos corretamente o modelo matemático e as condições de contorno do problema.

Para se obter malhas com melhor uniformidade na distribuição dos volumes de controle visando facilitar a convergência da solução numérica, proporcionar a obtenção de melhores resultados que independessem da malha, além de permitir uma representação mais fiel do reator UASB, foi necessário refinar as malhas. As malhas resultantes deste refinamento (Figuras 37 e 38 a, b, c, d) foram utilizadas no estudo do escoamento monofásico (água) e trifásico (água, biogás e lodo), no interior do reator UASB, realizado por meio da utilização do pacote comercial CFX 10.0, visando avaliar a influência das fases gasosa e sólida no referido comportamento; conforme apresentado nas seções 4.2.1.1 e 4.2.1.2.

4.2.1.1 Escoamento monofásico (Caso 2)

Com o intuito de caracterizar o comportamento do escoamento no interior do reator UASB, levando em consideração apenas a presença da fase líquida (água), foram representados o campo de velocidade (Figura 39) e o campo do vetor resultante de velocidade (Figura 40) sobre o plano longitudinal yz passando pelo eixo do reator. Estas figuras permitem, de uma maneira geral, observar regiões com comportamentos diferenciados: na primeira região, localizada abaixo do defletor (manta de lodo), um comportamento equivalente ao observado em escoamentos em tubos (Figura 39); na segunda, entre o defletor e o elemento de separação trifásico (Figura 40), se observa a presença de zonas de recirculação decorrentes do aumento da velocidade do fluido na seção de menor diâmetro do defletor, que promove o arraste do fluido entre as paredes do reator e a do defletor e, conseqüentemente, a água próxima à parede do reator desce formando a zona de recirculação ou turbilhão (Figura 40 b). Por fim, na terceira região (Figura 40 c), denominada zona de sedimentação, observa-se zonas de recirculação do lado do elemento trifásico.

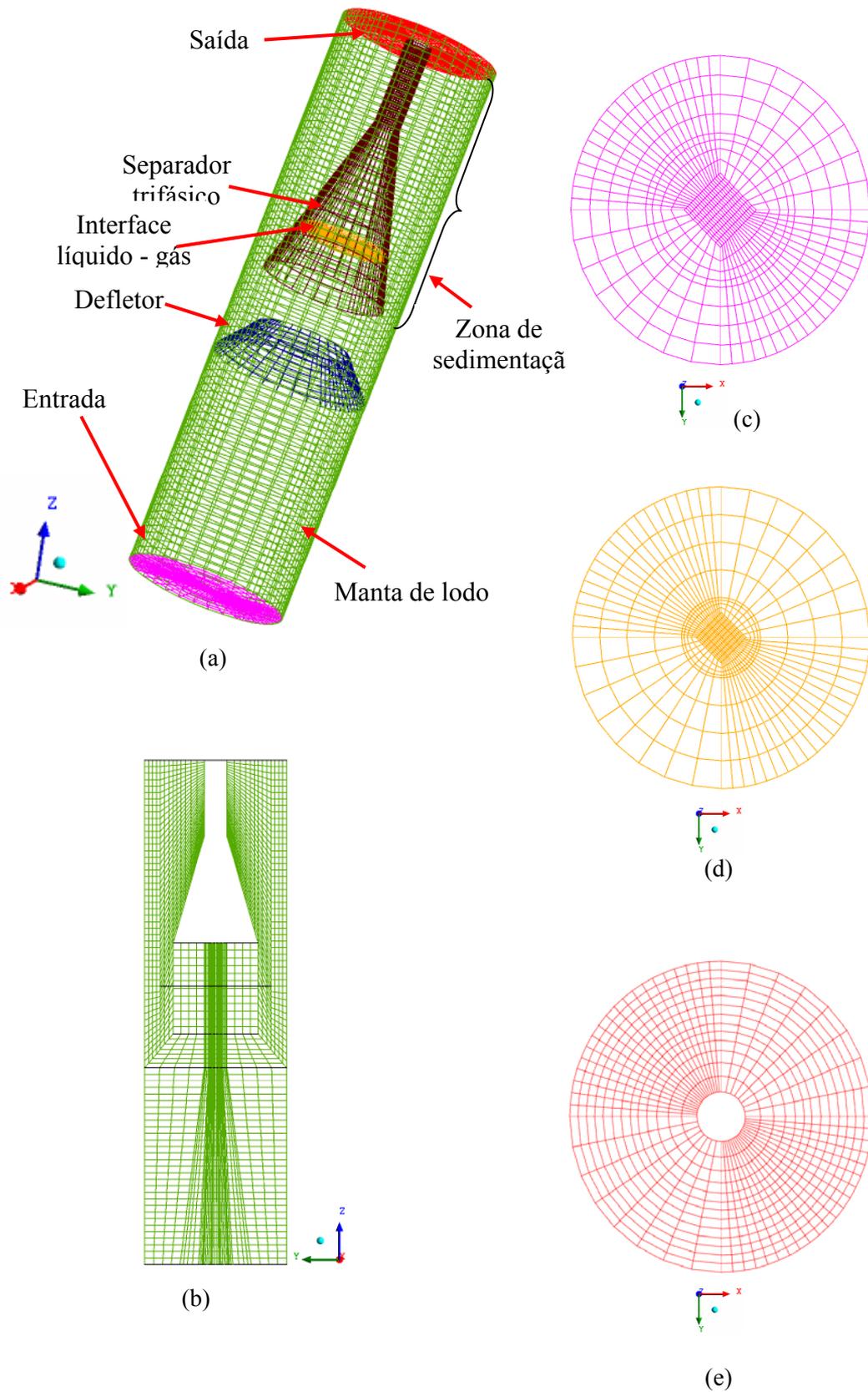


Figura 35 – Representação da malha com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás.

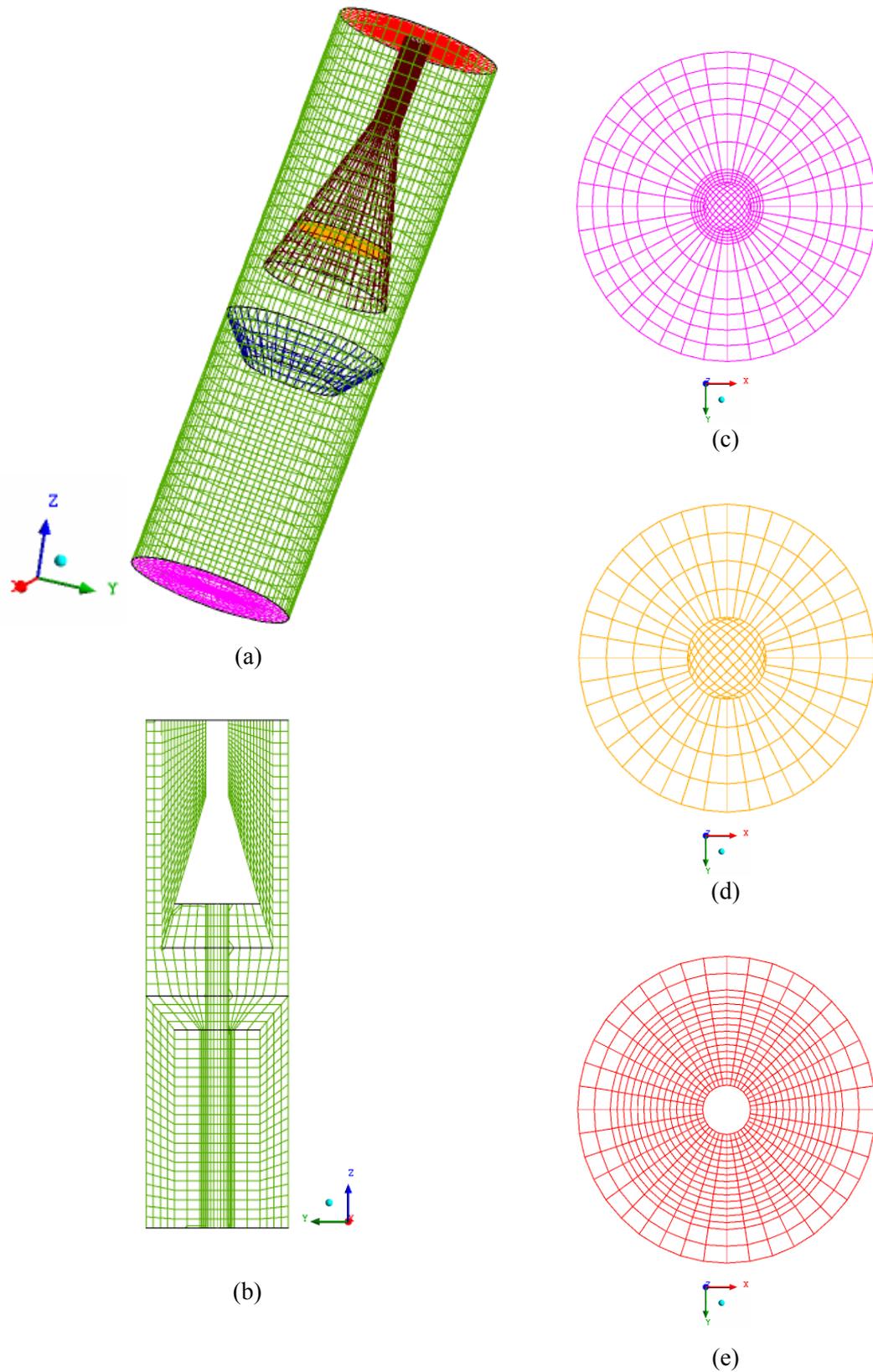


Figura 36 – Representação da malha com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás.

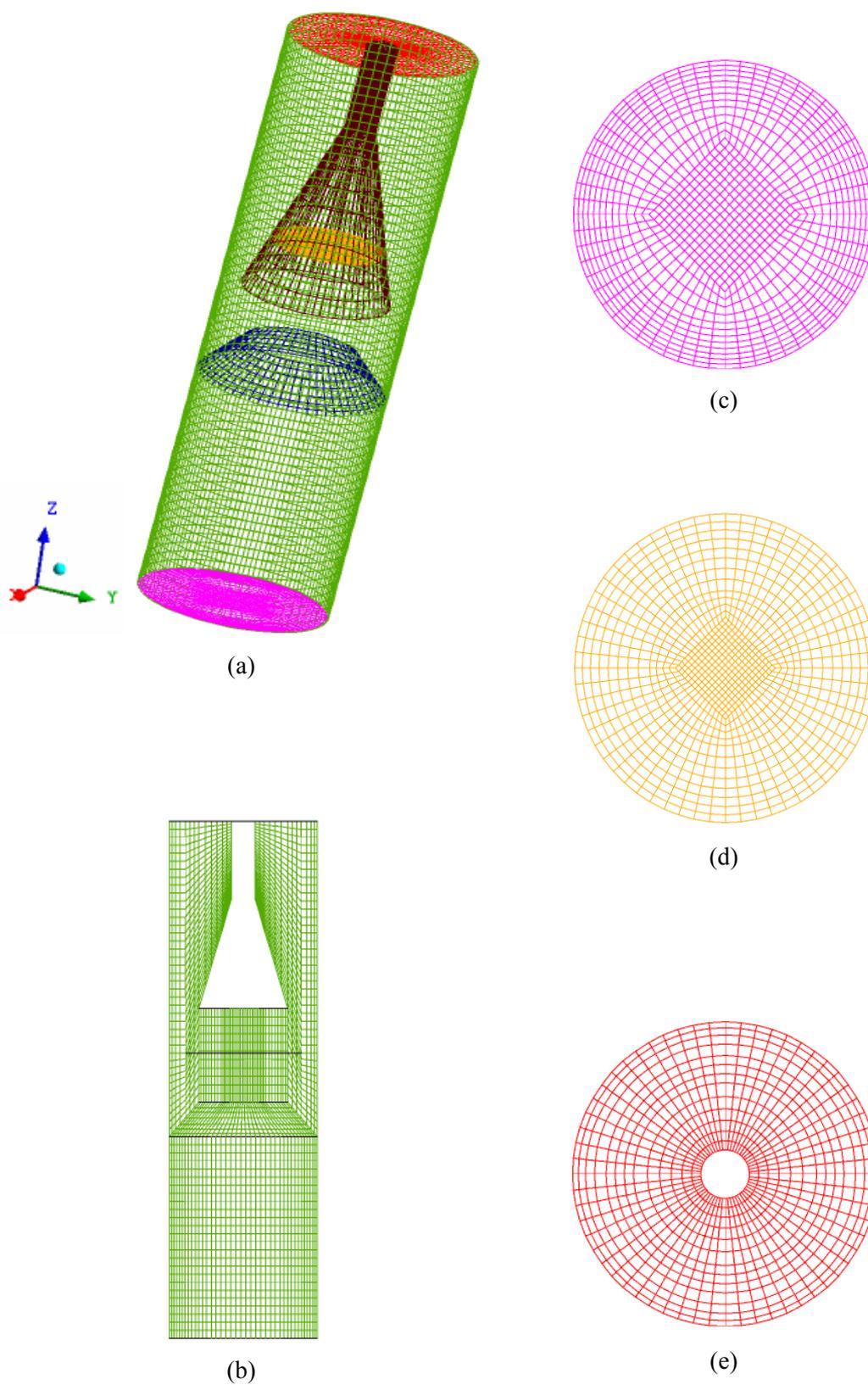


Figura 37 – Representação da malha com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás.

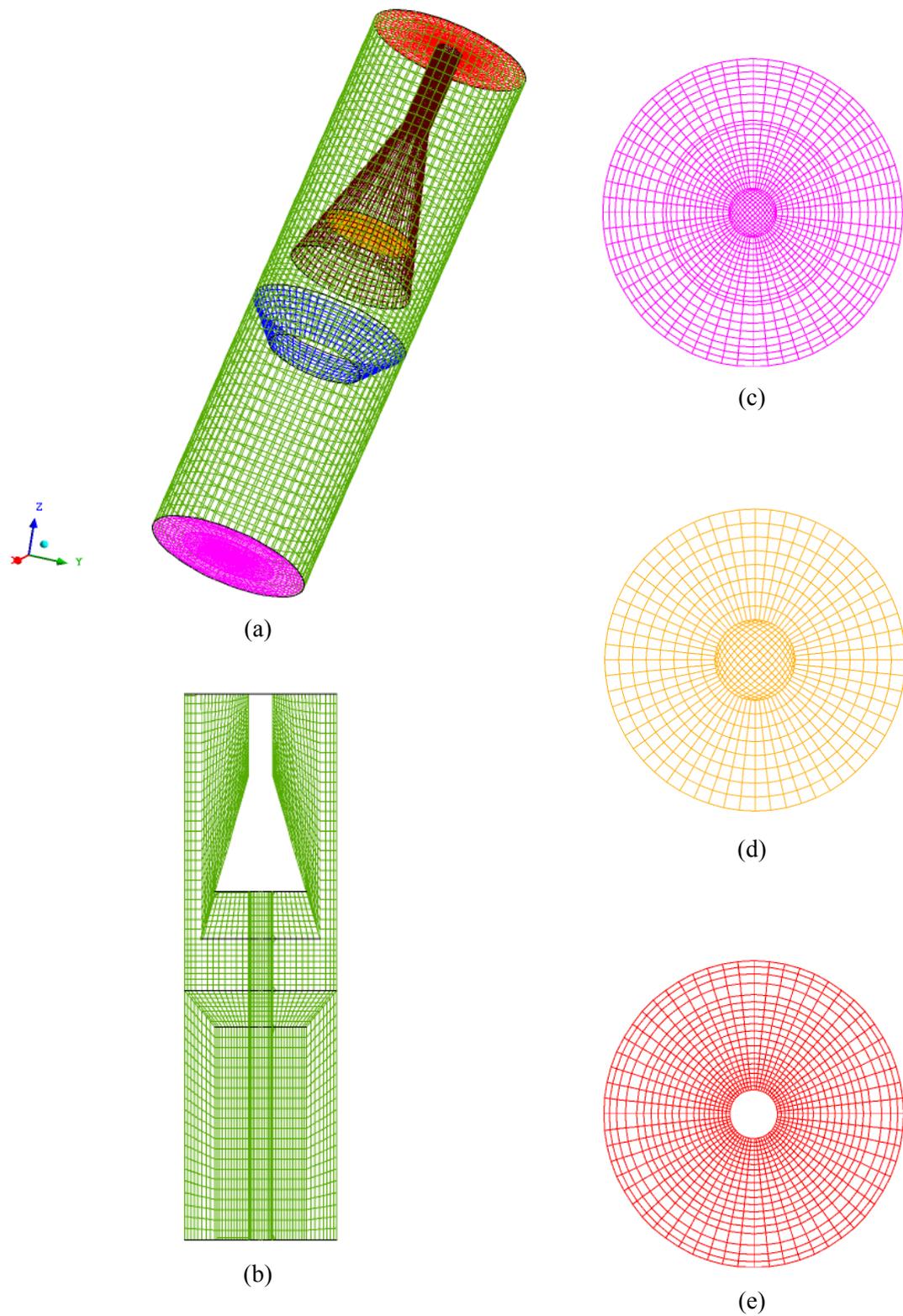


Figura 38 – Representação da malha com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) plano yz, (c) entrada, (d) saída do biogás e (e) saída do lodo e do biogás.

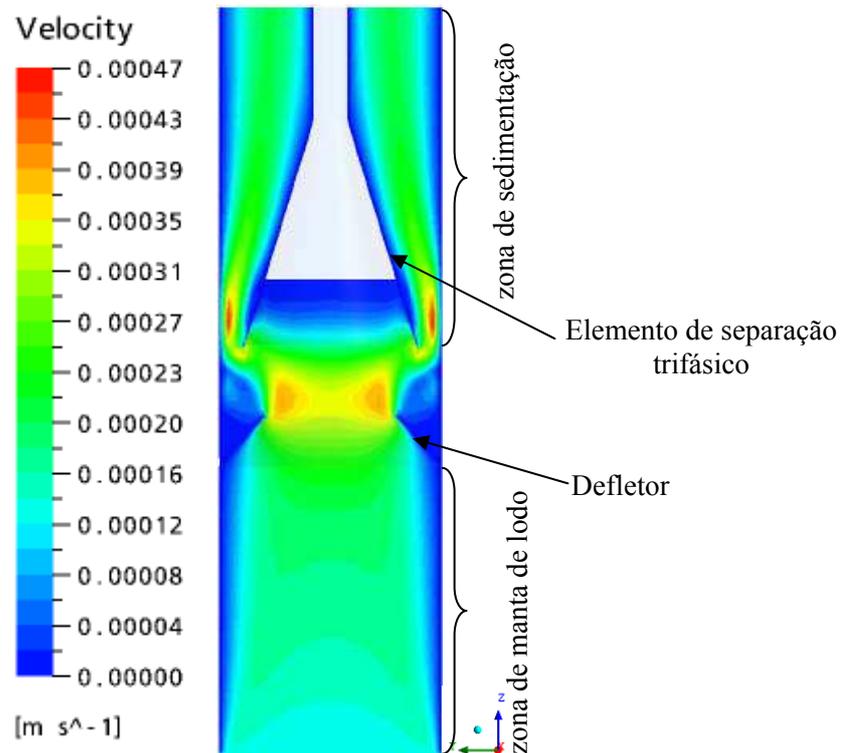


Figura 39 – Representação do campo de velocidade no reator UASB.

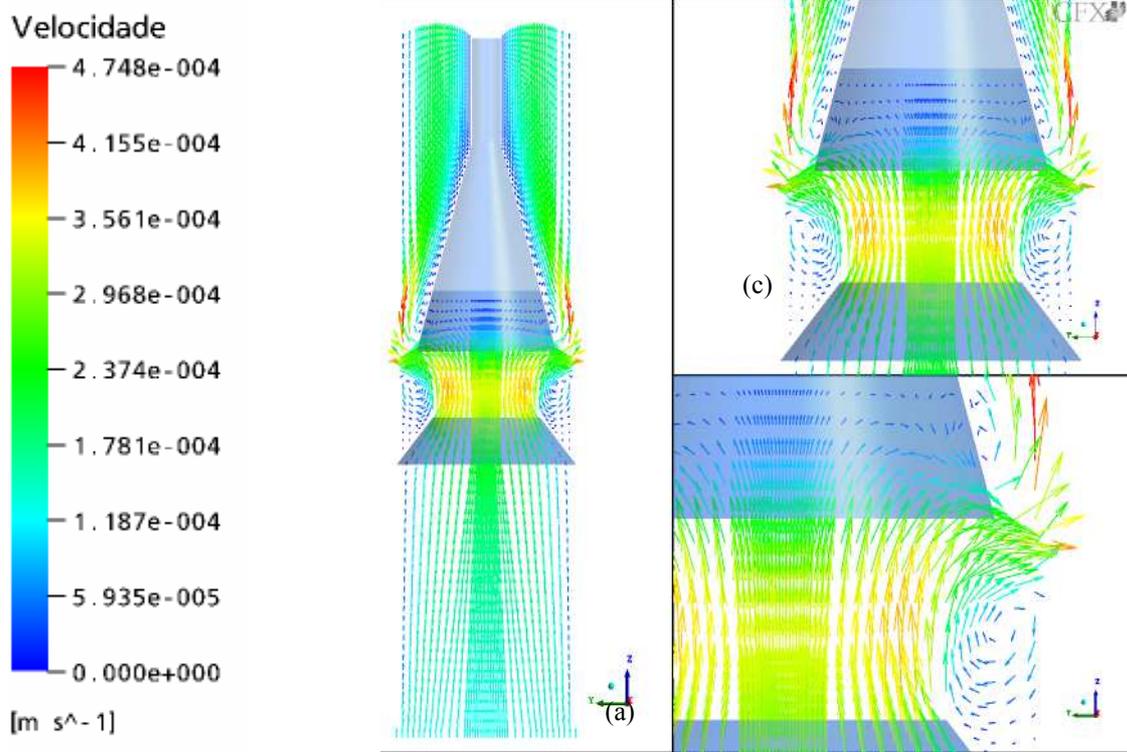


Figura 40 – Campo de vetor resultante de velocidade sobre o plano yz passando pelo eixo do reator: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre os dispositivos de separação trifásico e (c) detalhe da zona de sedimentação.

Na Figura 41 está representada a evolução dos perfis da componente axial de velocidade, u_z , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais na região da manta de lodo. Destaca-se nas posições axiais, z , iguais a 0,36 e 0,72 m, a formação de dois picos de velocidades nas proximidades das paredes do reator. Comportamento semelhante foi observado por Friedman et al., (1968) e Mehotra e Patience (1990) em um tubo, Wang e Longwell (1964) em um canal, Nouar et al (1995) e Farias Neto (1997) em um espaço anular formado por tubos concêntricos.

As Figuras 42 e 43 ilustram a distribuição das componentes axiais de velocidade, em função da posição radial, em diferentes posições axiais na região entre o defletor de gases e o separador trifásico e na região de sedimentação, respectivamente. Estas figuras mostram nitidamente o efeito do defletor de gases e do elemento de separação trifásico. Estes dispositivos promovem a formação de zonas de recirculação, já discutidas anteriormente, proporcionando, assim, velocidades axiais passando de positivas a negativas ou vice-versa.

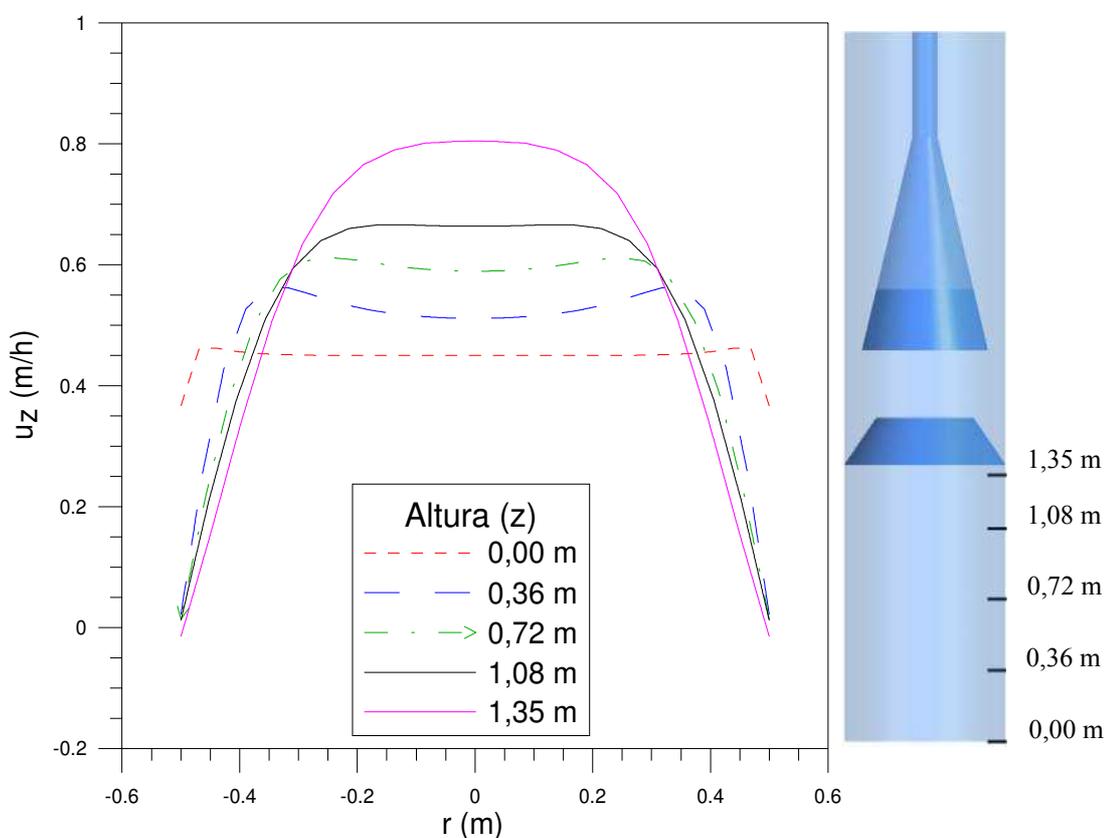


Figura 41 - Distribuição das componentes de velocidade axial, u_z , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região da manta de lodo.

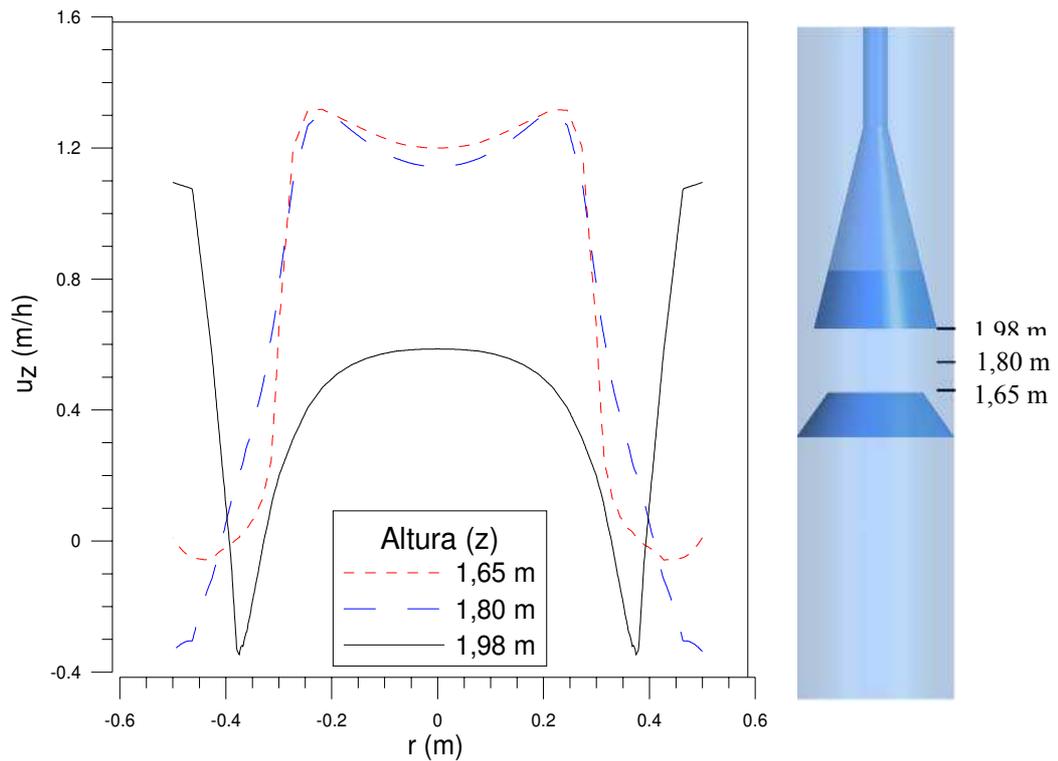


Figura 42 - Distribuição das componentes de velocidade axial, u_z , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região entre o defletor e o separador trifásico.

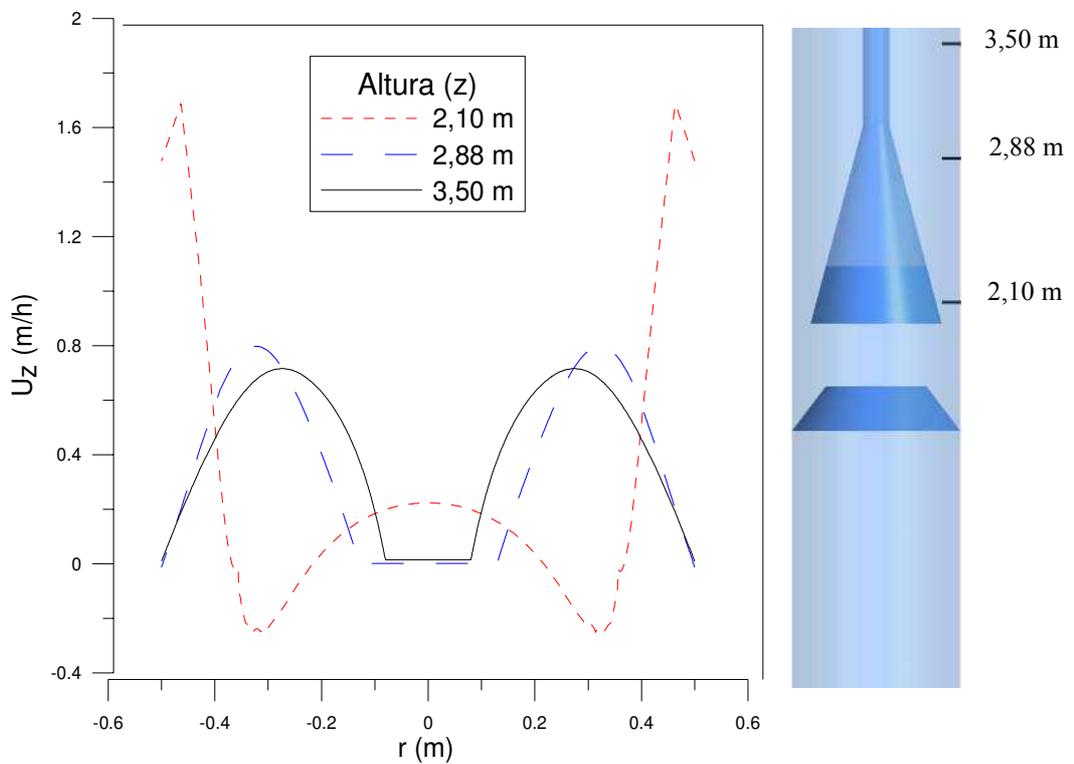


Figura 43 - Distribuição das componentes de velocidade axial, u_z , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região de sedimentação.

Na Figura 44 estão representados os resultados experimentais e numéricos (monofásico) referentes às diferenças de pressões em diferentes posições axiais, z , no interior do reator UASB. O confronto destes resultados mostra que os valores de ΔP experimentais, ao longo da direção axial, se mantiveram abaixo dos valores obtidos numericamente, sendo essa diferença mais expressiva à medida que o ponto de coleta dos dados de pressão se aproximava da zona de manta de lodo. Este fato pode ser, a princípio, atribuído a maior fração de vazios na referida zona, decorrente da presença de biogás e de lodo; já que nesta simulação não foram levados em consideração os efeitos causados pelas fases gasosa e sólida.

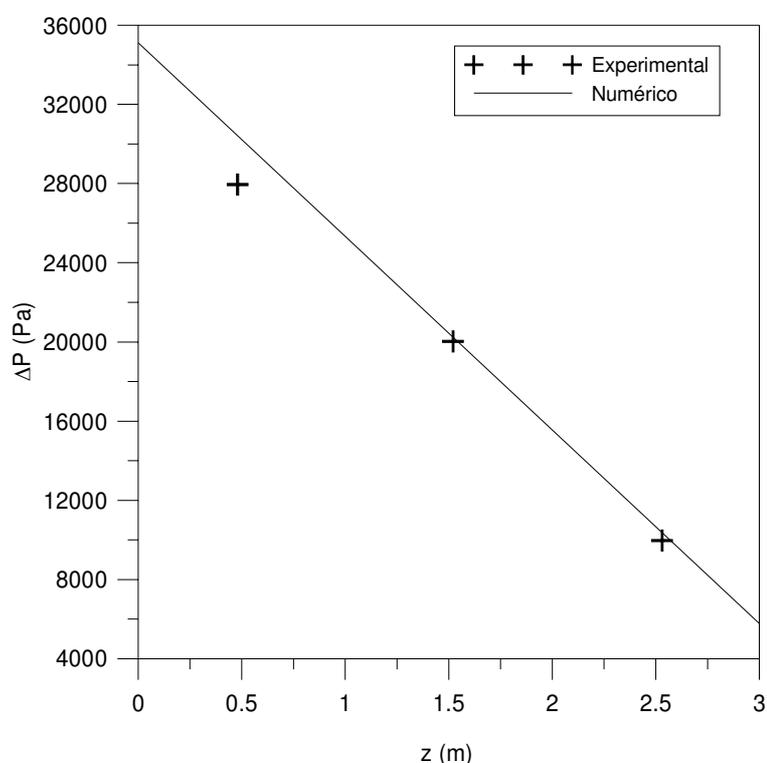


Figura 44 – Evolução experimental e numérica (escoamento monofásico) da pressão em função da posição axial no reator UASB.

4.2.1.2 Escoamento trifásico (Caso 3)

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos do estudo do comportamento fluidodinâmico do reator UASB levando em consideração o escoamento trifásico constituído por água, biogás e lodo.

As Figuras 45 e 46 (a, b e c) ilustram as iso – superfícies da velocidade da água, do biogás e do lodo sobre o plano zx , para as geometrias do reator UASB com inclinação voltada para cima e para baixo, respectivamente. Deve-se ressaltar que foi considerado o mesmo modelo matemático e as mesmas condições iniciais e de contorno nos dois casos estudados.

Ao se comparar as referidas figuras observa-se que as iso - superfícies de velocidade apresentaram um comportamento semelhante nas duas situações: como esperado, as maiores velocidades são observadas nas regiões onde ocorre redução da seção transversal para o escoamento do fluxo (seção de menor diâmetro no defletor e entre as aberturas do separador trifásico e as paredes do reator). Comportamento semelhante foi observado no caso do escoamento monofásico (Figura 39). As Figuras 47 a 52 põem em evidência os comentários acima, nas quais estão representados os campos vetoriais da velocidade resultante sobre o plano zx passando pelo eixo do reator. As Figuras 47 a 52 (b) apresentam um detalhamento deste campo na região compreendida entre a parede do reator e a do defletor de gases. Estas ilustram claramente a presença de zonas de recirculação, igualmente verificadas no escoamento monofásico. Todavia, estas zonas de recirculação são mais intensas para a fase sólida, como pode ser observado na Figura 49 (b).

Nas regiões entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico, visualizadas com maior detalhe nas Figuras 47 a 48 (c), verifica-se uma contração gradativa e uma expansão brusca dos vetores de velocidade à medida que as três fases fluem pelo interior do defletor de gases. Quanto ao reator com a inclinação do defletor voltada para baixo (Figura 50 a 52 c), verifica-se comportamento exatamente oposto: inicia com uma contração brusca e termina com uma expansão gradativa.

Para o caso específico da fase sólida, considerando as diferentes disposições do defletor de gases (Figuras 49 e 52 c), observa-se que ao atingir a interface líquido – gás (interior do separador trifásico) os vetores mudam de sentido e retornam para a região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico, obtendo em seguida o mesmo sentido (ascendente) dos vetores que os interceptam.

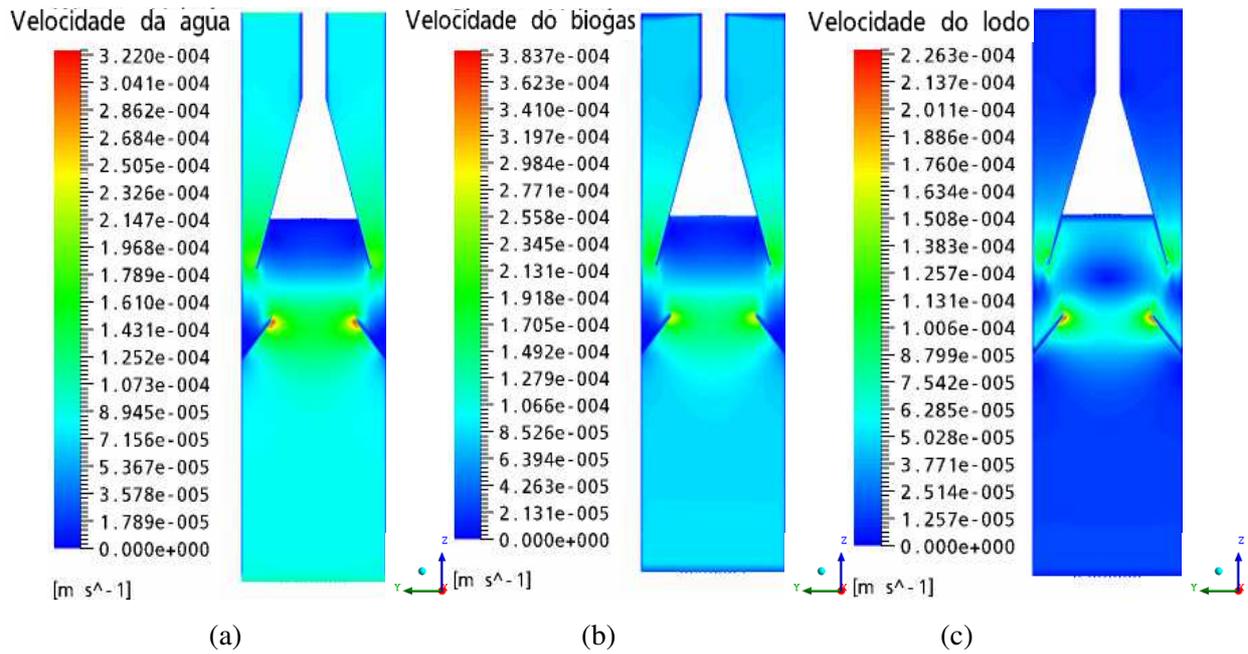


Figura 45 – Representação do campo de velocidade no reator UASB, com inclinação do defletor para cima, para as três fases: (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

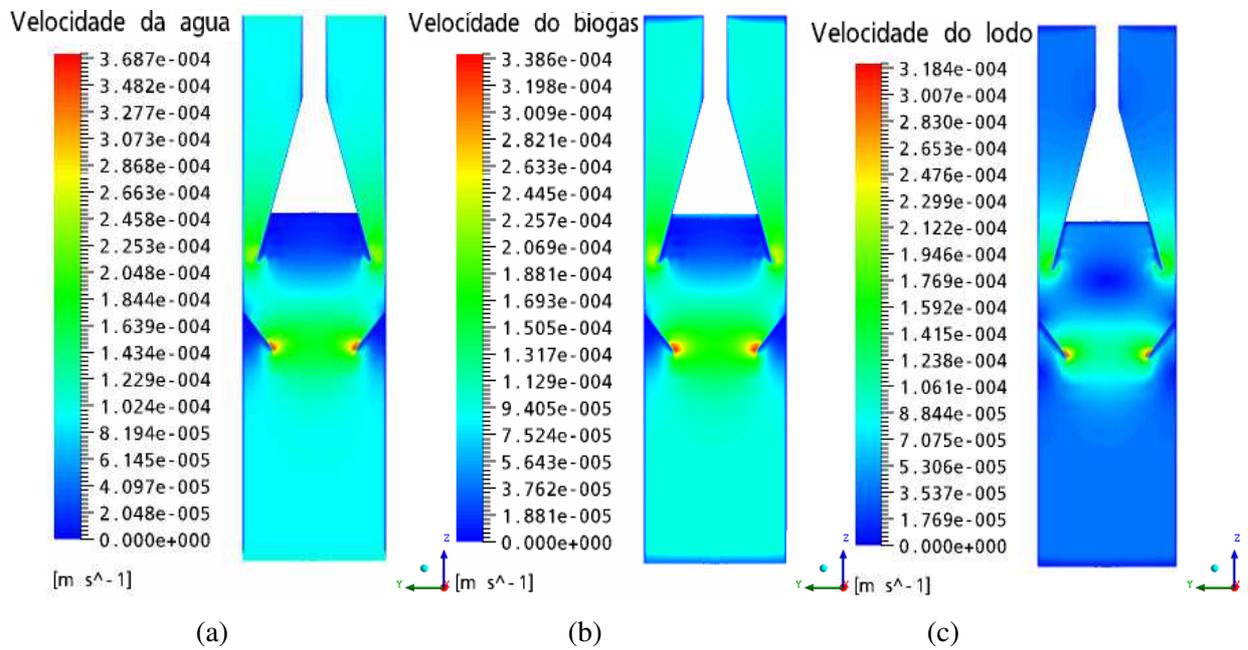


Figura 46 – Representação do campo de velocidade no reator UASB, com inclinação do defletor para baixo, para as três fases: (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

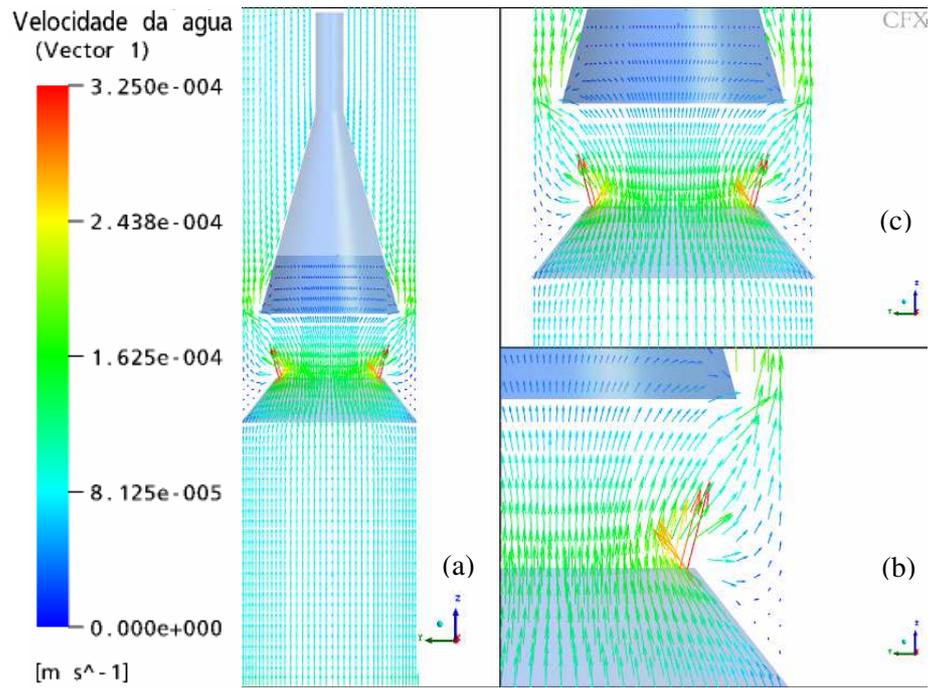


Figura 47 – Campo do vetor resultante de velocidade da água no reator com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente a zona de sedimentação.

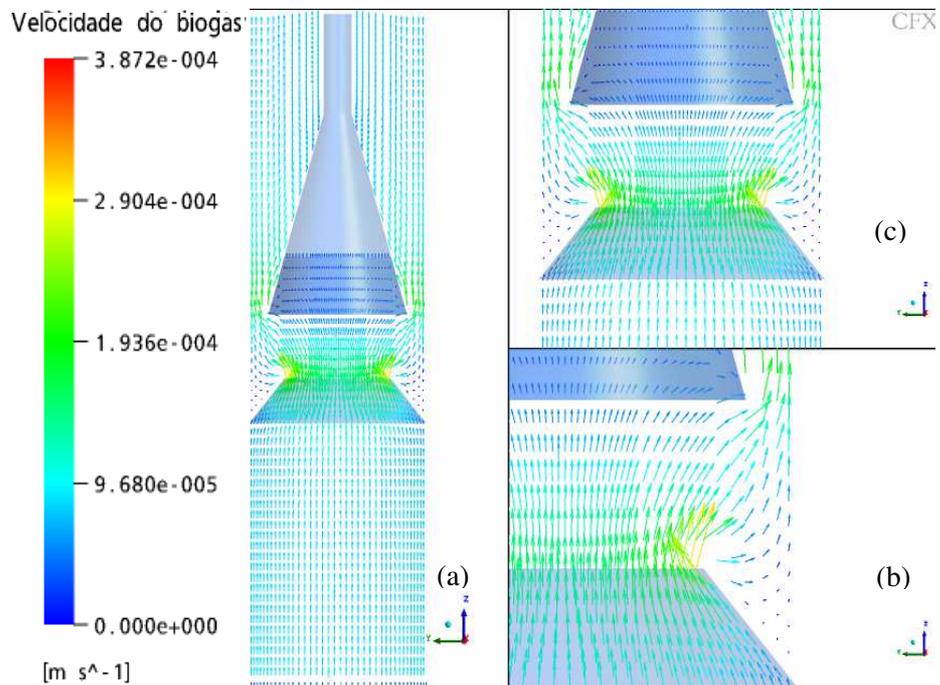


Figura 48 – Campo do vetor resultante de velocidade do biogás no reator com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente a zona de sedimentação.

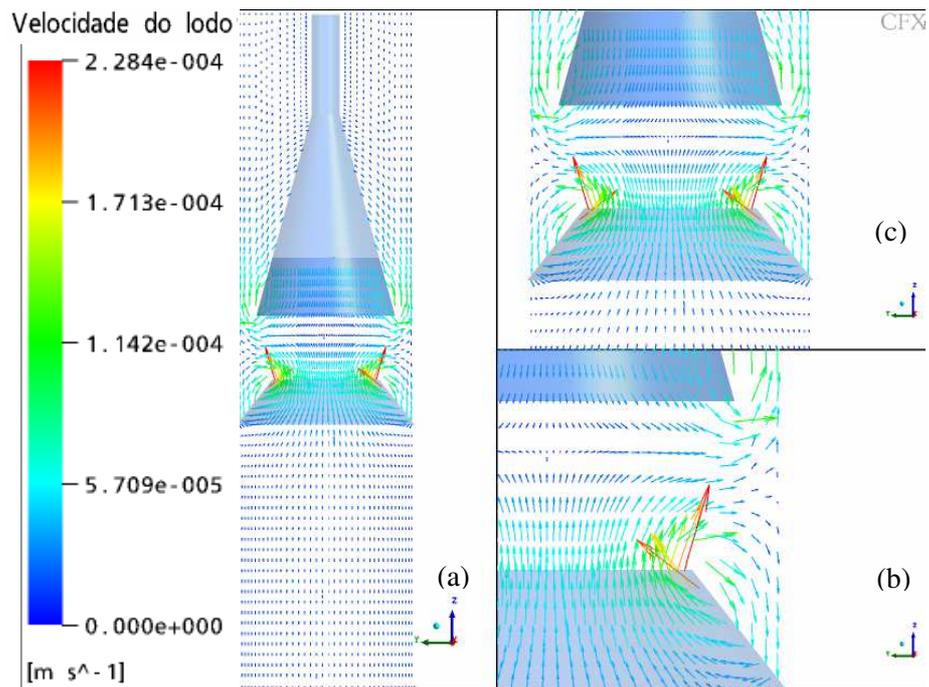


Figura 49 – Campo do vetor resultante de velocidade do lodo no reator com inclinação do defletor para cima: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente a zona de sedimentação.

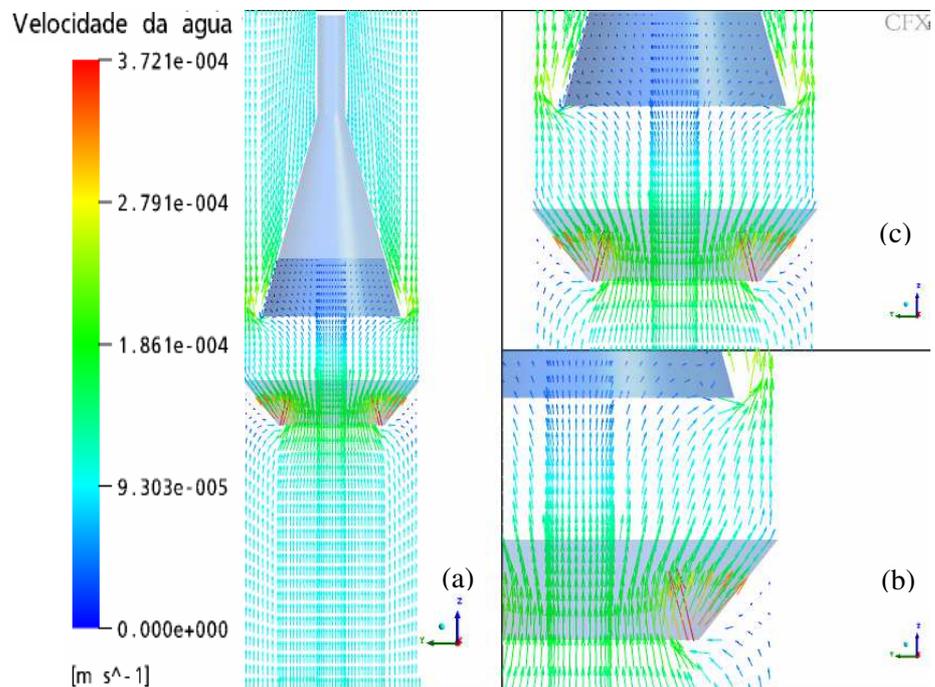


Figura 50 – Campo do vetor resultante de velocidade da água no reator com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente a zona de sedimentação.

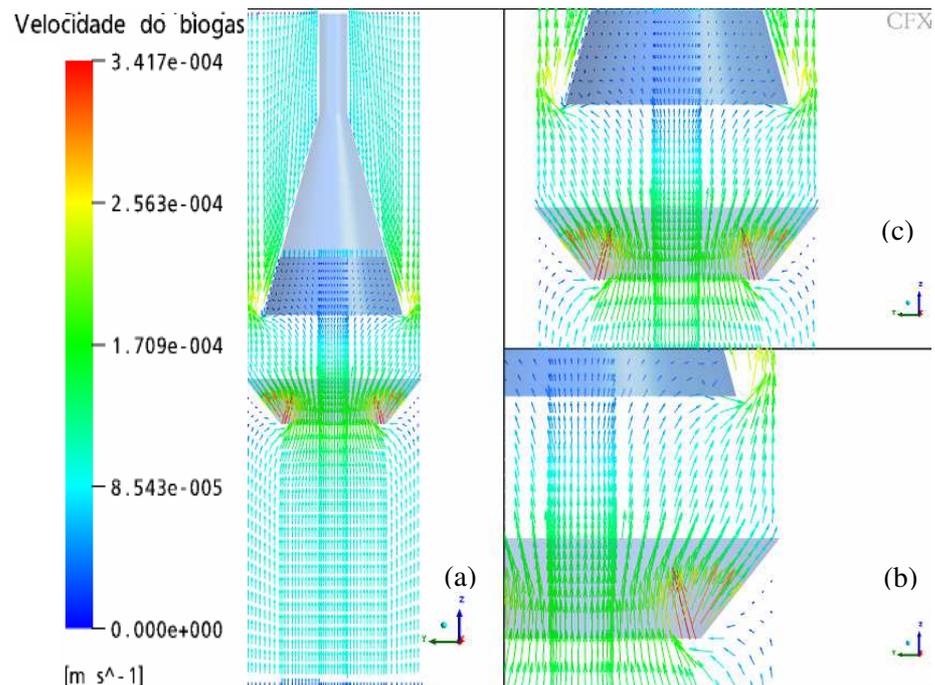


Figura 51 – Campo do vetor resultante de velocidade do biogás no reator com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente a zona de sedimentação.

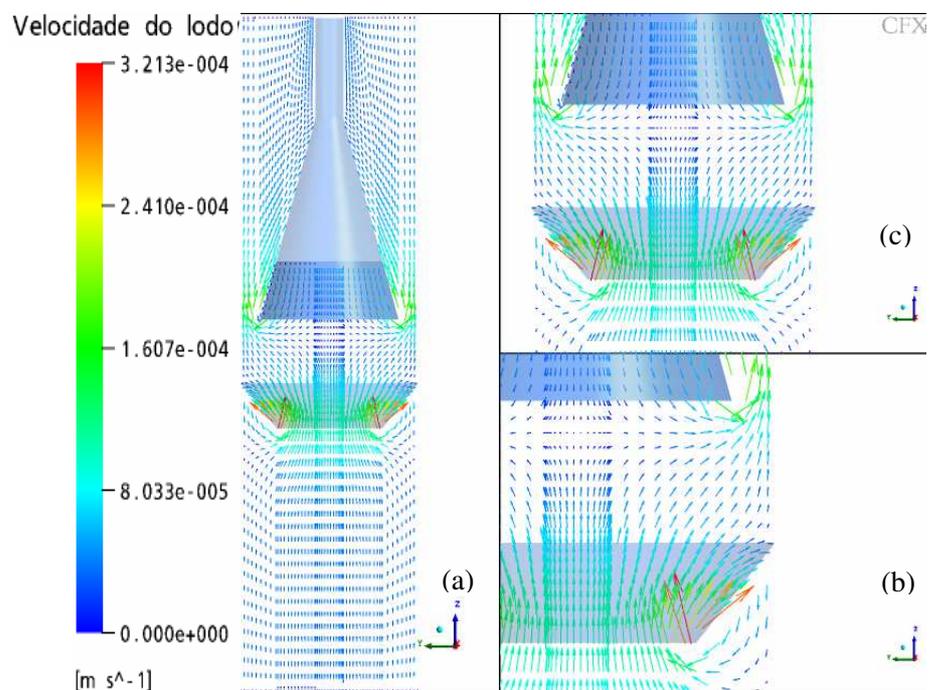
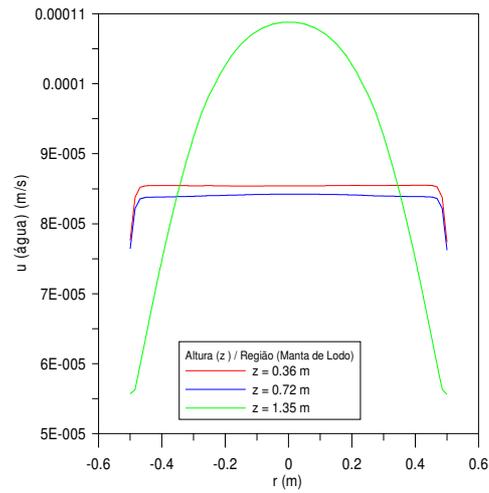


Figura 52 – Campo do vetor resultante de velocidade do lodo no reator com inclinação do defletor para baixo: (a) visão geral, (b) detalhe da região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico e (c) detalhe da região correspondente a zona de sedimentação.

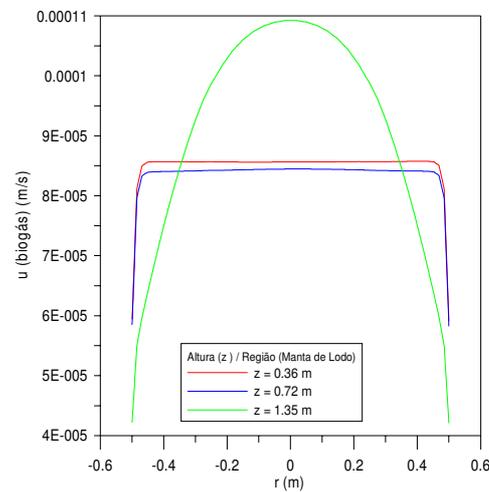
Nas Figuras 53 a 58 (a, b e c) podem ser observados que, de maneira geral, as três fases apresentam a mesma distribuição de velocidades resultantes em diferentes posições axiais do reator, em função da posição radial, r , com exceção apenas da região do separador trifásico, na qual o comportamento da distribuição das velocidades da fase sólida, num reator com inclinação do defletor voltada para cima (Figuras 57 c), e da fase gasosa, num reator com inclinação do defletor voltada para baixo, se diferenciou das demais fases (Figuras 58 b).

A análise comparativa das Figuras 53 a 58 (a, b e c) constataram o efeito da disposição do defletor de gases (inclinação voltada para cima e para baixo) sobre a distribuição de velocidades no reator, já verificado no escoamento monofásico. As Figuras 53 (a, b e c) ilustram a distribuição das componentes de velocidade em função da posição radial em três posições axiais (0,36; 0,72 e 1,35 m) dispostas na região de manta de lodo com o defletor com inclinação voltada para cima. Destaca-se aqui, que, na posição axial $z = 1,32$ m, o perfil de velocidade apresenta um comportamento que se aproxima do perfil parabólico encontrado em tubos. Nesta mesma posição, porém, no reator com a inclinação do defletor para baixo (Figura 54 a, b e c), verifica-se, em função da brusca contração do fluxo nesta posição, a formação de dois picos de velocidades e um valor mínimo no centro do reator. Comportamento semelhante pode ser observado nas Figuras 55 ($z = 1,65$ e $1,98$ m) e 57 ($z = 2,10$ m), correspondentes a simulação do reator com a inclinação do defletor para cima, e Figuras 56 ($z = 1,80$ e $1,98$ m) e 58 ($z = 2,10$, $2,80$ e $3,50$ m) na simulação do reator com a inclinação do defletor para baixo.

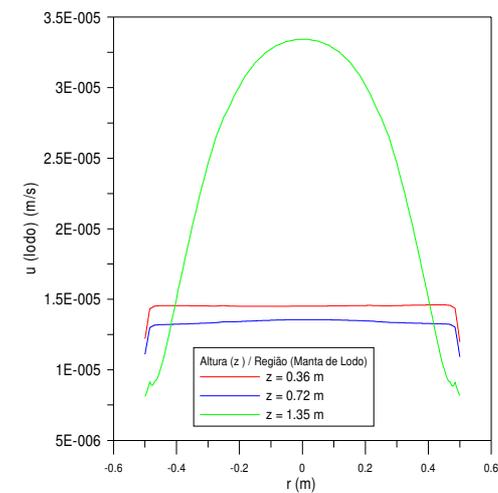
Estes resultados permitiram constatar uma simetria angular e radial do comportamento fluidodinâmico tanto no caso do escoamento monofásico como no trifásico. Este fato possibilitou que fossem realizadas as simulações numéricas adotando-se malhas no espaço bidimensional, conforme ilustrada na Figura 30 (seção 3.2.2.1). A possibilidade de se trabalhar com uma malha bidimensional assegura a obtenção de uma malha mais refinada em comparação a malha tridimensional, além do esforço computacional que reduz consideravelmente. Por exemplo, para se executar a simulação referente ao escoamento trifásico em um espaço tridimensional era necessário um tempo de CPU que girava em torno de 30 a 40 dias utilizando um computador de 3 GHz de duplo processamento e 2 GB de memória RAM, dependendo das condições e métodos adotados. Ao se executar o mesmo problema (mesmas condições), utilizando desta vez uma malha bidimensional, este tempo reduziu para 2 a 3 dias de simulação. Estas considerações ratificaram a adoção da malha bidimensional para se realizar as simulações do presente trabalho, cujos resultados serão apresentados nas próximas seções.



(a)



(b)



(c)

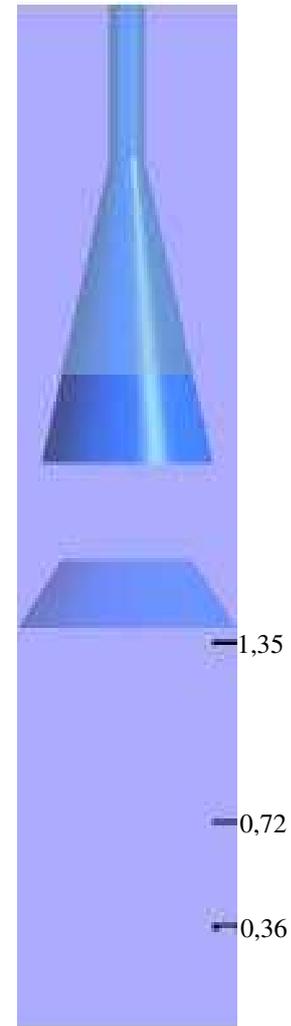


Figura 53 - Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região de manta de lodo (inclinação do defletor para cima): (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

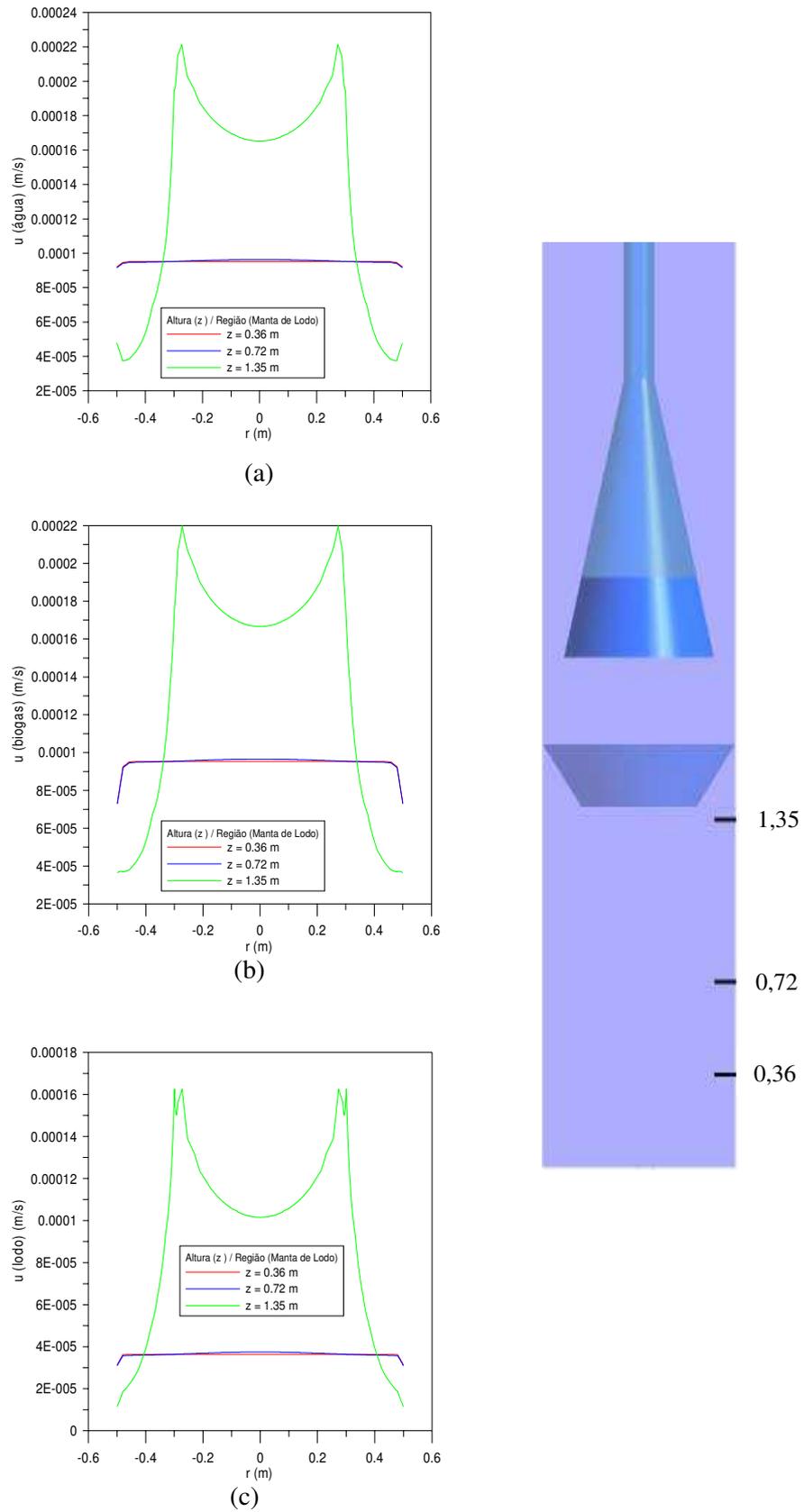


Figura 54 - Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região de manta de lodo (inclinação do defletor para baixo): (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

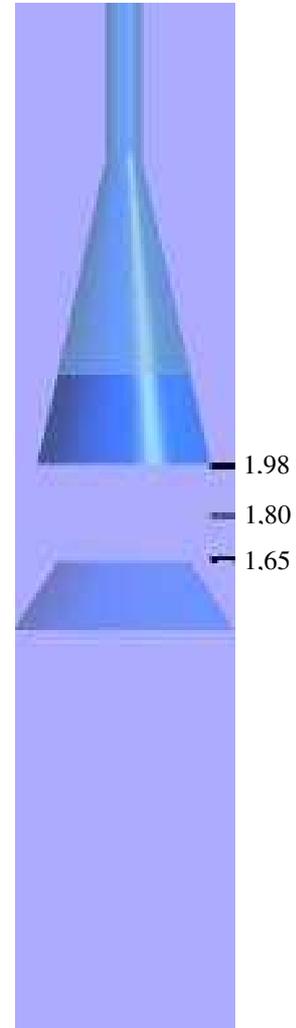
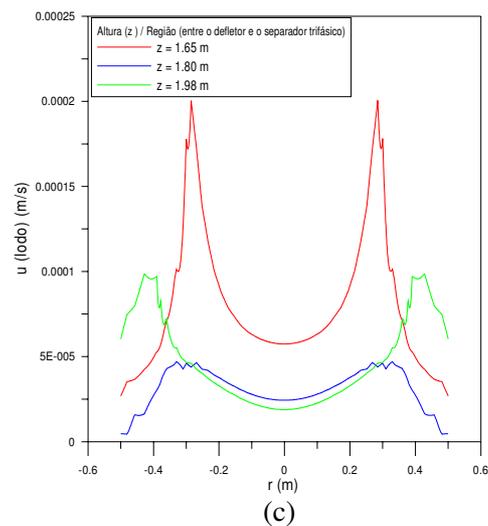
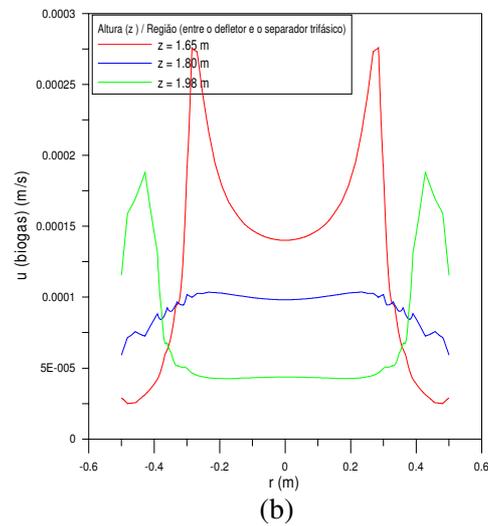
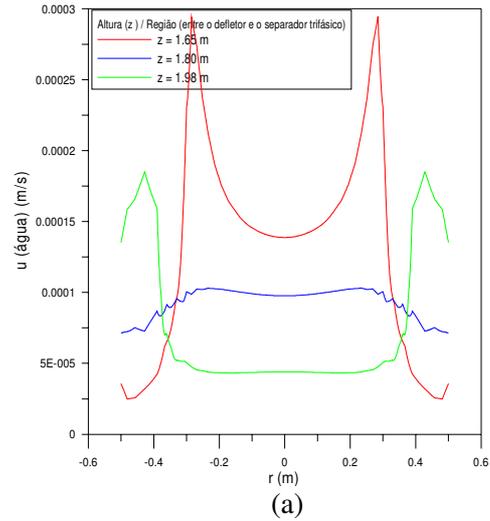
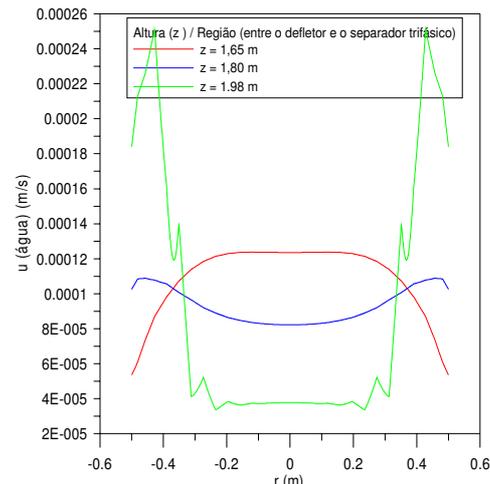
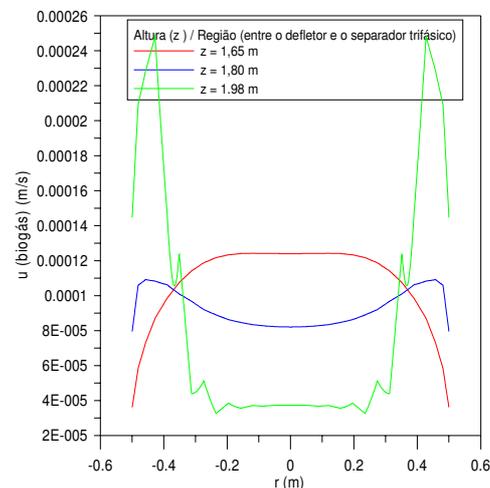


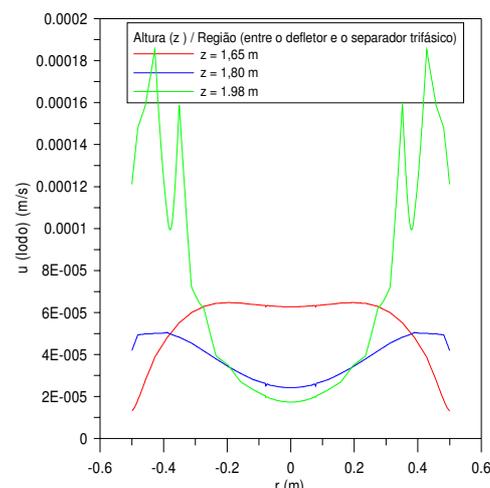
Figura 55 - Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região entre o defletor e o separador trifásico (inclinação do defletor para cima): (a) água, (b) biogás e (c) lodo.



(a)



(b)



(c)

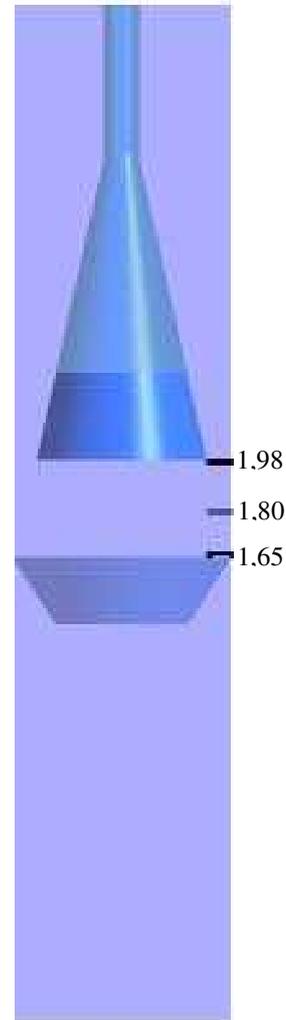


Figura 56 - Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região entre o defletor e o separador trifásico (inclinação do defletor para baixo): (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

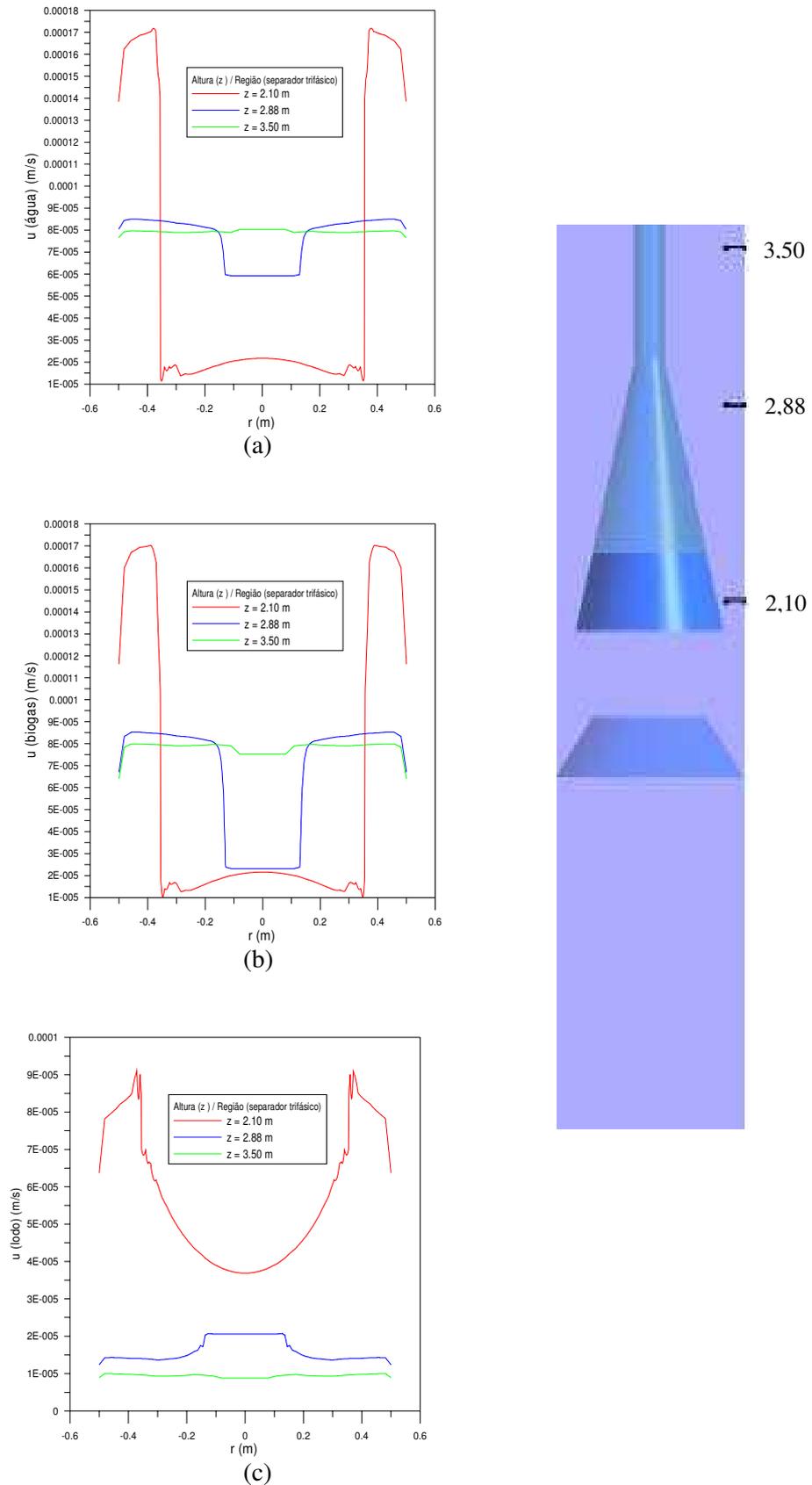
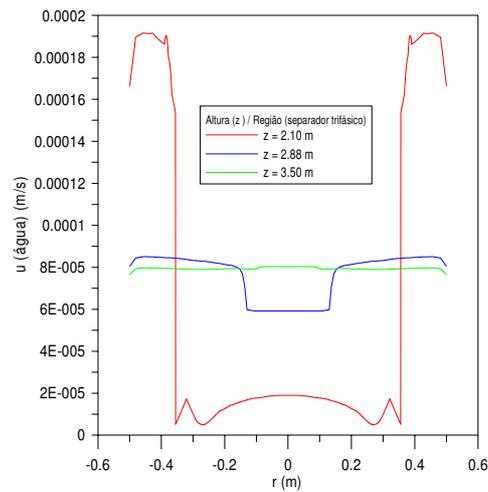
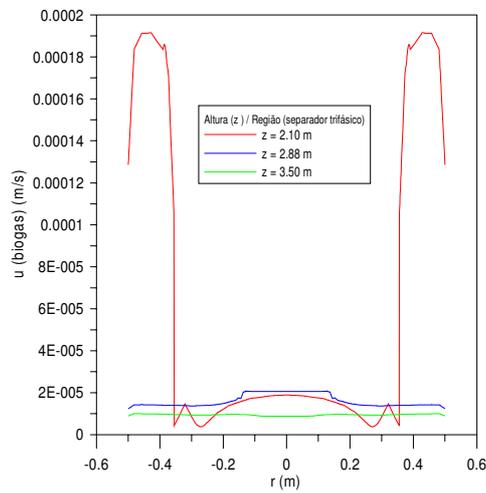


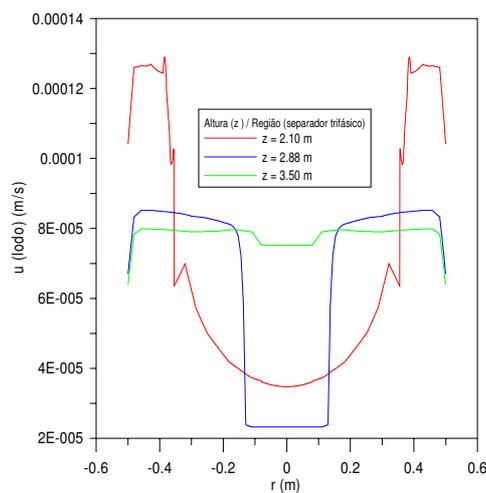
Figura 57 - Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região do separador trifásico (inclinação do defletor para cima): (a) água, (b) biogás e (c) lodo.



(a)



(b)



(c)

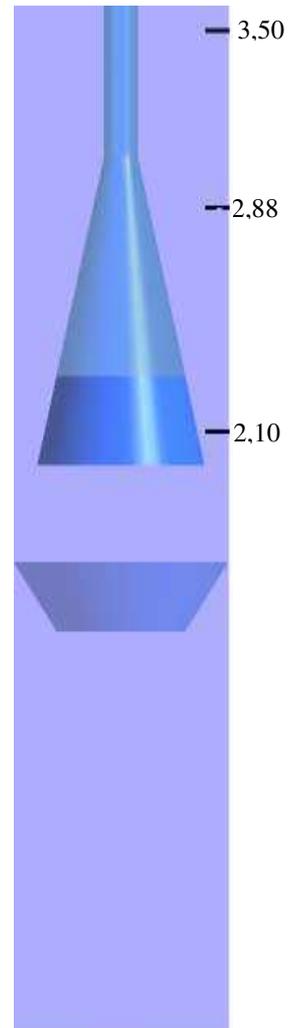


Figura 58 - Distribuição das velocidades resultantes, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , na região do separador trifásico (inclinação do defletor para baixo): (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

Na Figura 59 (a e b) pode ser visualizada a distribuição da pressão ao longo da posição axial do reator no sistema trifásico, para as duas disposições do defletor estudadas: inclinação do defletor para cima (Figura 59 (a)) e para baixo (Figura 59 (b)). Nesta figura pode ser observado que a disposição do defletor não interfere no comportamento da distribuição de pressão ao longo do reator.

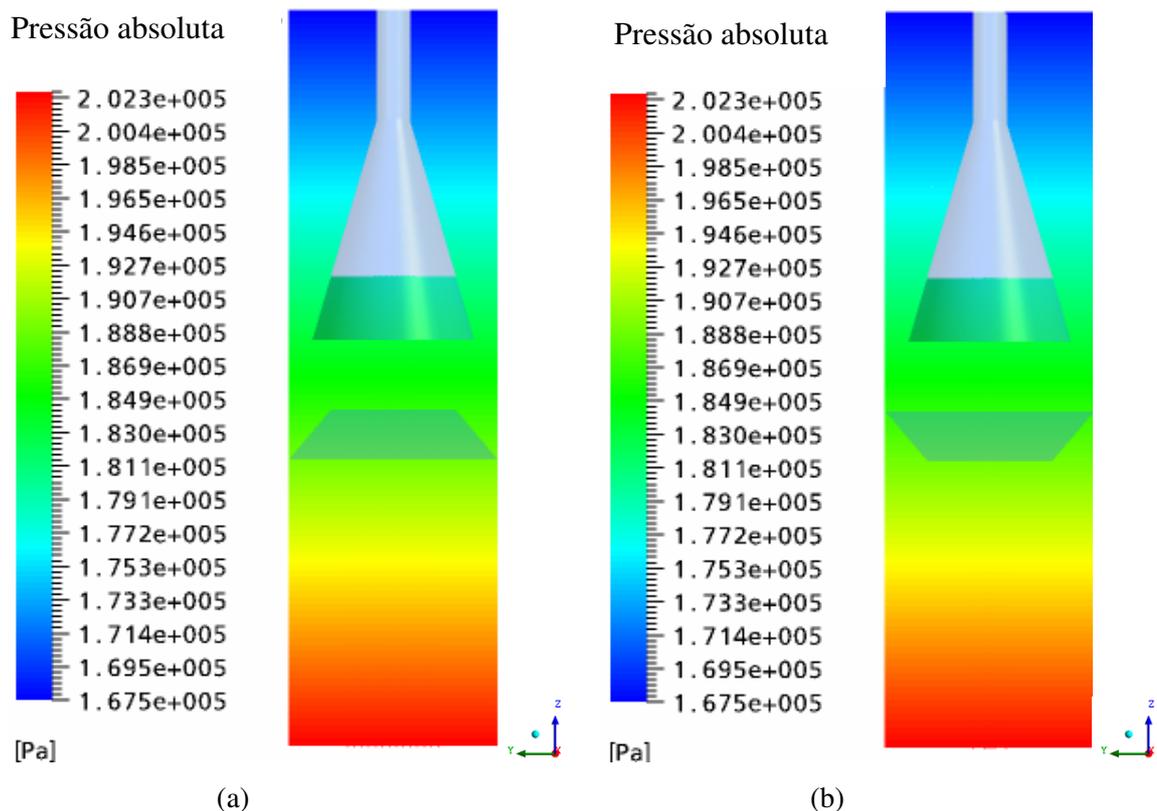


Figura 59 – Campo de pressão no interior do reator UASB, considerando o sistema trifásico: (a) defletor com inclinação para cima e (b) defletor com inclinação para baixo.

4.2.2 Espaço bidimensional

O objetivo desta seção é apresentar resultados referentes ao estudo do comportamento do escoamento das fases líquida, gasosa e sólida no interior do reator UASB, empregando malhas geradas no espaço bidimensional.

Para escolha das malhas a serem utilizadas no estudo da fluidodinâmica do reator UASB foi realizado o estudo de dependência de malha, apresentado na seção a seguir.

4.2.2.1 Estudo de dependência de malha

A avaliação do efeito da densidade de elementos de malha sobre os resultados numéricos foi realizada com o auxílio dos perfis de velocidade resultante, u , para as fases líquida, gasosa e sólida, em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , conforme ilustrado nas Figuras 60 a 63. Observa-se nestas figuras, que os perfis de velocidades do biogás em diferentes posições axiais, z , nas diferentes malhas estudadas, não apresentou variações expressivas na região referente a manta de lodo. Pequena variação foi verificada entre a malha com o menor número de elementos hexaédricos igual a 10.336, na posição axial z igual a 1,45 m (correspondente a região do defletor), e as demais malhas estudadas. Pequenas variações foram constatadas em z igual a 1,7 m (região compreendida entre o defletor e o elemento de separação trifásico) e nas três posições axiais da região do separador trifásico avaliadas. Estes resultados possibilitaram a escolha da malha com maior número de elementos (41.344) representada na Figura 29 b (seção 3.2.2.1) como sendo a malha a ser utilizada nas simulações, visto que ao se utilizar malhas mais densas eleva-se o esforço computacional (em média, mais de três dias por simulação).

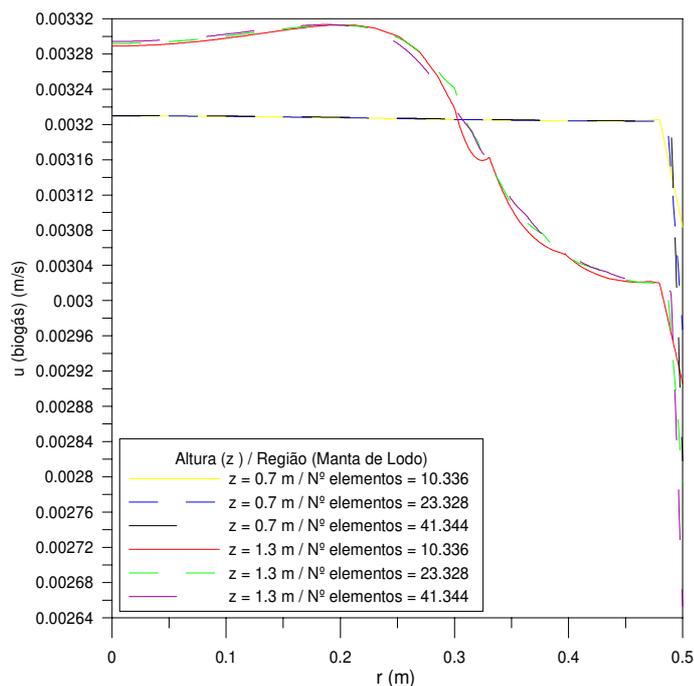


Figura 60 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região da manta de lodo.

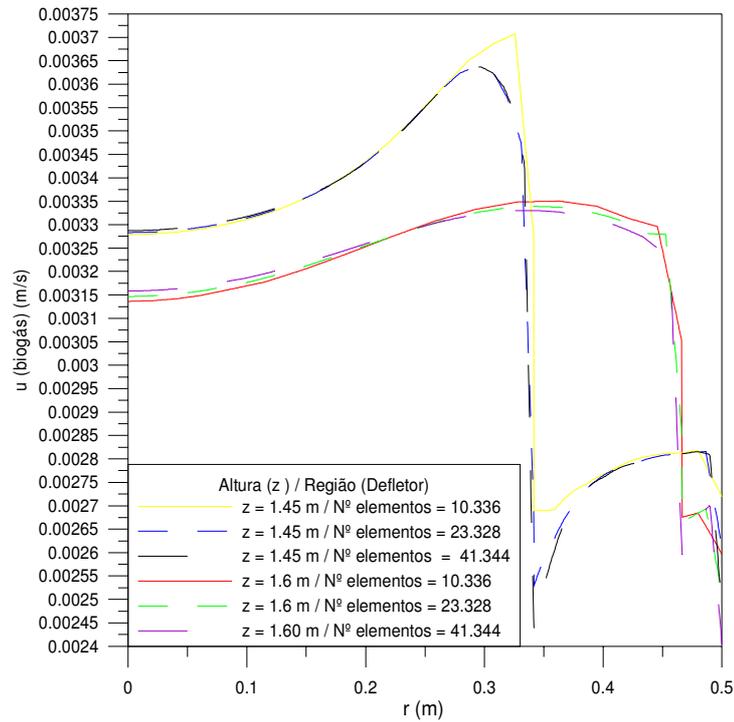


Figura 61 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região do defletor de gases.

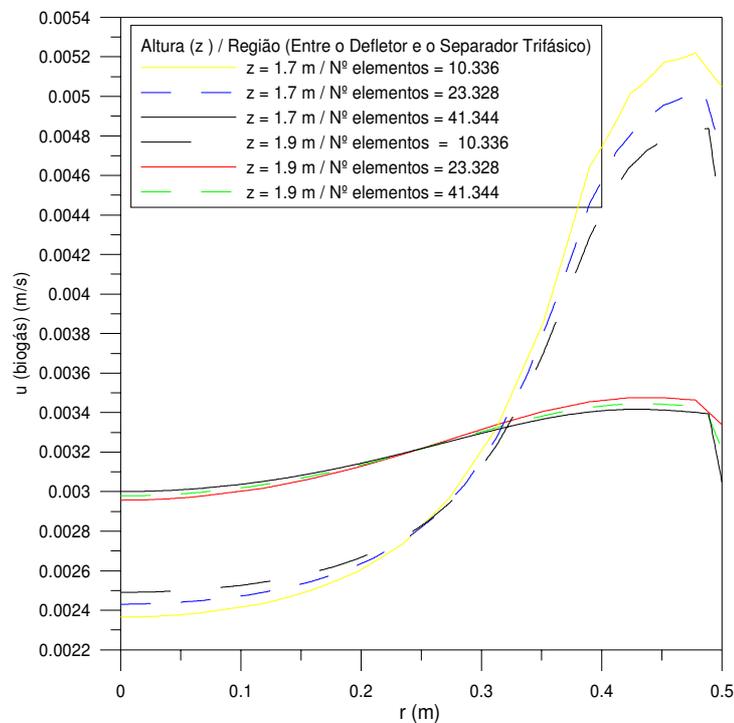


Figura 62 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região entre o defletor e o separador trifásico.

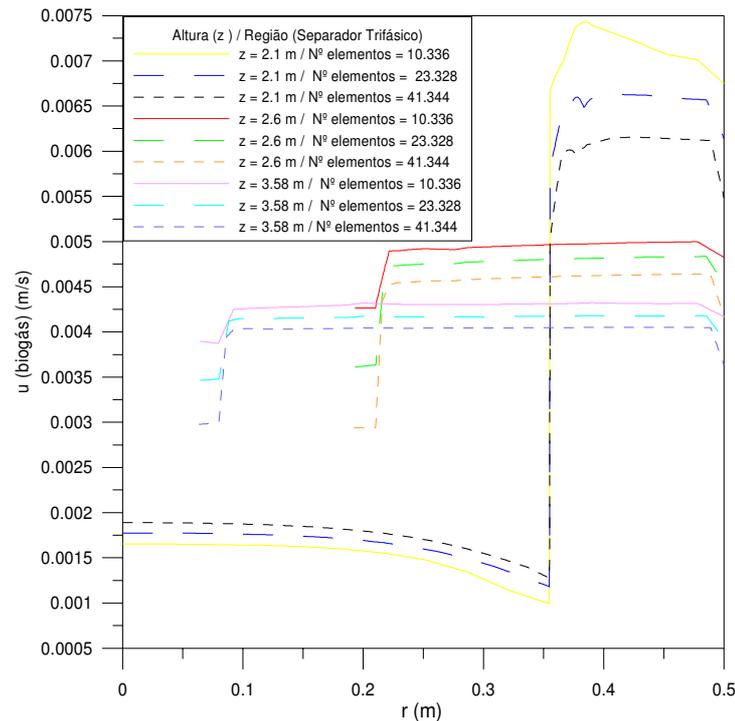


Figura 63 – Distribuição das componentes de velocidade axial do biogás, u , em função da posição radial, r , em diferentes posições axiais, z , na região do separador trifásico.

4.2.2.2 Escoamento monofásico (Caso 1)

Esta seção tem por objetivo, num primeiro momento, fazer uma análise qualitativa referente ao escoamento monofásico por meio dos campos de velocidade (iso – superfície e campo vetorial) sobre um plano zx na geometria bidimensional, bem como avaliar a evolução dos perfis de velocidade radiais das componentes de velocidades resultantes em quatro posições axiais no reator UASB.

Na Figura 64 (a e b) estão representadas, respectivamente, a iso–superfície de velocidade resultante e o campo vetorial de velocidade sobre o plano zx . Estas figuras permitem, de uma maneira geral, observar a dinâmica do fluido (água) no interior do reator UASB, com características muito semelhantes às discutidas na seção 4.2.1.1 (escoamento monofásico em uma geometria tridimensional). Estes resultados evidenciam a influência dos dispositivos (defletor e separador trifásico) no escoamento da água no interior do reator UASB.

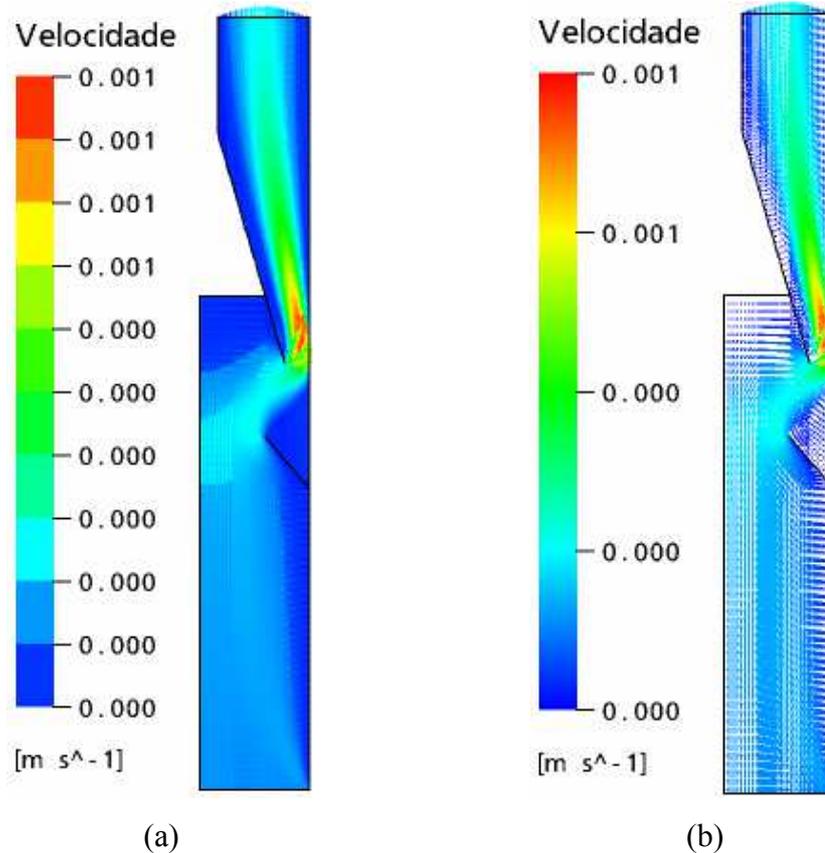


Figura 64 – Representação: (a) da iso – superfície de velocidade resultante e (b) do campo vetorial de velocidade, no reator UASB.

Na Figura 65 estão representados os perfis radiais das componentes de velocidade resultante em diferentes posições axiais (0,48; 1,35; 1,80 e 3,50 m). Esta figura mostra, de uma maneira geral, a evolução das componentes de velocidade ao longo do reator e a influência do defletor e do separador trifásico em cada um dos perfis de velocidade. É possível, igualmente, constatar que os perfis de velocidade após os defletores não conservam as características dos que são observados na manta de lodo. O aumento da velocidade ascendente do fluido, induzido pela redução da área de passagem do fluido na seção anular na região formada pelas paredes do reator e as do elemento de separação trifásica, conduz ao aparecimento de um pico de velocidade nas proximidades da parede do reator e uma redução das componentes de velocidade no centro. Este pico de velocidade é decorrente da ação das componentes de velocidades radiais, u_r , conforme ilustra o perfil de velocidade radial referente a posição 1,80 m na Figura 66 (a), sobre as componentes resultantes de velocidade. Ao se observar atentamente as Figuras 65 e 66 (b) observa-se que a distribuição das componentes axiais de velocidade não foram afetadas pelas componentes radiais, com

exceção do perfil em 1,80 m, já mencionado, mantendo assim a forma e dimensão dos perfis quando se obtém o vetor resultante. Isto significa que as componentes de velocidade axiais predominam em quase todo o reator com exceção na região onde se encontra os dispositivos de separação (defletor de gases e separador trifásico).

Na Figura 67 (a e b) são visualizados os resultados numéricos e experimentais referentes à diferença de pressão (pressão determinada na posição axial, z , menos a pressão atmosférica) em função da posição axial, z , (Figura 67a) e em função da diferença de altura Δz (Figura 67b), respectivamente, no reator. Um esquema de como foram determinados as diferenças de pressão em função de z e de Δz está ilustrado na Figura 68. Uma análise comparativa destes resultados mostra que, na zona de manta de lodo (Figura 67 a), os resultados numéricos se diferenciaram dos experimentais em aproximadamente 2,42 kPa, enquanto que na zona de sedimentação esta diferença foi de apenas 0,36 kPa. A maior diferença entre os resultados numéricos e experimentais obtida na zona de manta de lodo pode ser atribuída, conforme já mencionado na seção 4.2.1.1, a maior fração de vazios nesta zona, decorrente da presença das fases gasosa e sólida, já que estas fases não foram levadas em consideração neste caso.

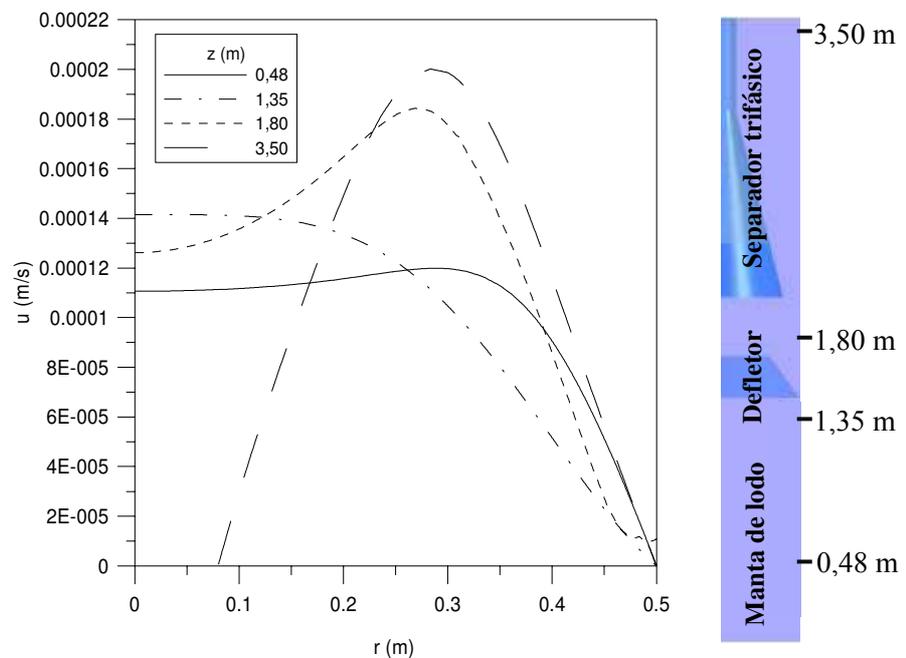


Figura 65 – Perfil de velocidade resultante, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , ao longo do reator.

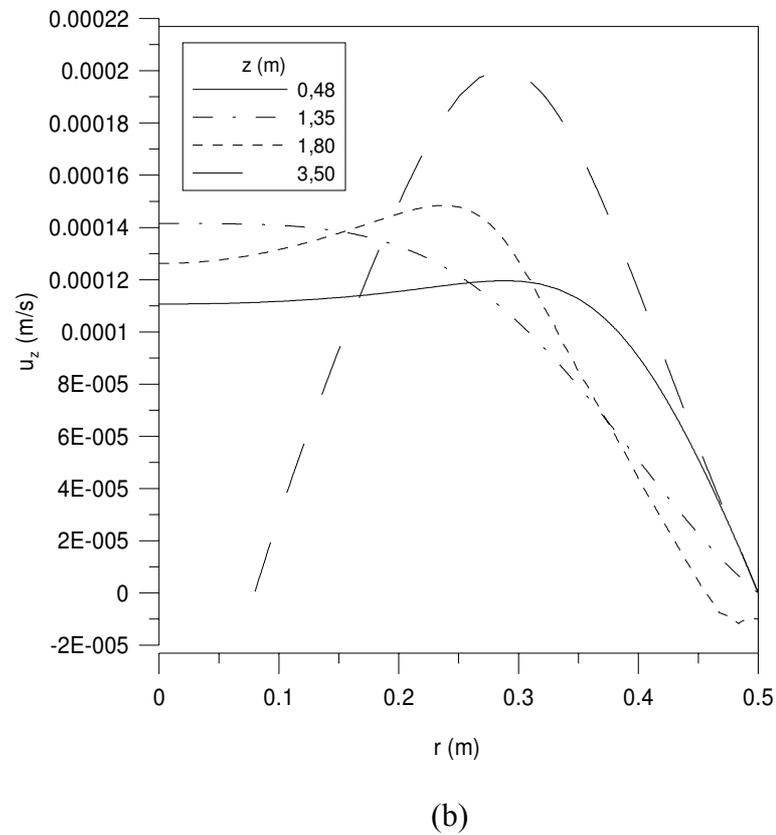
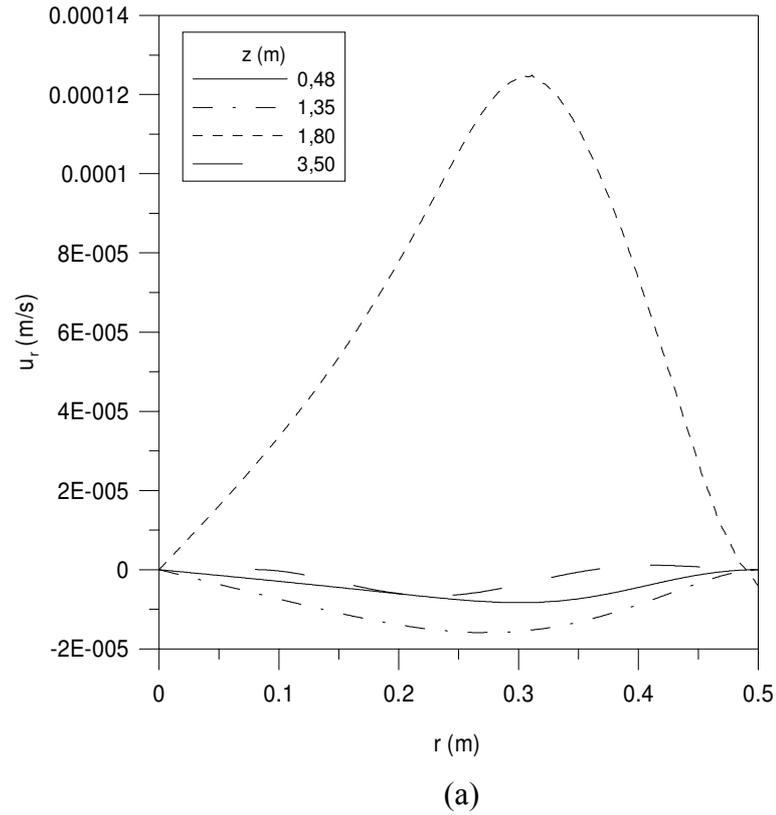


Figura 66 – Perfis de velocidade: (a) radial, u_r e (b) axial, u_z ; em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , ao longo do reator.

Com relação à diferença de pressão em função da diferença de z , ilustrada na Figura 67 (b), verifica-se que esta diferença se manteve praticamente constante e igual a aproximadamente 2,15 kPa.

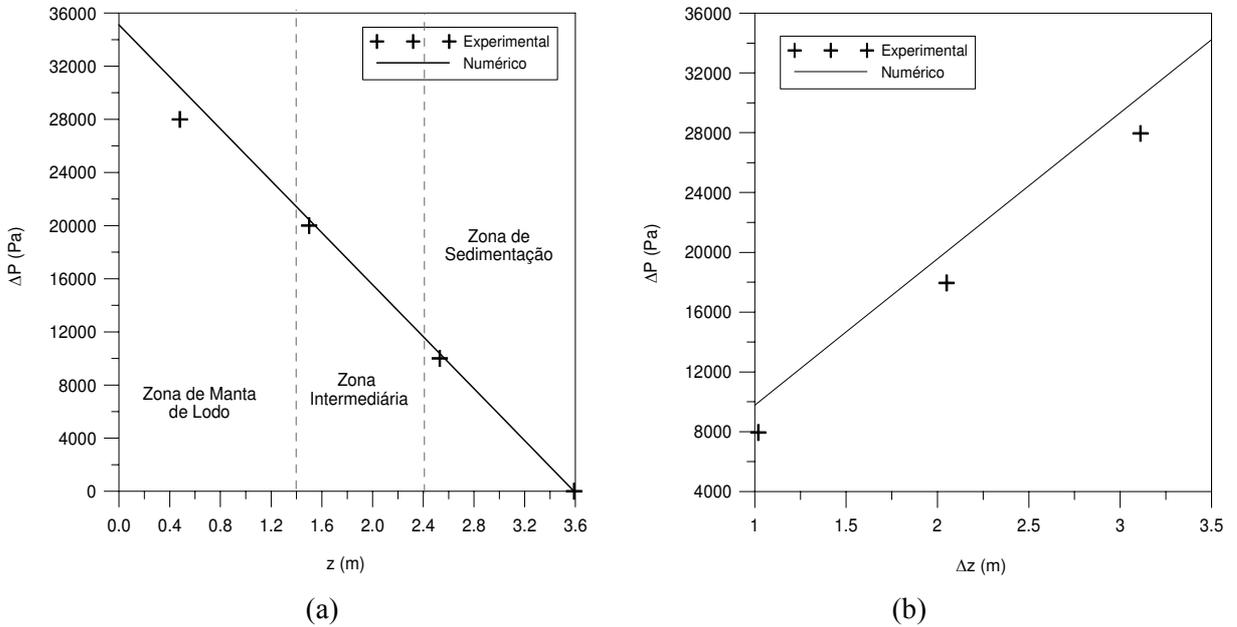


Figura 67 – Evolução experimental e numérica (escoamento monofásico) da diferença de pressão em função da: (a) posição axial, z , e (b) diferença de z ; no reator UASB.

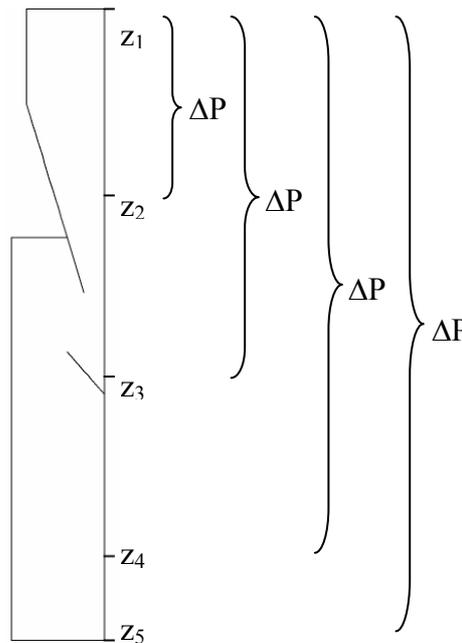


Figura 68 – Esquema da determinação das diferenças de pressão.

4.2.2.3 Escoamento trifásico (Caso 4)

Inicialmente, nesta seção, a fim de caracterizar o comportamento do escoamento no reator UASB associado à presença das fases dispersas (bolhas de gás e partículas sólidas), bem como o processo de separação das fases envolvidas, serão apresentados os resultados numéricos referentes à configuração original do reator UASB e as condições operacionais equivalentes às experimentais, com as considerações adotadas e mencionadas na Tabela 12 (seção 3.2.3.2). Em seguida, são apresentados os resultados referentes à avaliação dos efeitos causados pela disposição e inclinação do defletor de gases e do fluxo mássico sobre a fluidodinâmica do reator UASB.

Na Figura 69 (a, b e c) estão representadas individualmente as iso – superfícies de velocidades referentes ao escoamento da água, do biogás e do lodo, respectivamente, sobre o plano zx . Ao se observar estas figuras, é possível constatar que na região de manta de lodo as componentes de velocidade se mantiveram praticamente constantes, sem a presença significativa de gradientes de velocidade. No entanto, nas regiões delimitadas pelo defletor, elemento de separação trifásico e zona de sedimentação, observa-se o surgimento de alteração das componentes de velocidade, com maior intensidade para as fases gasosa e líquida. Este fato está relacionado com a presença de zonas de recirculação, as quais podem ser observadas na Figura 70. Uma possível explicação para o surgimento destes redemoinhos é o desequilíbrio entre as forças de arraste, empuxo e peso que atuam sobre as partículas de gás (bolhas) e de lodo associado ao aumento das componentes de velocidade da fase contínua na constrição formada entre a parede do reator e a parede do separador trifásico.

Nas Figuras 71 (a) e 72 (a) estão representadas as iso – superfícies referentes às frações volumétricas do biogás e do lodo, respectivamente sobre o plano zx . A Figura 71 corresponde a uma escala que varia entre 0 a 0,00005 e 0 a 0,06 e a Figura 72 entre 0 a 0,001 e 0 a 0,03. A opção de apresentar estes resultados mudando a escala está fundamentada na baixa concentração ou fração volumétrica de gás e de lodo que é injetado no reator e que não pode ser visualizado na escala entre 0 e 1. Doravante, todos os resultados envolvendo a fração volumétrica apresentará este mesmo padrão de apresentação.

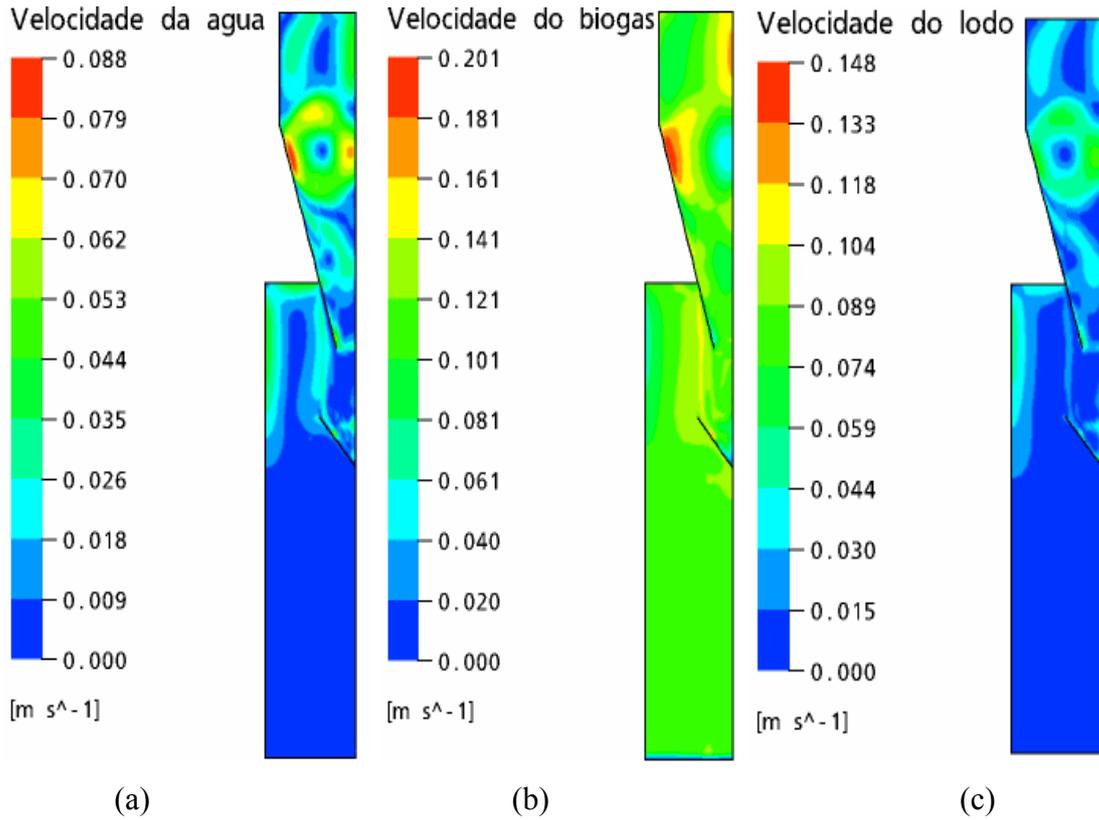


Figura 69 – Representação dos campos de velocidade no reator: (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

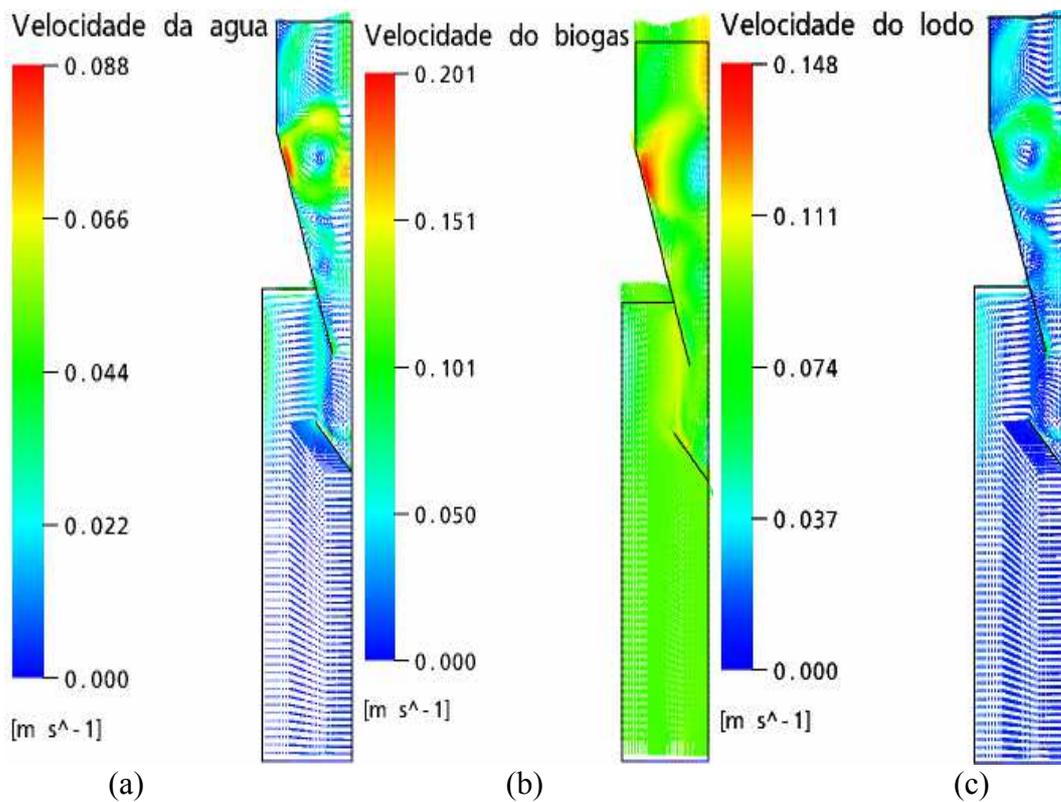


Figura 70 – Representação dos campos vectoriais de velocidade resultante no reator: (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

A análise da Figura 71 mostra a presença de uma maior concentração de biogás junto ao defletor o que proporciona a formação de uma corrente (ou filete) de bolhas agrupadas seguindo em direção ao interior do elemento de separação trifásico. Deve-se, portanto, ressaltar que praticamente não ocorreu arraste de biogás em direção a zona de sedimentação; constatação esta que só foi possível ser obtida por meio da mudança de escala na apresentação das iso – superfícies (Figura 71 b, c e d). Esta observação está de acordo com o que é esperado na prática, já que, segundo a literatura (VAN HAANDEL E LETTINGA, 1994; CAMPOS, 1990), o bom desempenho do separador de fases depende, dentre outros fatores, da completa separação do biogás das demais fases (líquido e sólido).

Contudo, segundo van Haandel e Lettinga (19994), na prática, aproximadamente 20 a 50 % do metano gerado das reações do metabolismo da matéria orgânica não é coletado pelo separador trifásico: uma parte se desprende para a atmosfera e uma outra parte sai do reator juntamente com o efluente (água residuária tratada), porém, na forma dissolvida e não na forma de gás como foi analisado neste estudo.

Com relação à fração volumétrica do lodo (Figura 72), verifica-se que aproximadamente todo o lodo injetado no reator, após ser arrastado pelo movimento ascensional da água e do biogás, sedimenta nas regiões de entrada e entre a parede do defletor e a parede do reator (Figura 72 a e b). O lodo sedimentado nesta última região é proveniente do deslizamento da fração de lodo acumulada na parede inclinada do separador trifásico por ação da força peso, a qual é suficiente para vencer a força de atrito entre a massa de lodo e a parede do reator (Figura 72 b, c e d). Este comportamento conduz a uma redução de partículas sólidas (lodo) presentes na saída do reator, juntamente com a água residuária tratada. Para averiguar esta afirmação, foi determinada, a partir dos resultados obtidos da simulação numérica, a concentração de sólidos na seção de saída do reator com base no resultado da fração volumétrica média. O valor da concentração destes sólidos foi de 60,9 mg/L que, ao se comparar com a concentração de sólidos suspensos determinada experimentalmente (51 mg/L), apresentada na Tabela 15 (seção 4.1), apresentou uma discrepância de 16,4 %, a qual pode ser atribuída as considerações que foram adotadas no presente trabalho, dentre as quais destaca-se a condição de perfil de entrada constante e uniforme (tipo pistão) para a injeção do biogás e introdução do lodo, decorrente da desconsideração do leito de lodo na confecção do domínio de estudo, conforme discutido na seção 3.2.2.

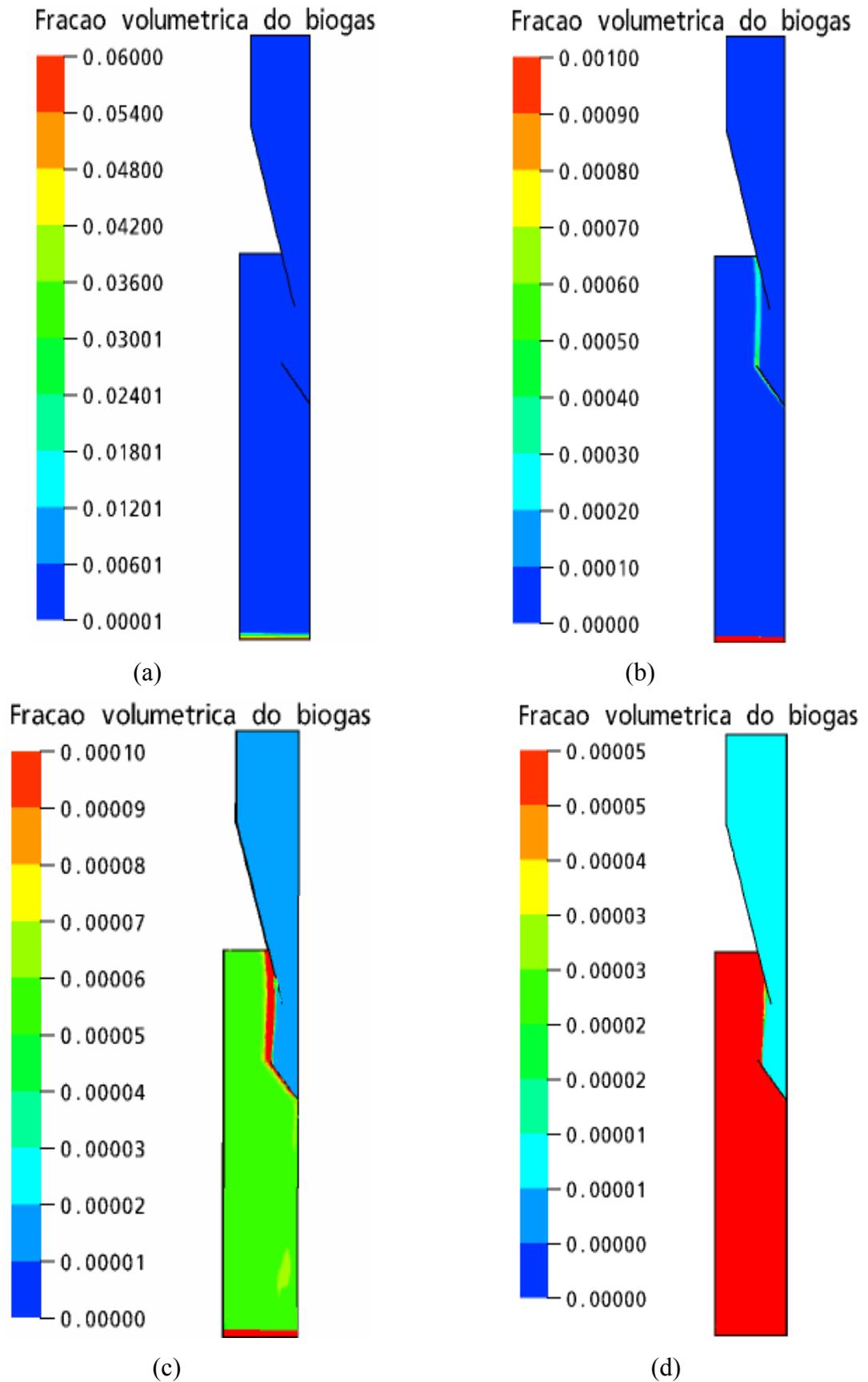


Figura 71 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator para o biogás: (a) 0,06 (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005.

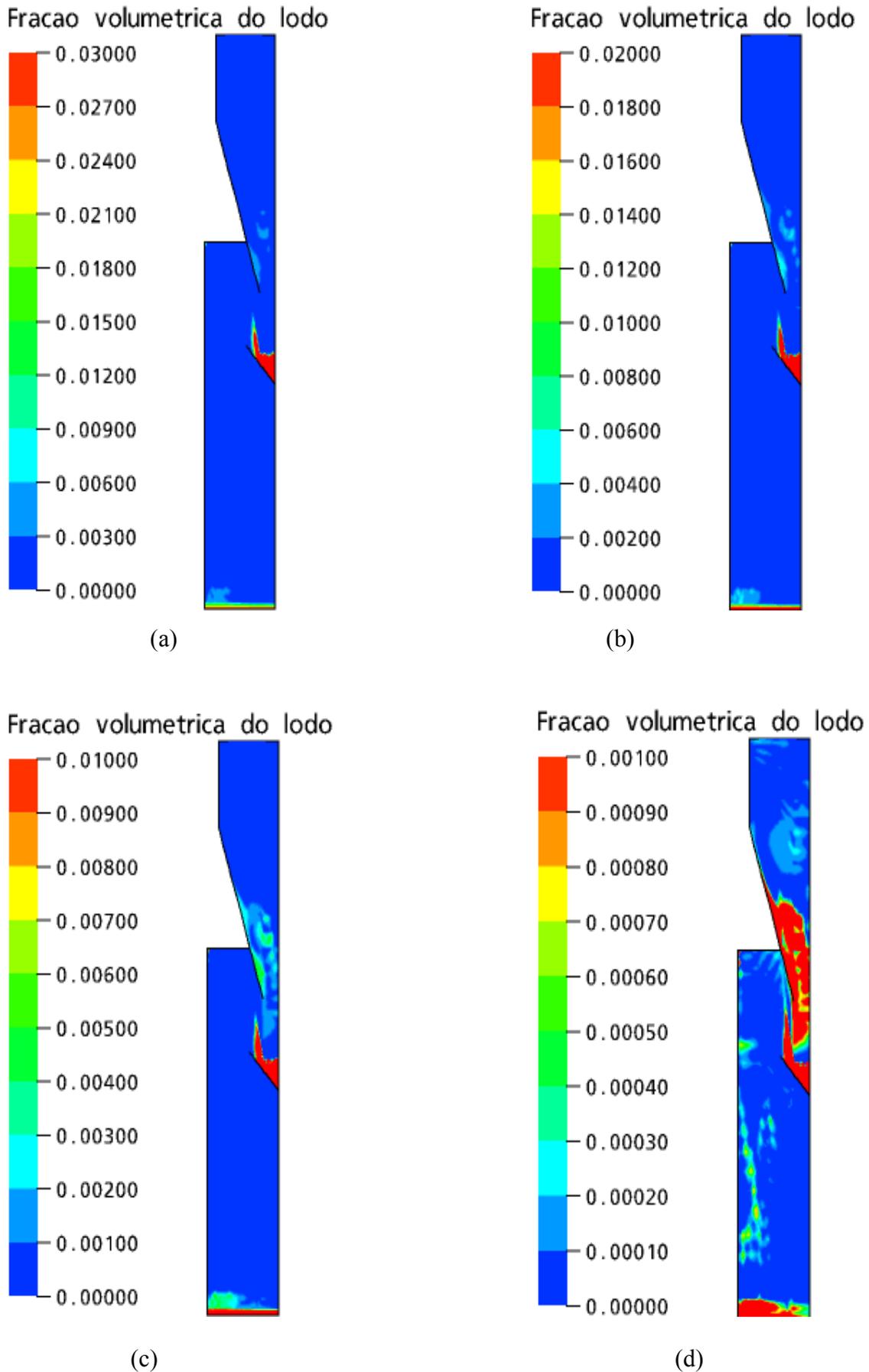


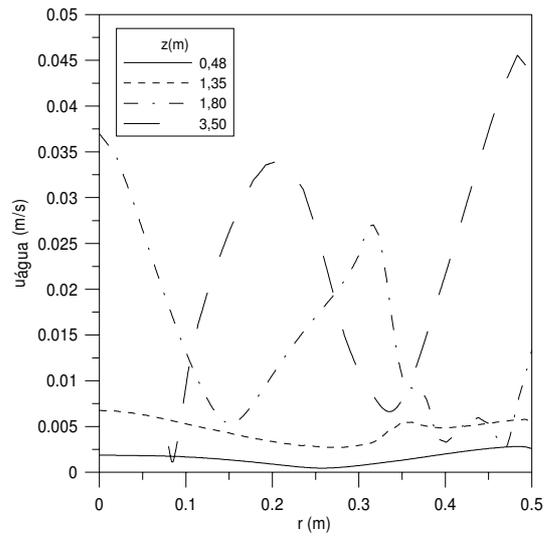
Figura 72 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator para o lodo: (a) 0,03 (b) 0,02, (c) 0,01 e (d) 0,001.

Na Figura 73 (a, b e c) estão representadas as distribuições radiais das componentes de velocidades resultantes para a água, o biogás e o lodo, respectivamente, em três posições axiais ao longo do reator UASB. É possível observar nestas figuras que os perfis radiais de velocidade mudam de comportamento à medida que se distanciam da seção de entrada, como também apresenta um comportamento diferente para cada uma das fases envolvidas.

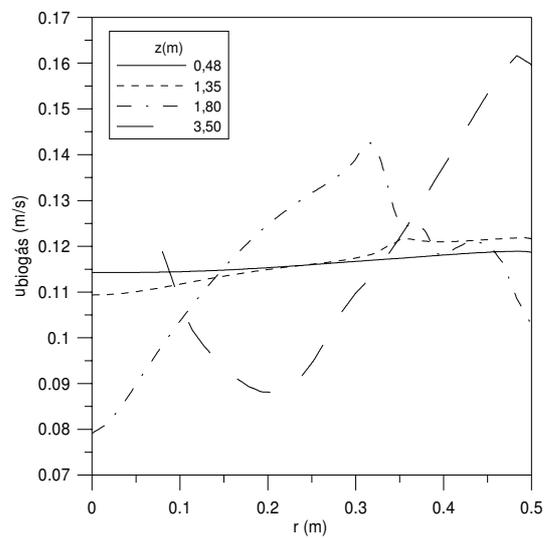
Ao se comparar os perfis de velocidade apresentados nas Figuras 73 a e 65, esta última referente ao escoamento monofásico, verifica-se que é nítida a influência da presença das bolhas de biogás e do lodo na dinâmica da água no interior do reator UASB. Este fato pode estar relacionado com a força de empuxo atuante sobre as bolhas de gás induzindo, assim, um movimento relativo entre as bolhas de biogás e a água. Como resultado, a força de arraste atua sobre as bolhas. Uma força de igual magnitude é transferida para a massa de água nas vizinhanças. Em outras palavras, a bolha, ao atravessar a fase contínua, deixa um rastro ou esteira. Para ocupar o espaço cedido por esta bolha, uma massa de igual quantidade de água com baixa concentração de partículas sólidas se move para baixo, pois, segundo Narnoli e Mehrotra (1997), a massa com maior concentração de sólidos se desloca para a parte superior da bolha e, então, é aderida à mesma devido às forças interfaciais sendo, assim, carregada pela bolha. Este comportamento, aliado a uma grande quantidade de bolhas, pode proporcionar uma mudança no regime de escoamento no interior do reator UASB.

Na Figura 74 está representado o campo de pressão referente ao escoamento trifásico (água – biogás – lodo) sobre o plano xz do domínio bidimensional. Estes resultados permitem avaliar a perda de carga ao longo do reator. É possível observar que as quedas de pressão entre a entrada, a saída de gás (interior do separador trifásico) e a saída do lodo e da água (topo do reator) foram, respectivamente, da ordem de 24,6 e 35,2 kPa. Tais informações são importantes, por exemplo, no dimensionamento da potência de bombas para alimentar o reator com a água residuária a ser tratada.

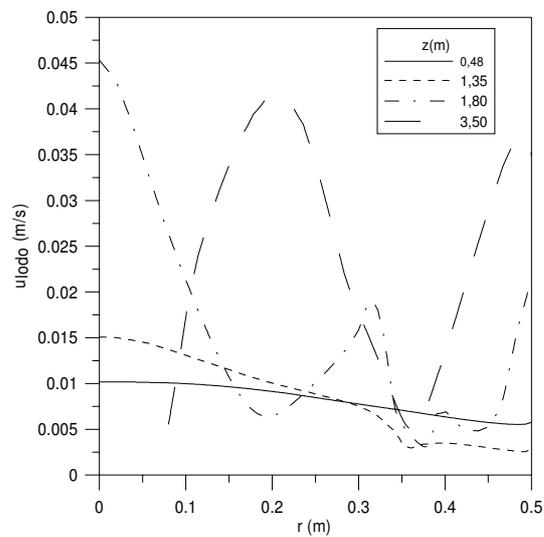
Os resultados da diferença de pressão em função da posição axial, z , e da diferença de altura, ΔZ , conforme também já comentado na seção 4.2.2.2 (Figura 67), estão representados nas Figuras 75 (a e b). Estas figuras ilustram um comportamento praticamente idêntico ao observado quando escoava no reator apenas água. Este fato pode estar relacionado com as concentrações de biogás e de lodo especificadas como condição de contorno na entrada do domínio de estudo (reator UASB), que não atendem exatamente a produção do biogás no leito de lodo e a quantidade de partículas sólidas arrastadas para o interior do reator.



(a)



(b)



(c)

Figura 73 – Perfis dos vetores resultantes de velocidade, u , em função da posição radial, r , para diferentes posições axiais, z , ao longo do reator: (a) água, (b) biogás e (c) lodo.

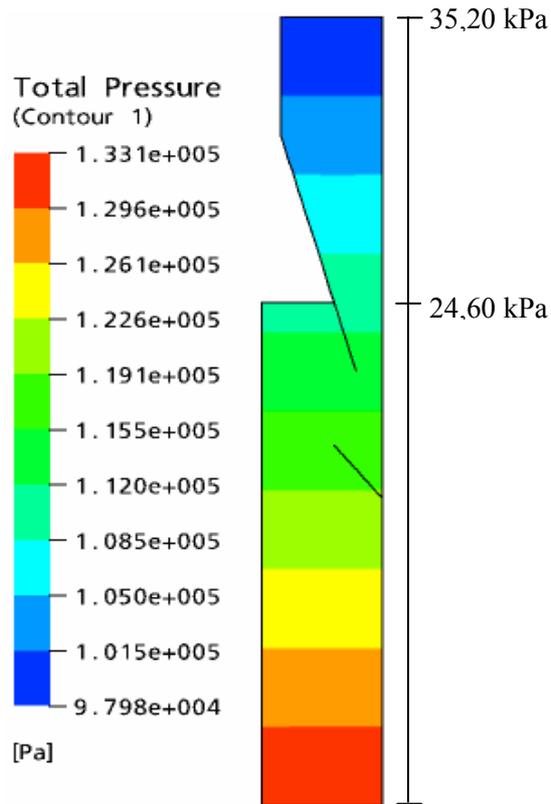


Figura 74 – Campo de pressão no interior do reator UASB, considerando o sistema trifásico numa malha bidimensional.

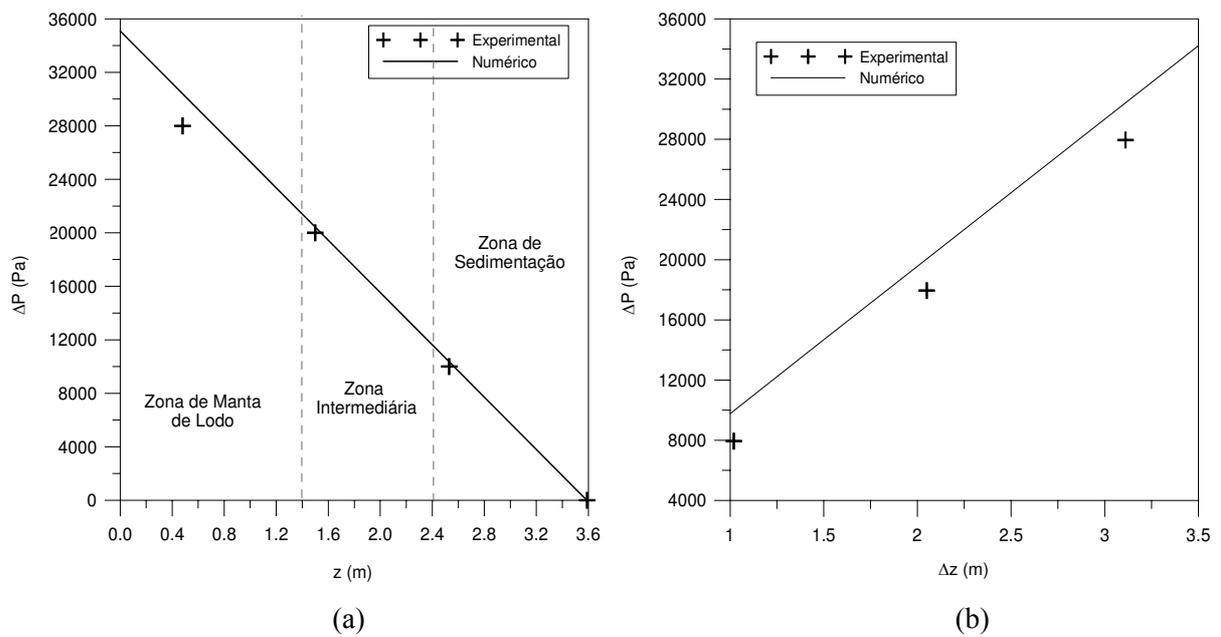


Figura 75 – Evolução da pressão em função da posição axial no reator UASB, no sistema trifásico, considerando uma malha no espaço bidimensional.

- Influência da disposição do defletor de gases (Casos 4, 5 e 6)

As Figuras 76 a 78 expõem as iso – superfícies referentes as frações volumétricas do biogás sobre o plano zx concernentes a disposição do defletor com inclinação voltada para cima (disposição original do reator UASB), Figura 76, e voltada para baixo, Figuras 77 e 78. A diferença entre as Figuras 77 e 78 está no posicionamento do defletor que resulta num espaçamento entre este dispositivo e o elemento de separação trifásico de 0,34 m (**Caso 4**) e 0,10 m (**Caso 5**), respectivamente.

Ao se comparar as Figuras 76 e 77 pode-se, de uma maneira geral, observar que a distribuição da fração de vazios apresenta um padrão bastante semelhante. Na zona de sedimentação a presença de biogás é praticamente inexistente e na zona intermediária (abaixo do separador trifásico) se observa a maior concentração do biogás, esparsamente distribuída. Observa-se, também, a presença de uma corrente (ou filete) de bolhas de biogás partindo do defletor em direção ao interior do separador trifásico. Todavia, é possível observar um nítido acúmulo de biogás abaixo do defletor com a inclinação voltada para baixo, enquanto se tem uma discreta concentração quando o defletor é voltado para cima (Figuras 76 e 77 a), o que é fisicamente coerente. Verifica-se também que a corrente de biogás partindo do defletor é nitidamente mais espessa na Figura 77 (b e c) do que na Figura 76 (b e c), em virtude da maior concentração de biogás que pode ser arrastada pela fase contínua (água), bem como pelo agrupamento das bolhas favorecendo uma predominância da força de empuxo perante as forças peso e de arraste.

Comparando-se agora os resultados apresentados nas Figuras 77 e 78, as quais diferem apenas com relação ao espaçamento entre os dispositivos de separação (defletor de gases e separador trifásico), 0,34 m (**Caso 5**) e 0,1 m (**Caso 6**), observa-se um comportamento semelhante da distribuição da fração volumétrica do biogás, merecendo destaque a redução da concentração de biogás na zona de sedimentação (Figuras 77 e 78 d), bem como aos valores de fluxo mássico determinados na fronteira de saída: $6,12 \cdot 10^{-8}$ e $6,22 \cdot 10^{-8}$ kg/s, respectivamente; cuja diferença, por ser muito pequena, na prática, pode ser desconsiderada.

Deve-se ressaltar, ainda, que a taxa de liberação de biogás na interface líquido-gás (interior do separador trifásico) se manteve na ordem de $3,5 \cdot 10^{-3}$ a $0,1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, a qual, segundo Campos (1999), está abaixo do valor mínimo recomendado na literatura ($1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$) para evitar que o biogás seja acumulado no reator e, em conseqüência disso, adentrar a zona de sedimentação, resultando no arraste de sólidos e no aumento de sua concentração no

efluente do reator. No entanto, apesar da baixa taxa de liberação de biogás na interface líquido-gás, todo o biogás foi coletado pelo separador trifásico no reator com inclinação do defletor voltada para cima (Figura 76 a, b, c e d). Nas demais configurações, apenas uma fração muito pequena de biogás, a qual pode ser desprezada, entrou na zona de sedimentação (Figura 77 e 78 d), sendo este fato atribuído a disposição dos defletores e ao aumento da área sobre o plano.

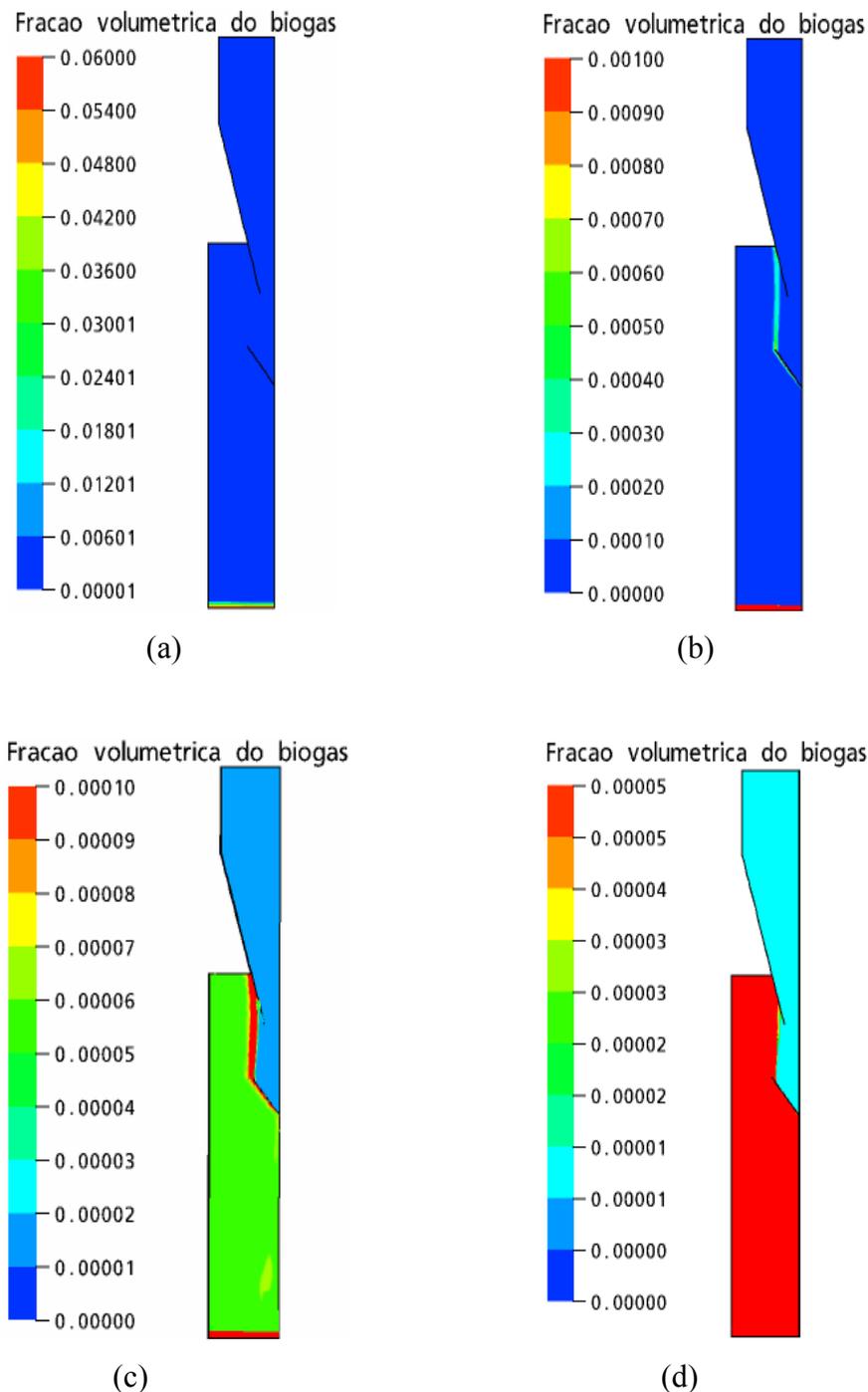


Figura 76 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para cima) para o biogás nas seguintes escalas: (a) 0,06 (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005.

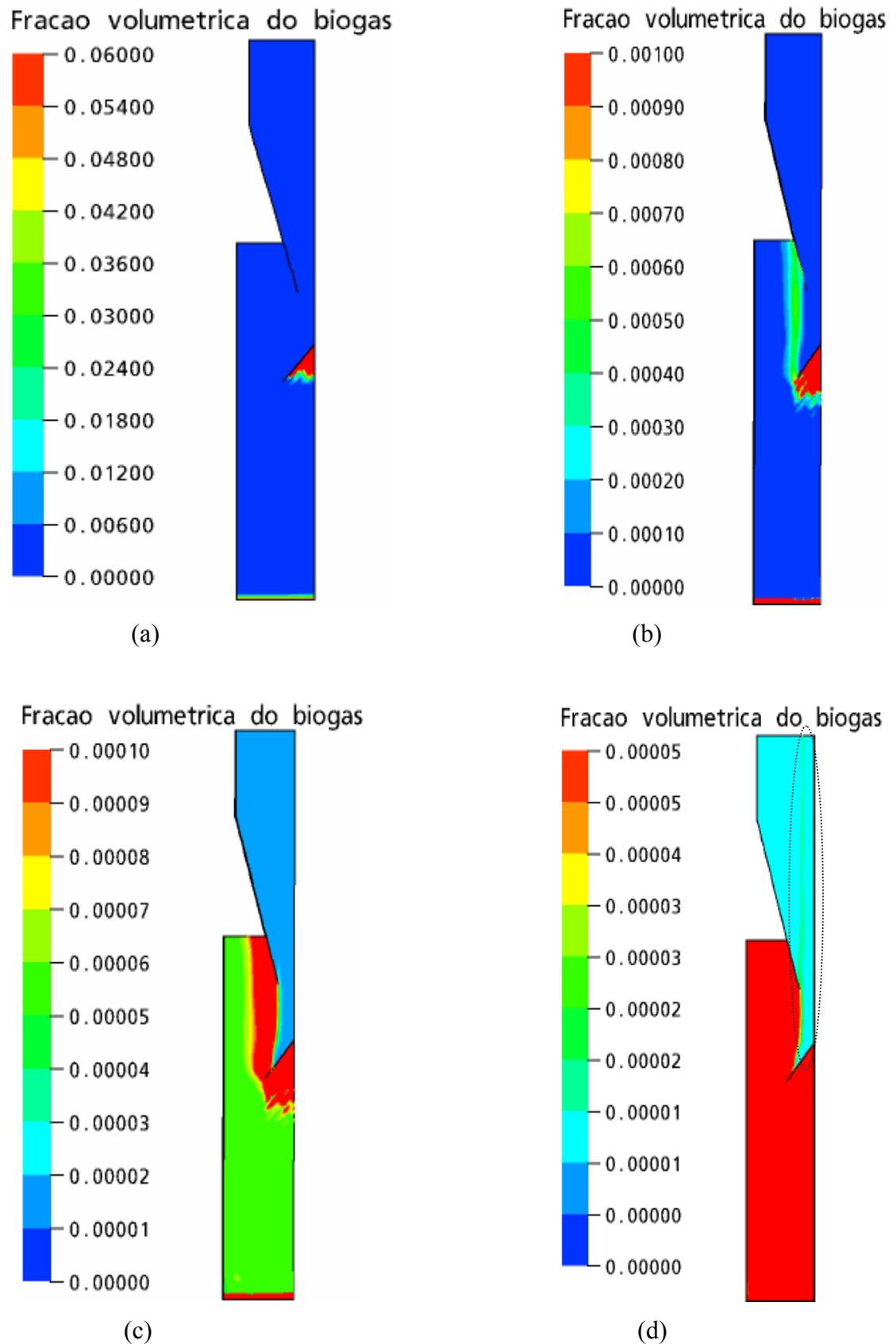


Figura 77 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para baixo e $L = 0,34$ m) para o biogás nas seguintes escalas: (a) 0,06 (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005.

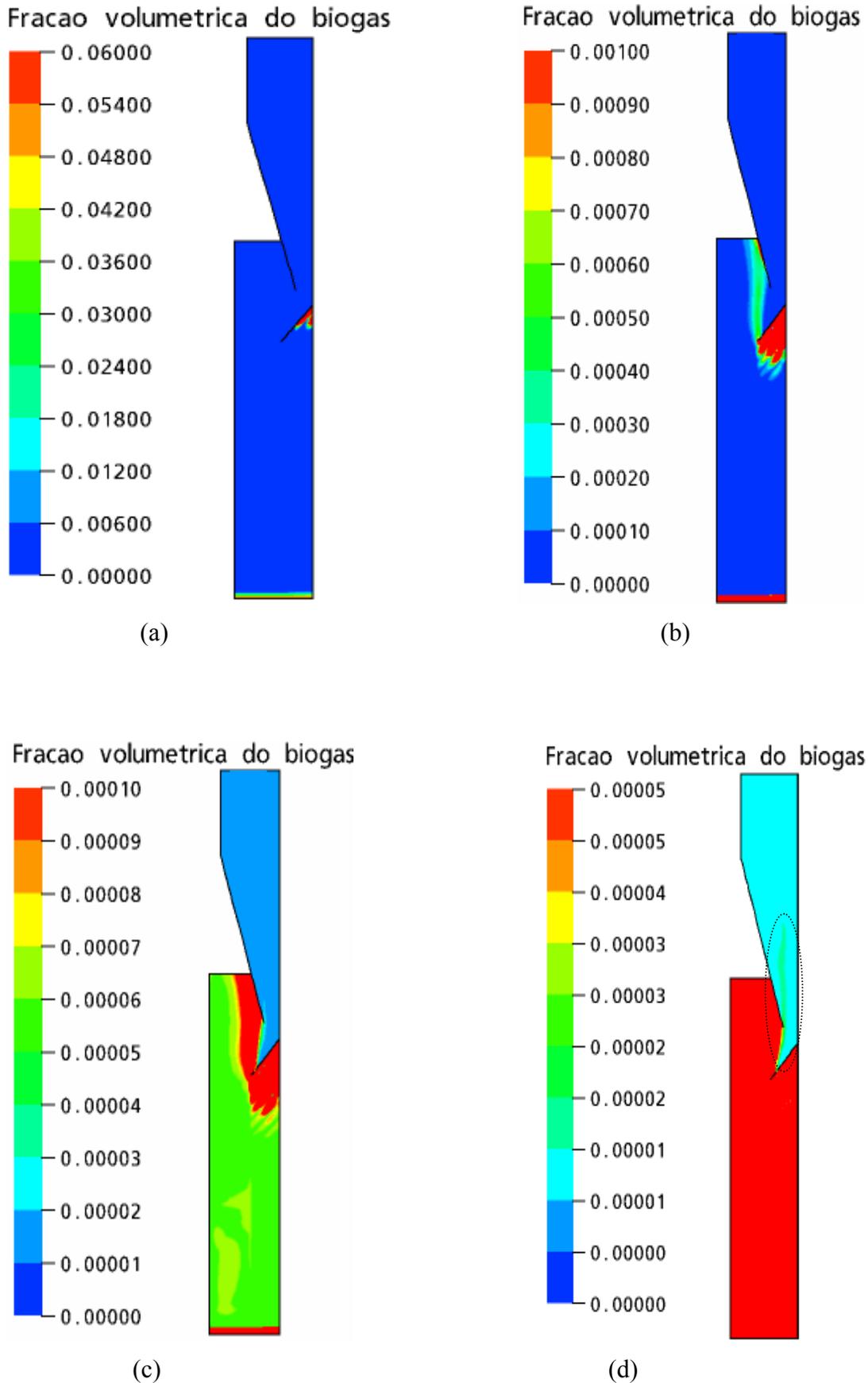


Figura 78 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para baixo e $L = 0,1$ m) para o biogás nas seguintes escalas: (a) 0,06 (b) 0,001, (c) 0,0001 e (d) 0,00005.

Nas Figuras 79 e 80 (a, b e c) estão expostos os resultados das frações volumétricas do lodo na forma de iso – superfícies sobre o plano xz referentes a disposição do defletor com inclinação voltada para cima e para baixo, respectivamente. A apresentação dos resultados segue o mesmo padrão das Figuras 76 a 78.

Ao se comparar os resultados das referidas Figuras, observa-se, de uma maneira geral, que o reator UASB com o defletor com inclinação voltada para baixo elimina a deposição de sólidos entre ele e a parede do reator observado na Figura 79. Com isto, evita-se a necessidade de remoção destes sólidos da referida região, manual ou automaticamente (por meio de dispositivos adequados). Outro ponto negativo da presença destes sólidos nesta região seria a provável produção de biogás, decorrente das reações do metabolismo da matéria orgânica. Os gases, então, produzidos, seguiriam a trajetória ascensional em direção à zona de sedimentação, aumentando, assim, a concentração de sólidos no efluente do reator. Este comportamento é indesejável, tendo em vista que para um bom desempenho do separador trifásico é necessário que o biogás não adentre a zona de sedimentação, pois, caso contrário, conduziria a uma redução da eficiência de tratamento do reator. Estes resultados, por sua vez, levariam a pensar que o reator com inclinação voltada para baixo seria a melhor configuração a ser adotada no projeto de um reator UASB. No entanto, ao se confrontar os resultados da concentração de sólidos determinados numericamente nas duas configurações observou-se que para a configuração do defletor voltada para cima, obteve-se uma concentração igual a 60,9 mg/L; enquanto que, para a outra configuração, a concentração de sólidos foi de 1.729 mg/L. Isto representa um aumento considerável de sólidos suspensos no efluente do reator UASB.

O fato do reator com inclinação do defletor voltada para baixo ter apresentado uma concentração muito elevada de sólidos na saída se deve ao aumento da área sobre o plano entre os dispositivos de separação (defletor de gases e separador trifásico). Esta constatação foi ratificada ao se reduzir esta área por meio da redução do espaçamento para 0,1 m. Os resultados desta nova simulação estão representados na Figura 81 (a, b e c) que ilustra, de maneira geral, resultados semelhantes aos observados na Figura 80. No entanto, foi constatada uma redução substancial da concentração de sólidos (lodo) na saída do reator: de 1.729 para 91,05 mg/L. Estes resultados atestam que o espaçamento entre os dispositivos de separação tem significativa influência nos resultados, conforme destacado por van Haandel e Lettinga (1994).

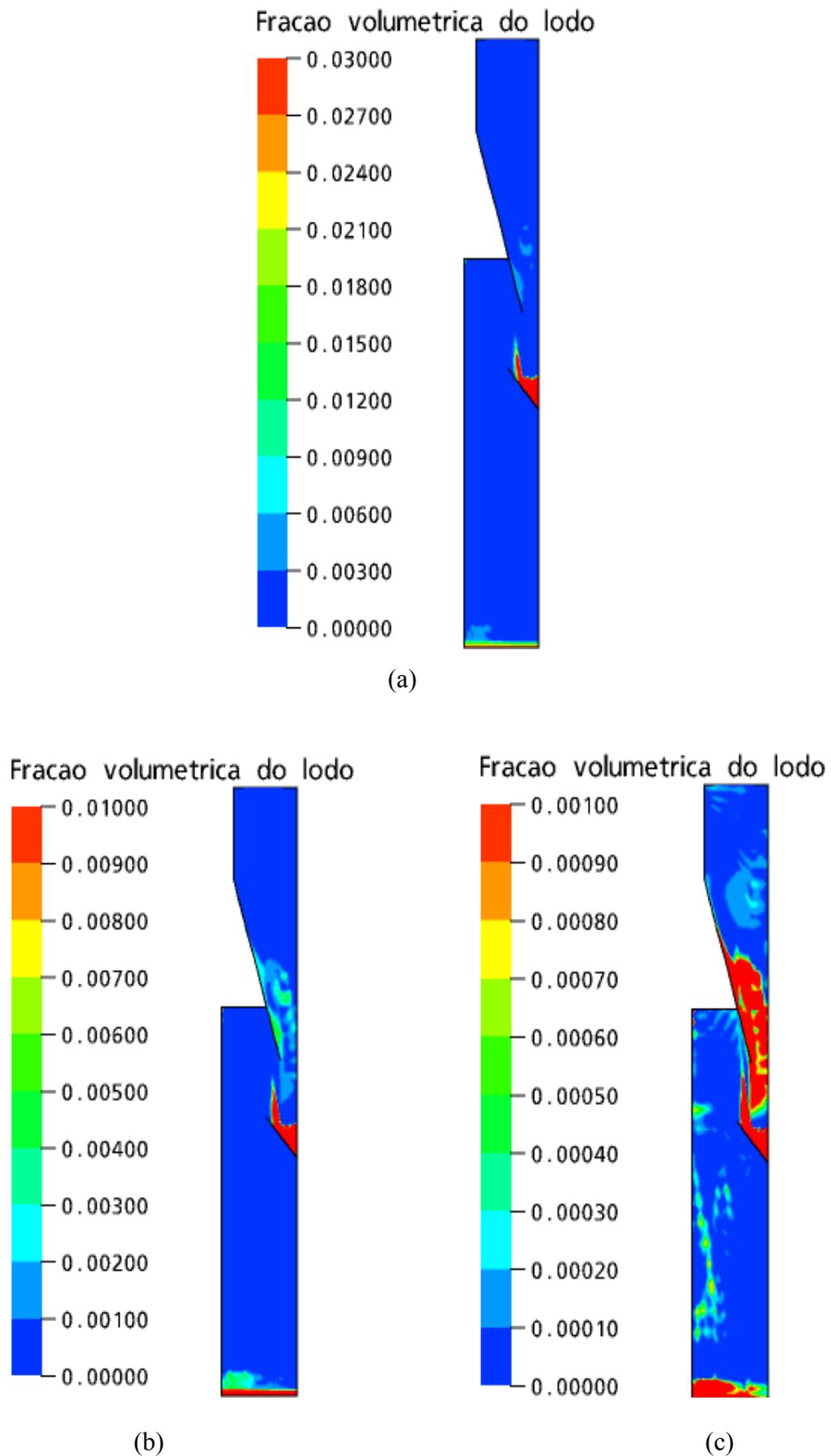


Figura 79 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para cima) para o lodo nas seguintes escalas: (a) 0,03, (b) 0,01 e (c) 0,001.

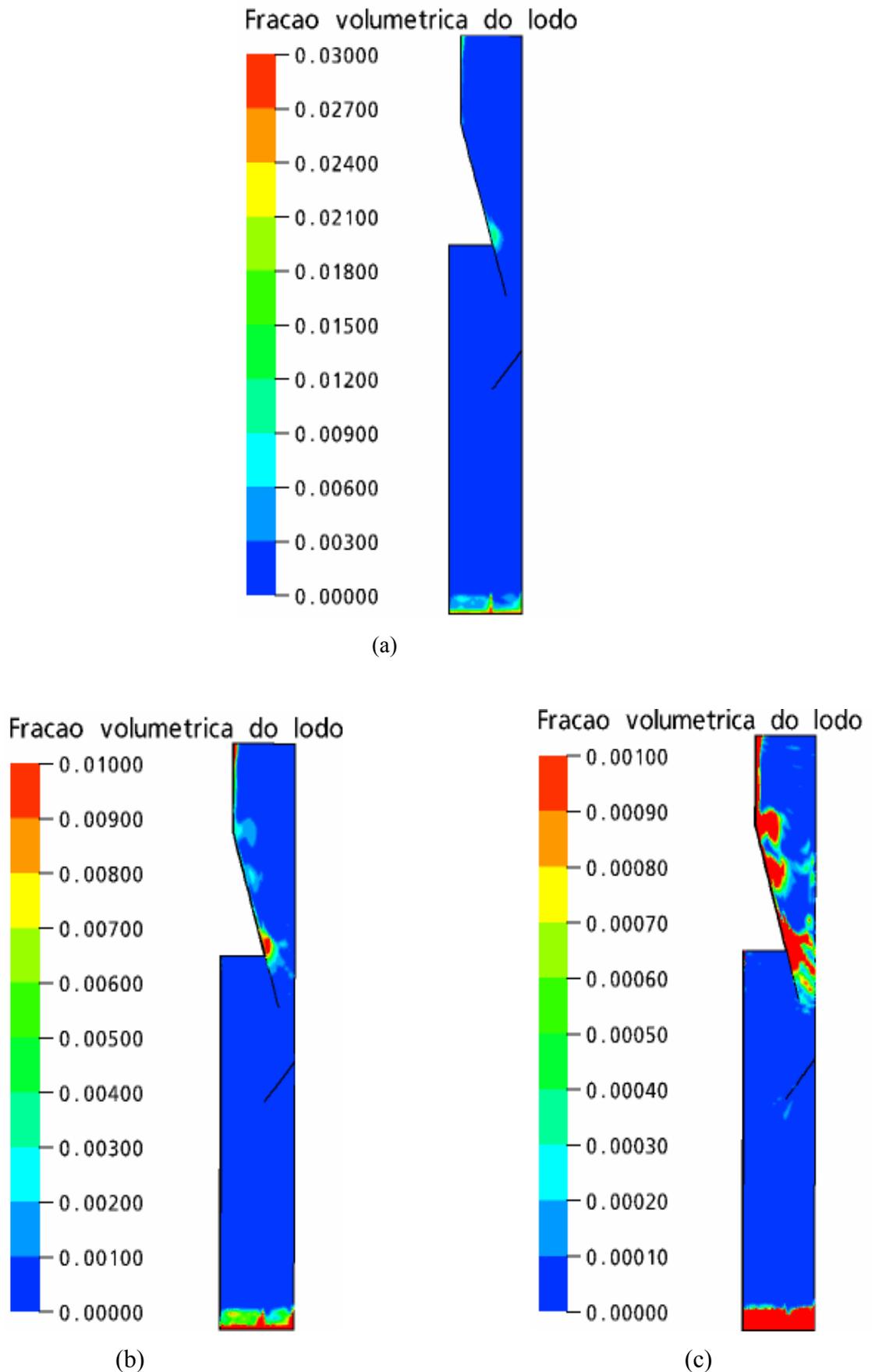


Figura 80 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para baixo e $L = 0,34$ m) para o lodo nas seguintes escalas: (a) 0,03 (b) 0,01 e (c) 0,001 .

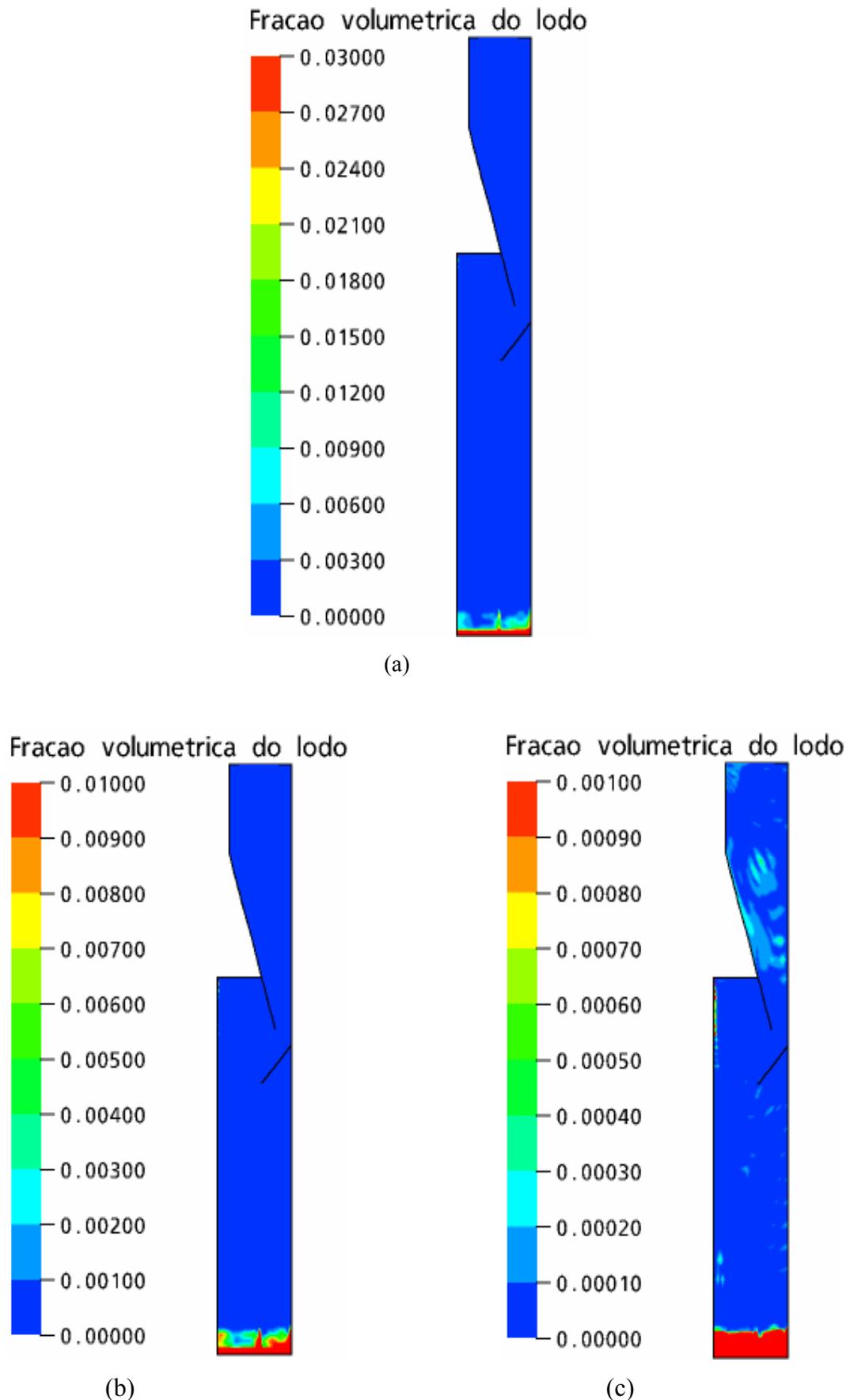


Figura 81 – Representação dos campos de fração volumétrica no reator (defletor com inclinação para baixo e $L = 0,1$ m) para o lodo nas seguintes escalas: (a) 0,03 (b) 0,01, (c) 1 e (d) 0,001.

Diante do exposto, constata-se que, apesar do acúmulo de sólidos no interior do defletor, o reator com inclinação do defletor de gases voltada para cima contribui para uma maior retenção de lodo no reator. Contudo, deve-se ressaltar que o ideal seria que todo o lodo retornasse para as zonas de manta e leito de lodo, já que esta é a função dos dispositivos de separação, visando aumentar a concentração de lodo nestas zonas e, conseqüentemente, a eficiência de tratamento do reator UASB. Para o reator com inclinação voltada para baixo, notadamente com espaçamento entre o defletor de gases e o separador trifásico de 0,1 m, este problema foi praticamente sanado, apesar da eficiência de retenção de sólidos ter sido menor quando comparada com a do defletor com inclinação voltada para cima.

Por outro lado, estes resultados sugerem uma análise cuidadosa com relação à influência da disposição dos defletores de gases no processo de separação dos sólidos (lodo), visando evitar ao máximo o arraste de partículas de lodo à zona de sedimentação.

- Influência do fluxo mássico da mistura (Casos 4, 7 e 8)

Os resultados das simulações numéricas, do reator UASB com inclinação do defletor voltada para cima, referentes ao estudo da influência do fluxo mássico sobre a eficiência de retenção de sólidos suspensos (lodo) dos dispositivos de separação (defletor e separador trifásico), mostraram que a eficiência apresentou uma relação diretamente proporcional com o fluxo mássico, dentro da faixa estudada no presente trabalho (10^{-4} a 0,11 kg/s), conforme apresentado na Tabela 17. Este comportamento pode estar relacionado com o aumento da deposição de sólidos (lodo) entre o defletor de gases e a parede do reator decorrente da presença de zonas de recirculação observadas nesta região, como pode se verificar nas Figuras 82 a (Caso 4), 83 a (Caso 7) e 84 a (Caso 8).

Os resultados referentes as frações volumétricas de lodo estão apresentados nas Figuras 82 a 84 (b e c). Estas figuras, por sua vez, permitem constatar que as zonas de recirculação desempenham uma importante função sobre o comportamento da fração volumétrica das partículas sólidas, fazendo com que haja um desequilíbrio entre as forças que estão atuando sobre elas. Isto é, devido a redução da velocidade próximo a estas zonas de recirculação a força peso se sobrepõe as forças de arraste e de empuxo e, conseqüentemente, favorecem a decantação das mesmas. Contudo, deve-se ressaltar que esta constatação foi obtida com base nos estudos realizados apenas com o reator com a inclinação do defletor

voltada para cima. Para as demais configurações, o aumento do fluxo mássico arrastaria uma maior fração de sólidos para a zona de sedimentação.

Tabela 17 – Relação entre fluxo mássico e a eficiência de retenção de sólidos.

| Fluxo mássico (kg/s) | Eficiência (%) |
|----------------------|----------------|
| 0,004 | 98,00 |
| 0,05 | 98,20 |
| 0,11 | 98,32 |

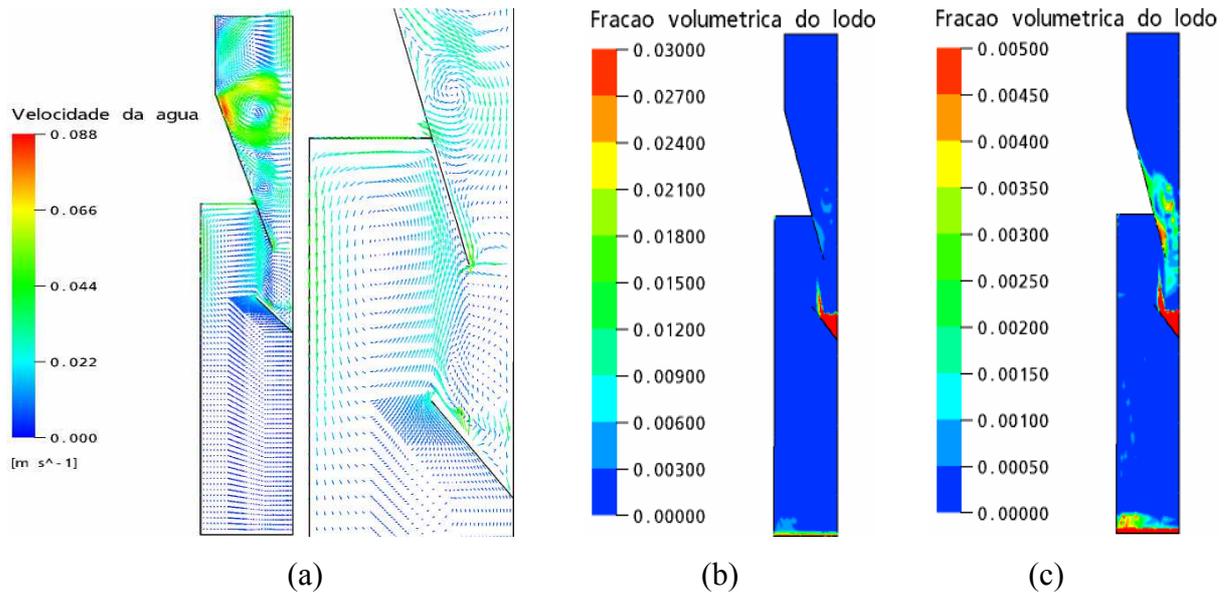


Figura 82 – Representação do campo: (a) velocidade da água, (b) de fração volumétrica do lodo (0 a 0,03) e (c) de fração volumétrica do lodo (0 a 0,005), no reator com fluxo mássico igual a 0,004 kg/s.

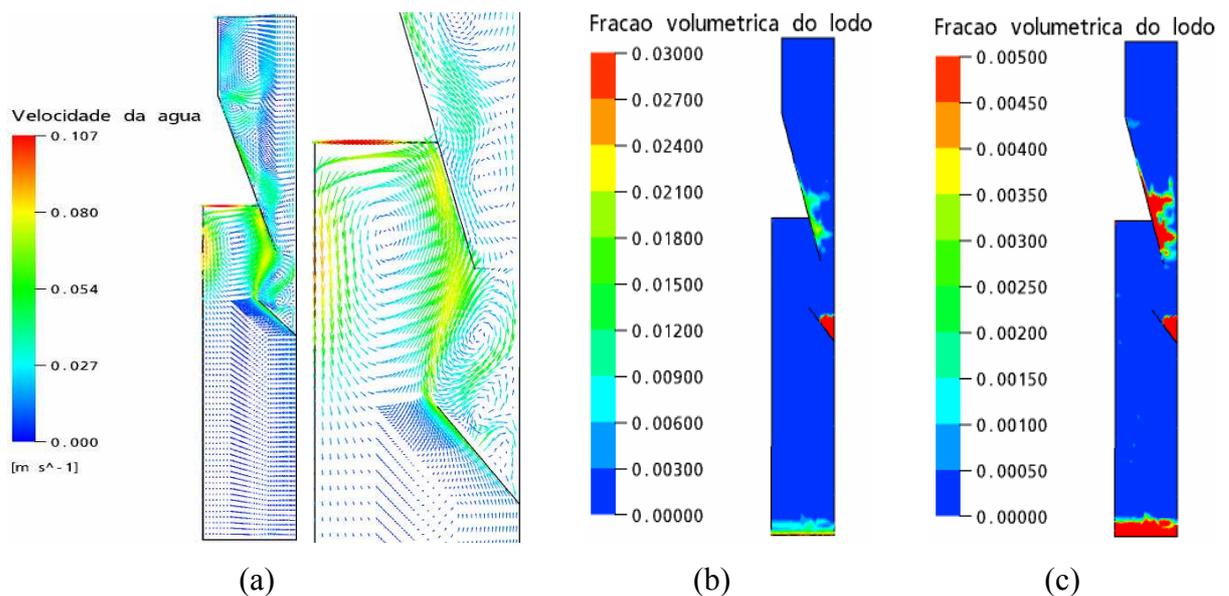


Figura 83 – Representação do campo: (a) velocidade da água, (b) de fração volumétrica do lodo (0 a 0,03) e (c) de fração volumétrica do lodo (0 a 0,005), no reator com fluxo mássico igual a 0,05 kg/s.

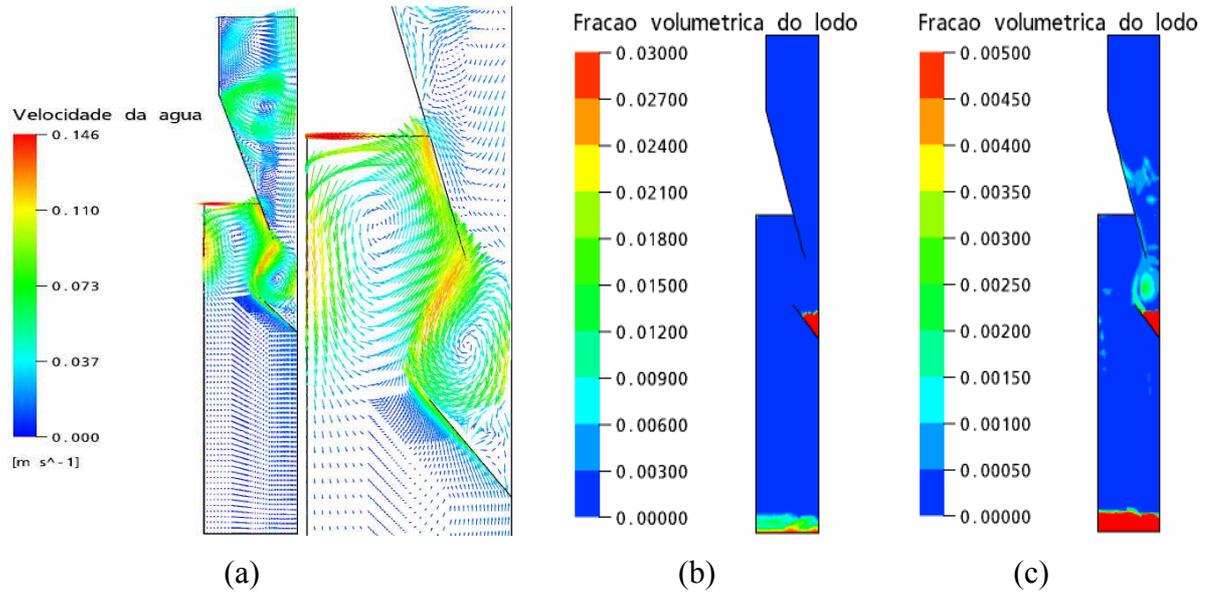


Figura 84 – Representação do campo: (a) velocidade da água, (b) de fração volumétrica do lodo (0 a 0,03) e (c) de fração volumétrica do lodo (0 a 0,005), no reator com fluxo mássico igual a 0,11 kg/s.

5 CONCLUSÕES

Levando-se em consideração os resultados obtidos neste trabalho são enunciadas as seguintes conclusões:

- O estudo da estabilidade operacional do reator UASB apresentou resultados satisfatórios no que se refere aos valores de pH, que se mantiveram na faixa neutra, e das concentrações de alcalinidade de bicarbonato (AB), que apresentaram valores superiores aos das concentrações da alcalinidade devido aos ácidos voláteis (AAV).

- A eficiência de remoção de matéria orgânica (expressa na forma de DQO) foi considerada baixa, aproximadamente 42 %; enquanto que para os sólidos totais em suspensão, a eficiência de remoção variou em torno 70 %.

- A distribuição dos sólidos totais ao longo da direção axial do reator UASB apresentou um comportamento decrescente a medida que se distanciava da seção de alimentação do reator, conforme já era esperado.

- Os valores de pressão apresentaram uma relação linear decrescente, a medida que a tomada de pressão se distanciava da zona de digestão.

- Os resultados com a malha tridimensional confirmaram a presença de um comportamento simétrico, tanto radialmente, quanto angularmente, permitindo assim estudar a fluidodinâmica do reator UASB utilizando uma malha bidimensional com 67.875 elementos e um tempo computacional entre 30 e 40 dias, de acordo com as condições do problema.

- Foram observadas zonas de recirculação (turbilhões) na região entre o defletor de gases e o elemento de separação trifásico, bem como próximo as paredes do referido separador, decorrentes do aumento da velocidade dos fluidos na seção de menor diâmetro do defletor, associado ao desequilíbrio entre as forças de arraste, empuxo e peso atuantes sobre as partículas de gás (bolhas) e de lodo. Deve-se ressaltar que estas zonas de recirculação contribuíram para o processo de sedimentação das partículas sólidas no interior do defletor de gases (reator com inclinação do defletor voltado para

cima). Esta afirmação foi ratificada pela relação diretamente proporcional obtida entre o fluxo mássico e a retenção de sólidos no reator UASB.

- A disposição e inclinação do defletor de gases exerceu expressiva influência sobre o desempenho dos dispositivos de separação de fases, notadamente com relação à retenção de sólidos. Dentre as configurações estudadas, a que reteve uma maior concentração de sólidos foi a com inclinação do defletor voltada para cima, seguida da inclinação voltada para baixo com espaçamento entre os dispositivos de separação de fases de 0,1 m. Porém, uma ressalva deve ser feita com relação ao reator com inclinação do defletor voltada para cima, já que, apesar de praticamente todos os sólidos terem sido retidos no reator, apenas uma pequena fração retornou para a região de manta de lodo e, conseqüentemente, para o leito de lodo.

Outra consideração a ser feita com relação à retenção de sólidos no reator, com inclinação do defletor voltada para cima, está relacionada com o fato desta ser diretamente proporcional ao fluxo mássico, sendo este comportamento atribuído a maior deposição de sólidos no interior do defletor de gases decorrente da intensidade turbilhonar localizada na região entre o defletor de gases e o separador trifásico.

- Com relação ao efeito causado pela disposição e inclinação do defletor de gases sobre a distribuição do biogás no reator e sua captação pelo separador trifásico, pôde ser verificado que, independentemente da configuração utilizada, foi observado uma distribuição uniforme de bolhas de biogás na zona de sedimentação e a presença de uma corrente destas bolhas partindo do defletor em direção ao interior do separador trifásico. Contudo, como já era esperado, ocorreu um expressivo acúmulo de biogás abaixo do defletor com a inclinação voltada para baixo, enquanto que para o defletor com inclinação voltada para cima foi constatado apenas uma discreta concentração de bolhas.

- Uma análise comparativa entre os resultados numéricos e experimentais mostraram uma diferença de aproximadamente 2,42 kPa na zona de manta de lodo e de apenas 0,36 kPa na zona de sedimentação. A maior diferença entre os resultados numéricos e experimentais obtida na zona de manta de lodo pode ser atribuída às condições de entrada especificadas nas simulações numéricas, dentre as quais se destacam: fração volumétrica do biogás, diâmetro da bolha e perfil pistão.

6 SUGESTÕES

Diante das conclusões obtidas neste trabalho, são sugeridos os seguintes estudos:

- Determinar, experimentalmente, a taxa de liberação de biogás na interface líquido – gás, visando comparar com os resultados obtidos numericamente.

- Melhorar a eficiência de tratamento do reator UASB e determinar, nas condições otimizadas, a produção de biogás.

- Avaliar o efeito do diâmetro e das frações volumétricas das fases dispersas (biogás e lodo) sobre o comportamento fluidodinâmico do reator UASB com inclinação do defletor voltada para baixo, porém com uma reduzida área sobre o plano entre os dispositivos de separação de fases.

- Avaliar o comportamento fluidodinâmico considerando diferentes densidades das partículas sólidas.

- Implementar um perfil de entrada para a fração volumétrica e as componentes de velocidade para as três fases com uma distribuição Gaussiana (perfil parabólico), como com o objetivo de se reduzir as discrepâncias entre os campos de pressão experimental e numérico, bem como avaliar, considerando esta nova condição de entrada, a distribuição das bolhas de biogás e das partículas sólidas na zona de manta de lodo.

- Avaliar o efeito das forças de lubrificação na parede na transferência de momento interfacial entre as fases.

Alves, M., Cavaleiro, A. J., Ferreira, E.C., Amaral, A. L., Mota, M., Mota, M., Vivier, H., Pons, M.N. Characterization by Image Analysis of Anaerobic Sludge under Shock Conditions. *Water Science Technology* . Vol 41, pp 207 – 214. (2000).

Antal, S.P., Richard Lahey, Jr., Flaherty, J.E. Analysis of phase distribution and turbulence in dispersed article/liquid flows. *Chemical Engineering Communication*. Vol 174, pp 85–113. (1991).

APHA - AWWA – WEF. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 19th edition. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, Washington D.C. (1998).

Aquino, S. F., Chernicharo, C., Alain, L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Engenharia Sanitária e Ambiental*. Vol. 10 (2), pg. 1 – 20. (2005).

Batstone, D. J., Keller, J., Blackall, L. L. The Influence of Substrate Kinetics on the Microbial Community Structure in Granular Anaerobic Biomass. *Water Research*. Vol 38, pp 1390 – 1404. (2004).

Bortoli, A. L. Introdução à Dinâmica de Fluidos Computacional. 1ª Edição. Editora da Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre – RGS. (2000).

Busato, R. Desempenho de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente como tratamento de efluente de reator UASB: Estudo de caso da ETE de Imbituva. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Paraná. Curitiba - Pr. (2004).

Caixeta, Cláudia Elisângela Tolentino. Nova Proposta de Tratamento em Reatores UASB no Tratamento de Efluentes de Frigorífico. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Uberlândia - MG. (1999).

Campos, J. R. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. PROSAB. Rio de Janeiro. (1999).

Casserly C., Erijman L. Molecular Monitoring of Microbial Diversity in UASB Reactor. *International Biodeterioration & Biodegradation*. Vol 52, pp.7 – 12. (2003).

Cavalcanti, P. F. F., van Haandell, A.C. Comparação entre os métodos titrimétricos Kapp e Dilallo para a determinação da alcalinidade e AGV. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*. Vol. 5 (1), pg 47 – 52. (2000).

Cavalcanti, R. da S. Estudo fluidodinâmico do desprendimento de H₂ em uma célula eletrolítica, utilizando o aplicativo computacional CFX. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande - PB. (2003).

Chen, P., Sanyal, J., Dudukovic, M. P. Numerical simulation of bubble columns flows: effect of different breakup and coalescence closures. *Chemical Engineering Science*. Vol. 60, pp 1085 – 1101. (2005).

Chernicharo, C. A. L. Reatores Anaeróbios – Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. 1ª Edição. Vol 5. Belo Horizonte – MG. (1997).

Fang H. H. P., Chui H. K., Li Y. Y. Microbial Structure and Activity of UASB Granules Treating Different Wastewaters. *Wat. Sci Tech*. Vol 30, pp 87 – 96. (1994).

Farias Neto, Severino Rodrigues. Simulation Numérique des Ecoulements Annulaires Non-Etablis de Types Axial et Tourbillonnaires – Cas du Transfert de Matière. Tese de Doutorado. Universidade de Nantes. Saint-Nazire. França. (1997).

Ferziger, J. H. Peric, M. Computational Methods for Fluid Dynamics. 3ª Edição. Editora Springer. Berlin (2002).

Festino, C., Aubart, C.H. Epuration d'effluents liquides et valorisation energetique de dechets solids d'slaughterhouse par voie anaerobie. Entropie, Vol, 130, pp 57 – 60, (1986), *apud* Caixeta, C. Nova Proposta de Tratamento em Reatores UASB no Tratamento de Efluentes de Frigorífico. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Uberlândia - MG. (1999).

Fortuna, A. O. Técnicas Computacionais para Dinâmica dos Fluidos: Conceitos Básicos e Aplicações. Editora da Universidade de São Paulo (edusp). São Paulo – SP. (2000).

Friedman A. A., Tait S. J. Anaerobic Rotating Biological Contactor for Carbonaceous Wastewater. *Journal Water Pollution Control Federation*. Vol 8, pp 2257 – 2269. (1980).

Friedman, M., Gillis, J. et Liron, N. Laminar flow in pipe at low and moderate Reynolds numbers, *Appl. Sci. Res.* Vol 19, pp 426 – 438 (1968).

Gao, K., Wu, J. Wang, Y., Zhang, D. Bubble dynamics and its effect on the performance of a jet fluidised bed gasifier simulated using CFD. Vol. XX, pp 1–11. (2006). Disponível on-line pelo site www.sciencedirect.com. Acessado em 25 de março de 2006.

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*. Vol. 39(6), pp 1123-1133. (2005).

Gidaspow, D. Multiphase flow and fluidisation. London: Academic Press. (1994).

Hickey, R. F., Wu, W. M., Veiga, M. C., Jones, R. Startup, Operation, Monitoring e Control of High-Rate Anaerobic Treatment Systems. *Water Science Technology*. Vol 24 (8), pp. 207-255. (1991).

Hirsch, Ch. Numerical Computation of Internal and External Flows: Fundamentals of Numerical Discretization. A Wiley – Interscience Publication. Vol 1. Brussels, Belgium. (1988).

Huilin, L., Gidaspow, D. Hydrodynamics of binary fluidization in a riser: CFD simulation using two granular temperatures. *Chemical Engineering Science*. Vol. 58, pp 3777 – 3792. (2003).

Ihme, F., Schmidt – Traub, H., Brauer, H. Theoretische Untersuchungen über die Umströmung and den Stoffübergang an Kugeln. *Chemie – ing – Tech*, Vol. 44 (5), pp 306 – 313. (1972) *apud* Manual CFX 10.0. Ansys, Harwell, UK, (2005).

Ishii, M., Zuber, N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet and particulate flow. *AIChE J.*, Vol 25, pp 834 – 854. (1979) *apud* Manual CFX 10.0. Ansys, Harwell, UK, (2005).

Ishii, M. Thermo–Fluid Dynamic theory of Two Phase Flow, Eyrolles. (1975) *apud* Ranade, V. V. Computational flow modeling for chemical reactor engineering, Academic Press. (2002).

Isik, M., Sponza D. T. Effects of Alkalinity and Co-substrate on the Performance of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor Through Decolorization of Congo Red Azo Dye. *Bioresource technology*. Vol. 96, pp 633 – 643. (2005).

Isoldi, L. A., Koetz, P. R. F., Osvaldo L. V., Isoldi, L. A. Parâmetros de operação do reator UASB em um sistema combinado reator UASB - reator anaeróbio. *Revista eletrônica do mestrado em educação ambiental*. Vol 6, pg 1517 - 1256. (2001).

Jeris, J. S. Industrial waste water treatment using anaerobic fluidized bed reactors, Apresentado no IAWPRC seminar on anaerobic treatment, Copenhagen, Dinamarca, (1982) *apud* van Haandell, A.C., Lettinga, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos. Editora ABES. 3^a edition. Campina Grande. (1994).

Jewell, W. J. Development of the attached microbial film expanded bed process for anaerobic waste treatment, In: Biological fluidized bed treatment of water and waste water, Cooper P. E. and Atkinson B. (Eds) Ellis Horwood, Chichester, Reino Unido, (1982) *apud* van Haandell, A.C., Lettinga, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos. Editora ABES. 3^a edition. Campina Grande. (1994).

Johns M. R. Developments in Wastewater Treatment in the Meat Processing Industry: a Review. *Bioresource Technology*. Vol 54 (3), pp 203 – 216. (1995).

Kalyuzhnyi, S. V.; Fedorovich, V. V. Mathematical modeling of competition between sulphate reduction and methanogenesis in anaerobic reactors. *Bioresource technology*. Vol. 65, pp 227 – 242. (1998).

Krishna, R.; van Baten J. M. Eulerian simulations of bubble columns operating at elevated pressures in the churn turbulent flow regime. *Chemical Engineering Science*. Vol. 56, pp 6249 – 6258. (2001).

Kun, G., Jinhu, W., Yang, W., Dong-ke, Z. Bubble dynamics and its effect on the performance of a jet fluidised bed gasifier simulated using CFD. Vol. XX, pg. 1 – 11. (2006).

Lima, F. P. Energia no tratamento de esgoto: Análise tecnológica e institucional para conservação de energia e uso de biogás. Dissertação de mestrado. Programa Interunidades de Pós – Graduação em Energia da Universidade de São Paulo. São Paulo. (2005).

Manual CFX 10.0. Ansys, Harwell, UK, (2005).

Maliska, C. R. Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional. Editora S. A. Rio de Janeiro – RJ. . (1995).

McaCormack, R. W., Paullay, A. J. Computational efficiency achieved by time splitting of finite difference operators. AIAA, pp 72 – 154. San Diego. (1972).

McDonal, P. W. The computation of transonic flow through two-dimensional gas turbine cascades. ASME, pp 71 – 89. (1971).

Mehrotra, A. K. et Patience, G. S., Unified entry length for Newtonian and power – law fluids in laminar pipe flow, *Can. Journal Chemical Engineering*. Vol 68, pp 529 – 533. (1990).

Michele, V., Hempel, D. C. Liquid flow and phase holdup— measurement and CFD modeling for two-and three-phase bubble columns. *Chemical Engineering Science*. Vol. 57, pp 1899 – 1908. (2002).

Narnoli S. K., Mehrotra I. Sludge Blanket of UASB Reactor: Mathematical Simulation. *Water Research*. Vol 31 (4), pp. 715-726. (1997).

Nouar, C., Ould – Rouis, M., Legrand, J., salem, A. Developing laminar flow in the entrance region of annuli. Review and extension of standard resolution methods to hydrodynamic problem, *Int. Journal Science Engineering*. Vol. 33, pp 1517 – 1534. (1995).

Nunes, J. A. Tratamento Físico-Químico de Águas Residuárias Industriais. Editora Triunfo. 3^a edição. Aracajú - SE. (2001).

Paladino, Emílio Ernesto. Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial. Tese de Doutorado. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Brasil, (2005).

Patankar, S. V. Numerical heat transfer and fluid flow. Hemisphere Publishing Corporation, Washington, USA. (1980).

Pereira, M.A.A.S. Degradação de ácido oléico em filtro anaeróbio: efeito da adaptação do inóculo e da recirculação da biomassa. Dissertação de mestrado. Universidade do Minho, Minho, Portugal, (1998).

Pol, L. W. H., Lopes, S.I.C., Lettinga, G., Lens, P.N.L. Anaerobic sludge granulation. *Water Research*. Vol 38, pp. 1376 - 1389. (2004).

Ranade, V. V. Computational flow modeling for chemical reactor engineering, Academic Press. (2002).

Rodrigues, D. S., Santos, V. S., Lima, M. G. S. Estabilidade e eficiência de tratamento de um Reator UASB operando sob diferentes cargas orgânicas. Relatório de Iniciação Científica. Faculdade de Tecnologia CENTEC – Cariri, Juazeiro do Norte (2007).

Rinzema A., Anaerobic treatment of waste water with high concentrations of lipids or sulphate. Tese de PhD Universidade de Wageningen, Wageningen, Holanda, (1989) apud van Haandel, A. C., Lettinga, G., Tratamento anaeróbio de esgotos (1994).

Rizzi, A. W., Inouye, M. Time Split Finite Volume Method for Three-Dimensional Blunt-Bodyflows. AIAA Journal. Vol. 11, pp. 1478 – 1485. (1973).

Samuel, T., Arnaud, C., Alain, L. Global modeling of a gas – liquid airlift reactor. *Chemical Engineering Science*. Vol. 60, pp. 5991 – 6003. (2005).

Schiller, L., Naumann, Z. Über die grundlegenden Berechnungen bei der Schwerkraftbereitung. Z. Ver. Deutsch. Ing. 77, 318. (1933) apud Manual CFX 10.0. Ansys, Harwell, UK, (2005).

Seghezze, L. Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions. Tese. Universidade de Wageningen, Wageningen, Holanda, (2004).

Schink, B. e Thauer, R.K. Energetics of syntrophic methane formation and the influence of aggregation. In: Proc. Granular Anaerobic Sludge: Microbiology and Technology (GASMAT)

Workshop, G. Lettinga, A.J.B. Zehnder, J.T.C. Grotenhuis, L.W. Hulshoff Pol (Eds.), Puduc Wageningen, Wageningen, pp. 5-17, (1988).

Soo, S. L. Multiphase Fluid Dynamics. Science Press, Beijing, (1995) *apud* Paladino, Emílio Ernesto. Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial. Proposta de Tese. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, (2001).

Speece, R. E. Anaerobic Biotechnology. 1ª Edição, Nashville, Archae Press. (1996).

Sperandio, D., Mendes, J. T., Silva, L. H. M. Cálculo Numérico: Características Matemáticas e Computacionais dos Métodos Numéricos. Editora Prentice Hall. São Paulo – SP. (2003).

Taghipour, F., Ellis, N., Wong, C. Experimental and computational study of gas–solid fluidized bed hydrodynamics. *Chemical Engineering Science*. Vol. 60, pp 6857 – 6867. (2005).

Talvy, S., Cockx, A., Line, A. Global modelling of a gas–liquid–solid airlift reactor. *Chemical Engineering Science*. Vol. 60, pp 5991 – 6003. (2005).

Vallero, M. V. G., Trevino, R. H. M., Paulo, P. L., Lettinga, G., Lens, P. N. L. Effect of Sulfate on Methanol Degradation in Thermophilic (55°C) Methanogenic UASB Reactors. *Enzyme and Microbial Technology*. Vol 32, pp. 676 – 687. (2003).

van Baten, J.M., Krishna, R., Eulerian simulations for determination of the axial dispersion of liquid and gas phases in bubble columns operating in the churn-turbulent regime. *Chemical Engineering Science*. Vol. 56 (2), pp 503–512. (2001).

van Haandell, A.C., Marais, G. R. O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado em Regiões de Clima Quente. Editora ABES. Campina Grande. (1998).

van Haandell, A.C., Lettinga, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos. Editora ABES. 3^a edition. Campina Grande. (1994).

Wang, V. L., Longwell, P. A. Laminar flow in the inlet section of parallel plates, *AIChE J.* Vol 10, pp 323 – 329. (1964).

Wei, D., Xiaojun, B., Jian, X., Weisheng, W. Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: Assessment of drag coefficient correlations. *Chemical Engineering Science.* Vol. 61, pp 1401 – 1420. (2006).

Yeoh, G. H., Tu, J.Y. Numerical modelling of bubbly flows with and without heat and mass transfer. *Applied Mathematical Modelling*, pp 1 – 29. (2005).

Yeoh, G. H., Tu, J.Y. Population balance modelling for bubbly flows with heat and mass transfer. *Chemical Engineering Science*, Vol. 59, pp. 3125 – 3139. (2004).

Young J. C., McCarty P. L. The Anaerobic Filter for Waste Treatment. *J. Water Poll. Control Fed.* P. 41. R160. (1969) apud van Haandell, A.C., Marais, G. R. O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado em Regiões de Clima Quente. Editora ABES. Campina Grande. (1998).

Zienkiewicz, O. C., Taylor, R. L. The Finite Element Method. Vol. 1 e 2. Editora McGraw-Hill. Great Britain. (1994).

Na Figura I (a e b) é ilustrada a distribuição dos pontos durante o refinamento das malhas tridimensionais representativas do reator UASB, com a inclinação do defletor voltada para cima e para baixo. Na Tabela I são apresentadas as características do refinamento das malhas no espaço tridimensional.

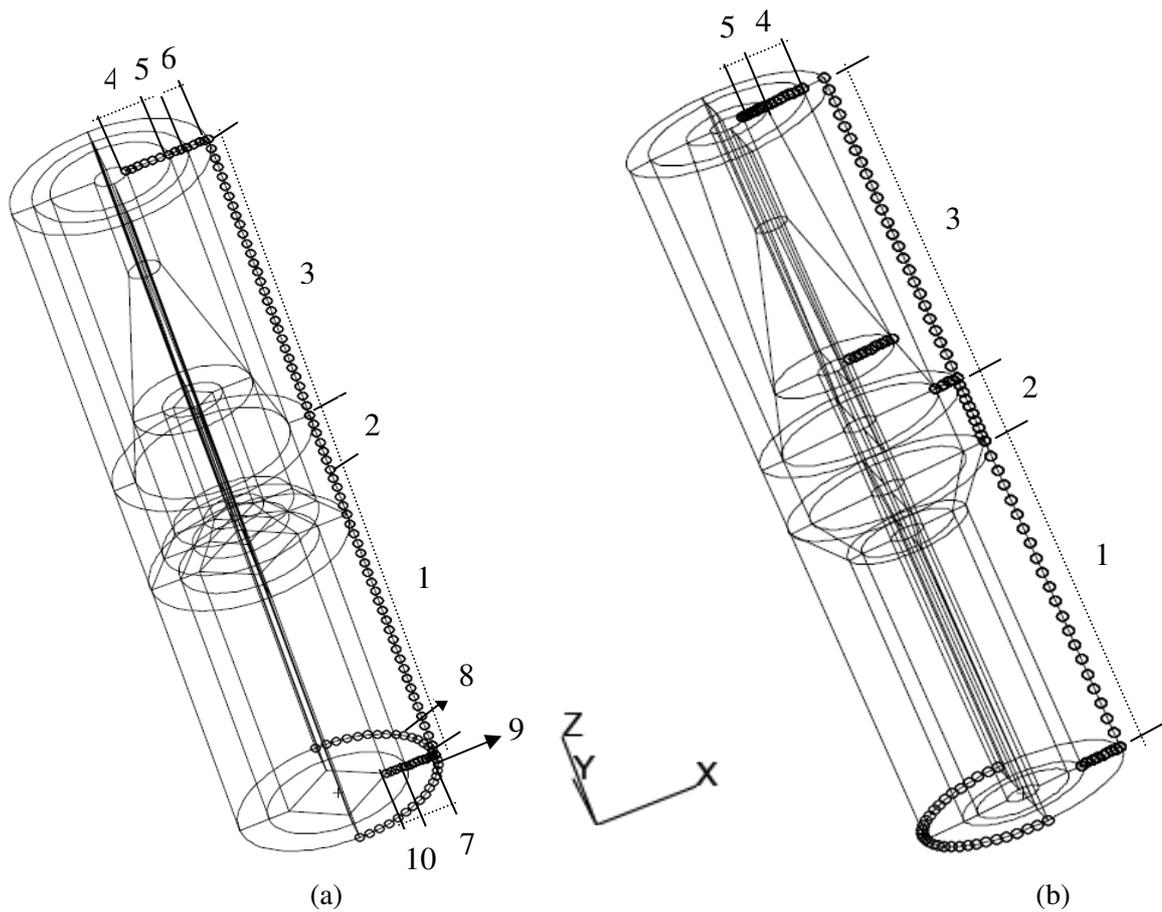


Figura I - Ilustração dos refinamentos das malhas no espaço tridimensional: (a) com a inclinação do defletor voltada para cima e (b) com a inclinação do defletor voltada para baixo.

Tabela I – Características do refinamento das malhas no espaço tridimensional.

| Malha | Nº de elementos | Distribuição dos Elementos | | | | | | | | | |
|--|-----------------|----------------------------|-----|-----|------------|-----|-----------|-----------|-----|-----|----------|
| | | 1:a | 2:a | 3:a | 4:b | 5:a | 6:b | 7:b | 8:a | 9:a | 10:b |
| Malha com defletor com inclinação para cima | | | | | | | | | | | |
| 1 | 106.688 | 32 | 14 | 37 | * 6 **1.5 | 3 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 2 | 59.976 | 30 | 12 | 35 | * 6 **0.5 | 3 | 4 | 7 | 20 | 20 | *4 **0.5 |
| 3 | 76.520 | 32 | 14 | 37 | * 6 ** 0.5 | 3 | 4 | 8 | 20 | 20 | *4 **0.5 |
| 4 | 118.400 | 32 | 14 | 37 | * 6 **1.5 | 3 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 5 | 118.400 | 25 | 11 | 29 | * 6 **1.5 | 3 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 6 | 118.400 | 32 | 14 | 37 | * 6 **0.5 | 3 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 7 | 118.400 | 32 | 14 | 37 | * 6 **1.5 | 3 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 8 | 67.875 | 25 | 11 | 29 | * 6 **1.5 | 3 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 15 | 15 | 4 |
| Malha com defletor com inclinação para baixo | | | | | | | | | | | |
| 1 | 27.060 | 18 | 12 | 26 | * 6 ** 1.5 | 4 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 2 | 86.910 | 21 | 15 | 32 | * 6 ** 0.5 | 4 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 3 | 92.130 | 24 | 15 | 32 | * 6 ** 1.5 | 4 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |
| 4 | 81.630 | 21 | 15 | 28 | * 6 **0.5 | 4 | * 4 **0.5 | * 8 **1.5 | 20 | 20 | 4 |

As letras (a) e (b) da Tabela I correspondem as opções de distribuição dos elementos sobre as curvas da malha, disponíveis no CFX 4.4, denominadas *uniform* e *one way bias*, respectivamente. A opção (a) representa a distribuição uniforme dos elementos sobre a curva, em intervalos sucessivos. A (b) corresponde à distribuição em intervalos que seguem uma progressão geométrica, onde a distância que separa os elementos, ao serem distribuídos sobre a curva, vai aumentando gradativamente a partir da região próxima a parede.