



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA QUÍMICA

CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO E MODELAGEM MATEMÁTICA DE
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO GRANULAR EXPANDIDO (EGSB)
TRATANDO ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA

Gleyce Teixeira Correia

São Carlos, SP
Outubro, 2014



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA QUÍMICA

**CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO E MODELAGEM MATEMÁTICA DE
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO GRANULAR EXPANDIDO (EGSB)
TRATANDO ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA**

Gleyce Teixeira Correia

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos para obtenção do título de Doutora em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Wu Hong Kwong

São Carlos, SP
Outubro, 2014

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da
Biblioteca Comunitária/UFSCar**

C824ce Correia, Gleyce Teixeira.
 Contribuição ao estudo e modelagem matemática de reator anaeróbio de leito granular expandido (EGSB) tratando água residuária de suinocultura / Gleyce Teixeira Correia. -- São Carlos : UFSCar, 2014.
 134 f.

 Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2014.


 1. Biotecnologia. 2. Tratamento anaeróbio. 3. Efluentes de suinocultura. 4. Modelagem matemática. 5. Reator anaeróbio granular de leito expandido. I. Título.

CDD: 660.6 (20^a)

FOLHA DE APROVAÇÃO

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DEFESA DE TESE DE GLEYCE TEIXEIRA CORREIA APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 03 DE OUTUBRO DE 2014.

BANCA EXAMINADORA:


Wu Hong Kwong
(Orientador), UFSCar


Marcelo Zaiat
USP


José Alberto Domingues Rodrigues
IMT


Simone Damasceno Gomes
UNIOESTE


Ronaldo Guimarães Corrêa
UFSCar

Nunca tenha medo de tentar algo novo. Lembre-se de que um amador solitário construiu a Arca. Um grande grupo de profissionais construiu o Titanic.

Luís Fernando Veríssimo

Uma pérola esquecida na praia, ainda que não seja notada, nem apanhada ou devidamente reconhecida, nunca perde o seu valor.

Augusto Branco

Seja você quem for, seja qual for a posição social que você tenha na vida, a mais alta ou a mais baixa, tenha sempre como meta muita força, muita determinação e sempre faça tudo com muito amor e com muita fé em Deus, que um dia você chega lá. De alguma maneira você chega lá.

Ayrton Senna

AGRADECIMENTOS

A Deus e aos meus anjinhos por me protegerem hoje e sempre;

Aos meus pais - Tânia e Osmar, minha irmã - Joyce e aos meus avós por todo incentivo, apoio, amor e carinho ao longo da vida;

Ao Victor por ser, além de namorado, amigo e conselheiro. Agradeço pela paciência, amor e carinho;

Ao Prof. Wu Hong Kwong pela orientação, contribuições, paciência e confiança;

A Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), pela oportunidade de realização do doutorado no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química;

Aos professores do Departamento de Engenharia Química (DEQ) da UFSCar, em especial aos professores José Teixeira Freire, Ronaldo Guimarães Corrêa, Maria do Carmo Ferreira e Alberto Colli Badino Junior, por me possibilitarem o conhecimento básico para o desenvolvimento da minha Tese;

Ao Oscar, do DEQ-UFSCar, pela construção do reator utilizado no estudo;

Ao Prof Marcelo Zaiat por disponibilizar o Laboratório de Processos Biológicos (LPB) para a realização da fase experimental do presente trabalho, e pela possibilidade de realização do meu estágio docência na disciplina de Ações Mitigadoras de Impactos Ambientais para os alunos do curso de graduação em Engenharia Ambiental;

A todos os professores e pesquisadores do LPB, da USP São Carlos, por me receberem e sempre estarem dispostos a contribuir com o meu trabalho e a me auxiliarem no que fosse necessário;

Ao mestrando Guilherme Oliveira pela determinação dos componentes da água residuária utilizada no presente trabalho;

A Profa Mônica Lopes Aguiar e ao técnico Marcus, por disponibilizarem o equipamento no Laboratório de Controle Ambiental do Departamento de Engenharia Química – USFCar, que possibilitou a captura de imagens dos grânulos para posterior dimensionamento;

As técnicas do LPB – USP, Maria Ângela Adorno, Eloisa Pozzi, Isabel Kimiko Sakamoto e Carolina Sabatini, por toda disponibilidade em me auxiliar nas análises realizadas ao longo do ensaio experimental;

Ao técnico do Instituto de Física de São Carlos (IFSC) - USP, Nelson José Heraldo Gallo, pelas imagens de microscopia eletrônica de varredura;

Aos amigos do DEQ, Paula, Marina, João Victor, Samirys, Patrícia, Gil César, e todos que de alguma maneira tornaram a minha estadia em São Carlos mais prazerosa e divertida;

A Tania Pérez Pérez *por las clases de español* e, juntamente com seus orientadores - Profa. Dra. Ileana Pereda Reyes e Prof. Dr. Deny Oliva Merencio -, pela parceria no trabalho realizado;

A Mariana Floria pelo auxílio no controle da minha ansiedade;

A Capes pela concessão da bolsa de doutorado, que possibilitou minha permanência em São Carlos, SP;

Enfim, a todos que direta ou indiretamente contribuíram para que eu pudesse vencer mais esta etapa.

RESUMO

CORREIA, G. T. **Contribuição ao estudo e modelagem matemática de reator anaeróbio de leito granular expandido (EGSB) tratando água residuária de suinocultura.** 2014. 134 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, SP. Brasil.

Sistemas anaeróbios vêm sendo muito estudados e utilizados no tratamento de efluentes agroindústrias, entre outros. Dentre as tecnologias existentes, têm-se os reatores EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*), que surgiram como aperfeiçoamento dos reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). Buscou-se avaliar o desempenho de um reator EGSB utilizando água residuária sintética de suinocultura como substrato, aumentando a carga orgânica volumétrica (2, 4, 8, 10 e 15 kgDQO.m⁻³.d⁻¹) e a velocidade ascensional (6 e 10 m.h⁻¹). Foram obtidas eficiências superiores a 83% na remoção de DQO, porém ocorreu acúmulo de ácidos voláteis, e provável desequilíbrio microbiano após aplicação da carga de 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹. O reator apresentou certa homogeneidade nos microrganismos presentes ao longo do reator, com presença de bacilos de diferentes dimensões, cocos, e microrganismos semelhantes aos gêneros *Methanosaeta* e *Methanosarcina*. Desenvolveu-se um modelo matemático buscando estudar de maneira mais detalhada a hidrodinâmica do EGSB, geralmente considerados como reatores contínuos de mistura completa (CSTR). Para isto, utilizou-se um modelo fenomenológico, baseado no balanço de massa do reator, e após ajuste aos dados experimentais, observou-se que o reator EGSB pode ser trabalhado como uma série de cinco reatores contínuos de mistura completa (CSTR), sendo três na região do tubo do EGSB e dois na região do separador, com constante cinética intrínseca de aproximadamente 7,5.10⁻⁵ L.mgSSV⁻¹.h⁻¹ e com constante cinética aparente diminuindo com o aumento da carga orgânica.

Palavras-chave: tratamento anaeróbio, efluente de suinocultura, modelagem matemática, reator EGSB

ABSTRACT

CORREIA, G. T. **Contribution to the study and mathematical modelling of the expanded granular sludge bed (EGSB) reactor treating swine wastewater.** 2014. 134 p. Thesis (Doctorate in Chemical Engineering). Federal University of São Carlos (UFSCar), São Carlos, SP. Brazil.

Anaerobic systems have been widely studied and used in treatment of wastewater from agriculture and others. Among the existing technologies, there are the EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) reactors, which have emerged as improvement of UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactors. It was sought to evaluate the performance of an EGSB reactor using synthetic swine wastewater as substrate, increasing the volumetric organic load (2, 4, 8, 10 and 15 kgCOD.m⁻³.d⁻¹) and the upflow velocity (6 and 10 m.h⁻¹). Efficiencies higher than 83% were obtained in removal of COD, however there was a buildup of volatile acids and a possible microbial imbalance after the application of the load 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹. The reactor showed homogeneity in microorganisms along the reactor, with the presence of bacilli of different sizes, coccus, and similar to the genera *Methanosaeta* and *Methanosarcina*. It was developed a mathematical model aiming to study in more detail the hydrodynamics of EGSB, generally regarded as continuous complete mix reactors (CSTR). For that, it was used a phenomenological model based on the mass balance of the reactor, and after the adjustment to the experimental data, it was observed that the EGSB reactor can be worked as a series of five continuous complete mix reactors (CSTR), three in the tube region and two in the separator region with kinetic intrinsic rate at approximately 7,5.10⁻⁵ L.mgSSV⁻¹.h⁻¹ and kinetic rate constant decreasing with increase in organic load.

Keywords: anaerobic treatment, swine wastewater, mathematical modelling, EGSB reactor

LISTA DE FIGURAS

| | | |
|---------------------|---|----|
| Figura 3.1. | Sequências metabólicas da digestão anaeróbia | 20 |
| Figura 3.2. | Exemplo de morfologia de microrganismos envolvidos na geração de metano anaeróbio: (a) acidogênicos; (b) acetogênicos; e, (c) metanogênicos | 21 |
| Figura 3.3. | Desenho esquemático de um reator EGSB | 24 |
| Figura 3.4. | Desenho esquemático de um reator UASB | 24 |
| Figura 3.5. | Estudos publicados relacionados aos reatores UASB e EGSB até março de 2014 | 26 |
| Figura 3.6. | Classificação dos reatores em função do fluxo presente. (a) fluxo descontínuo; (b) fluxo contínuo pistonado; (c) fluxo contínuo com mistura completa; e, (d) fluxo contínuo não ideal | 34 |
| Figura 3.7. | Curva de concentração (C_{pulso}) em função do tempo | 35 |
| Figura 3.8. | Esquema do reator UASB proposto por Hanish e Pires (1996), onde estão representadas as regiões (1) de entrada, (2) de zona, (3) de manta de lodo, e (4) de sedimentação | 36 |
| Figura 3.9. | Modelo de UASB composto por vários CSTR em série | 38 |
| Figura 4.1. | Desenho esquemático e fotografia do reator EGSB utilizado | 42 |
| Figura 4.2. | Desenho esquemático da unidade experimental | 43 |
| Figura 4.3. | Localização dos pontos de amostragem ao longo do EGSB | 49 |
| Figura 4.4. | Esquema de um reator tubular | 55 |
| Figura 4.5. | Condições de contorno | 55 |
| Figura 4.6. | Divisão do domínio z em subdomínios | 56 |
| Figura 4.7. | Esquema de dois reatores tubulares com dispersão em série | 58 |
| Figura 4.8. | Esquema para implementação do modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série (Tub-Tub) | 59 |
| Figura 4.9. | Esquema de duas séries de NCSTR | 60 |
| Figura 4.10. | Esquema para implementação do modelo de duas séries de NCSTR | 61 |
| Figura 4.11. | Esquema de um reator em batelada | 64 |
| Figura 5.1. | Curva resposta do ensaio hidrodinâmico | 66 |
| Figura 5.2. | Curva dos dados normalizados – Distribuição de idade de saída (E_{θ}) em função do tempo adimensional (θ) | 67 |
| Figura 5.3. | Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio hidrodinâmico com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} | 68 |
| Figura 5.4. | Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio hidrodinâmico com velocidade ascensional de 8 m.h^{-1} | 68 |

| | | |
|---------------------|--|----|
| Figura 5.5. | Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio com hidrodinâmico velocidade ascensional de 10 m.h ⁻¹ | 69 |
| Figura 5.6. | Curva dos dados normalizados – Distribuição de idade de saída (Eθ) em função do tempo adimensional (θ) | 70 |
| Figura 5.7. | Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio hidrodinâmico com velocidade ascensional de 6 m.h ⁻¹ | 71 |
| Figura 5.8. | Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio com hidrodinâmico velocidade ascensional de 10 m.h ⁻¹ | 71 |
| Figura 5.9. | Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 6 m.h ⁻¹ | 73 |
| Figura 5.10. | Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 8 m.h ⁻¹ | 73 |
| Figura 5.11. | Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 10 m.h ⁻¹ | 74 |
| Figura 5.12. | Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 6 m.h ⁻¹ , após diminuição da altura do tubo | 75 |
| Figura 5.13. | Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 10 m.h ⁻¹ , após diminuição da altura do tubo | 75 |
| Figura 5.14. | Modelo de duas séries de NCSTR, com valores de N ajustados | 77 |
| Figura 5.15. | Dados experimentais e modelo NCSTR ajustado, operando com velocidade ascensional de 6 m.h ⁻¹ | 78 |
| Figura 5.16. | Dados experimentais e modelo NCSTR ajustado, operando com velocidade ascensional de 8 m.h ⁻¹ | 78 |
| Figura 5.17. | Dados experimentais e modelo NCSTR ajustado, operando com velocidade ascensional de 10 m.h ⁻¹ | 79 |
| Figura 5.18. | Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, aplicando velocidade ascensional de 6 m.h ⁻¹ , após diminuição da altura do tubo | 80 |
| Figura 5.19. | Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, aplicando velocidade ascensional de 10 m.h ⁻¹ , após diminuição da altura do tubo | 80 |
| Figura 5.20. | Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, considerando tempo morto de 22 min, com v = 6 m.h ⁻¹ | 82 |
| Figura 5.21. | Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, considerando tempo morto de 25 min, com v = 10 m.h ⁻¹ | 82 |
| Figura 5.22. | Valores de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) no (a) afluyente e no (b) efluente do reator | 85 |
| Figura 5.23. | Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de 2 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 87 |
| Figura 5.24. | Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de 4 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 87 |

| | | |
|---------------------|---|-----|
| Figura 5.25. | Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de 8 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 88 |
| Figura 5.26. | Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de 10 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 88 |
| Figura 5.27. | Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 2 operando com COV de 10 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 89 |
| Figura 5.28. | Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 2 operando com COV de 15 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 89 |
| Figura 5.29. | Eficiência na remoção de DQO ao longo de todo o ensaio | 90 |
| Figura 5.30. | Valores de ácidos graxos voláteis totais durante a operação do reator | 93 |
| Figura 5.31. | Valores de ácidos graxos voláteis no reator durante todo o período experimental (a) na entrada, (b) no interior e (c) na saída do reator | 94 |
| Figura 5.32. | Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com v = 6 m.h ⁻¹ e COV = 2 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 95 |
| Figura 5.33. | Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com v = 6 m.h ⁻¹ e COV = 4 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 95 |
| Figura 5.34. | Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com v = 6 m.h ⁻¹ e COV = 8 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 96 |
| Figura 5.35. | Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com v = 6 m.h ⁻¹ e COV = 10 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 96 |
| Figura 5.36. | Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com v = 10 m.h ⁻¹ e COV = 10 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 96 |
| Figura 5.37. | Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com v = 10 m.h ⁻¹ e COV = 15 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹ | 97 |
| Figura 5.38. | Relação CH ₄ /CO ₂ observada ao longo do experimento | 100 |
| Figura 5.39. | Porção das amostras coletadas (a) antes do lodo ser inoculado, (b) após operação com velocidade de 6 m.h ⁻¹ e (c) após operação com velocidade de 10 m.h ⁻¹ | 101 |
| Figura 5.40. | Histograma de distribuição dos valores de diâmetro médio observados no lodo antes de inocular e após a aplicação das duas velocidades ascensionais (6 e 10 m.h ⁻¹) | 102 |
| Figura 5.41. | Dendograma obtido para o domínio <i>Bacteria</i> nos ensaios com velocidade ascensional de (A) 6 m.h ⁻¹ e (B) 10 m.h ⁻¹ | 103 |
| Figura 5.42. | Dendograma obtido para o domínio <i>Archaea</i> nos ensaios com velocidade ascensional de (A) 6 m.h ⁻¹ e (B) 10 m.h ⁻¹ | 104 |
| Figura 5.43. | Microscopia eletrônica de varredura de um floculo observado no reator operando com velocidade ascensional de 6 m.h ⁻¹ | 105 |
| Figura 5.44. | MEV da biomassa do reator operando com v = 6 m.h ⁻¹ . Presença de bacilos (3), cocos (4) e abundância de microrganismos similares aos do gênero <i>Methanosaeta</i> (1) | 106 |
| Figura 5.45. | MEV da biomassa do reator operando com v = 6 m.h ⁻¹ . Presença de microrganismos similares aos do gênero <i>Methanosaeta</i> (1) e <i>Methanosarcina</i> (2) | 106 |

| | | |
|---------------------|--|-----|
| Figura 5.46. | MEV da biomassa do reator operando com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos (3) e microrganismos similares aos do gênero <i>Methanosarcina</i> (2) | 107 |
| Figura 5.47. | MEV da biomassa do reator operando com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos (3) e microrganismos similares aos do gênero <i>Methanosaeta</i> (1) | 108 |
| Figura 5.48. | MEV da biomassa do reator operando com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de microrganismos similares aos do gênero <i>Methanosarcina</i> (2), bacilos de diversas dimensões (3), cocos (4), bacilos curvos (5), víbrios (6) e filamentos longos (7) | 108 |
| Figura 5.49. | MEV da biomassa do reator operando com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos de diversas dimensões | 109 |
| Figura 5.50. | Ensaio de perfil: DQO e eficiência de remoção ao longo do comprimento do reator . | 110 |
| Figura 5.51. | Ensaio de perfil: Ajuste da cinética aparente ao modelo NCSTR | 111 |
| Figura 5.52. | Ensaio de perfil: Ajuste da cinética aparente ao modelo Tub-CSTR | 112 |
| Figura 5.53. | DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} | 115 |
| Figura 5.54. | DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} | 115 |
| Figura 5.55. | DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} | 116 |
| Figura 5.56. | DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} | 116 |
| Figura 5.57. | DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 10 m.h^{-1} | 117 |
| Figura 5.58. | DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 15 m.h^{-1} | 117 |
| Figura 5.59. | Dados experimentais e ajustes da constante cinética intrínseca utilizando o método da regressão linear (RL) e dos mínimos quadrados (MQ) para o ensaio E1 | 119 |
| Figura 5.60. | Dados experimentais e ajustes da constante cinética intrínseca utilizando o método da regressão linear (RL) e dos mínimos quadrados (MQ) para o ensaio E2 | 120 |

LISTA DE TABELAS

| | | |
|---------------------|--|-----|
| Tabela 3.1. | Trabalhos com o reator EGSB tratando diferentes tipos de efluentes | 28 |
| Tabela 3.2. | Trabalhos utilizando diferentes tecnologias para o tratamento biológico de águas residuárias de suinocultura | 29 |
| Tabela 4.1. | Constituintes da água residuária sintética | 45 |
| Tabela 4.2. | DQO afluente para cada COV aplicada | 46 |
| Tabela 5.1. | Valores dos parâmetros ajustados e coeficiente de correlação | 69 |
| Tabela 5.2. | Valores dos parâmetros ajustados e coeficiente de correlação | 70 |
| Tabela 5.3. | Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo Tub-Tub | 74 |
| Tabela 5.4. | Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo Tub-Tub | 76 |
| Tabela 5.5. | Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo NCSTR | 79 |
| Tabela 5.6. | Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo NCSTR | 80 |
| Tabela 5.7. | Valores médios de pH obtidos ao longo de todo o experimento | 83 |
| Tabela 5.8. | Valores de alcalinidade total e parcial afluente ao longo de todo o experimento . | 84 |
| Tabela 5.9. | Porcentagem de AGV nas amostras ao longo do reator e na saída do mesmo | 99 |
| Tabela 5.10. | DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV } 2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ | 112 |
| Tabela 5.11. | DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV } 4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ | 113 |
| Tabela 5.12. | DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV } 8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ | 113 |
| Tabela 5.13. | DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV } 10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ | 113 |
| Tabela 5.14. | DQO no ensaio com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV } 10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ | 114 |
| Tabela 5.15. | DQO no ensaio com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV } 15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ | 114 |

ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

| | |
|---|--|
| ABR | <i>Anaerobic Baffled Reactor</i> (Reator anaeróbio compartimentado) |
| AGV | Ácidos Graxos Voláteis |
| AI | Alcalinidade Intermediária |
| AP | Alcalinidade Parcial |
| ARS | Água Residuária Sintética |
| AT | Alcalinidade Total |
| C₀ | Concentração inicial de substrato |
| C_a | Concentração de alimentação |
| CaCl₂ | Cloreto de cálcio |
| CH₄ | Metano |
| C_i | Concentração do traçador em cada instante de tempo |
| CO₂ | Gás carbônico |
| CoCl₂.6H₂O | Cloreto de cobalto hexahidratado |
| COV | Carga Orgânica Volumétrica |
| C_{pulso} | Concentração de saída do traçador |
| CSTR | <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> (Reator contínuo de tanque agitado) |
| CuCl₂.2H₂O | Cloreto de cobre dihidratado |
| D | Coefficiente de dispersão axial |
| DGGE | <i>Denaturing Gradient Gel Electrophoresis</i> |
| DQO | Demanda Química de Oxigênio |
| DTR | Distribuição do Tempo de Residência |
| E | Distribuição de idade de saída |
| E_θ | Distribuição de idade de saída adimensional |
| EDP | Equação Diferencial Parcial |
| EGSB | <i>Expanded Granular Sludge Bed</i> (Reator anaeróbio de leito granular expandido) |
| FA | Filtro Anaeróbio |
| FeSO₄.7H₂O | Sulfato ferroso heptahidratado |
| GD | Grande Dispersão |
| H₂ | Hidrogênio |
| H₃BO₃ | Ácido bórico |
| HPLC | Cromatografia líquida de alta eficiência |
| k | Constante cinética |
| K₂SO₄ | Sulfato de potássio |
| k_a | Constante cinética aparente |
| KCl | Cloreto de potássio |

| | |
|---|---|
| KH_2PO_4 | Fosfato de potássio monobásico |
| M | Quantidade de traçador adicionada (kg ou mols) |
| MC | Mistura completa |
| MEV | Microscopia eletrônica de varredura |
| $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ | Cloreto de magnésio hexahidratado |
| $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ | Cloreto de manganês tetra hidratado |
| $\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ | Molibdato de sódio dihidratado |
| NaHCO_3 | Bicarbonato de sódio |
| NaNO_3 | Nitrato de sódio |
| NCSTR | Modelo de duas séries de n reatores CSTR |
| NH_4Cl | Cloreto de amônio |
| NTK | Nitrogênio Total Kjeldahl |
| PCR | <i>Polymerase Chain Reaction</i> (Reação em Cadeia de Polimerase) |
| PD | Pequena Dispersão |
| Pe | Número de Peclet |
| pH | Potencial Hidrogeniônico |
| Q | Vazão volumétrica |
| Q_a | Vazão de alimentação |
| Q_r | Vazão de recirculação |
| r | Coefficiente de correlação de Pearson |
| SBR | <i>Sequencing Batch Reactor</i> (Reator em Batelada Sequencial) |
| SSV | Sólidos Suspensos Voláteis |
| t | Tempo |
| \bar{t} | Tempo médio de passagem do traçador |
| Δt_i | Intervalo de tempo |
| TDH | Tempo de Detenção Hidráulica |
| TS | Tanques em Série |
| Tub-Tub | Modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série |

| | |
|---|--|
| UASB | <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (Reator anaeróbio de manta de lodo) |
| UF | Ultrafiltração |
| v | Velocidade ascensional |
| V | Volume |
| X | Concentração de biomassa |
| ZnSO₄.7H₂O | Sulfato de zinco heptahidratado |
| λ | Comprimento de onda |
| σ² | Variância ou medida do espalhamento da curva |
| σ_θ² | Variância adimensional |
| θ | Tempo adimensional |

SUMÁRIO

| | |
|--|----|
| 1. INTRODUÇÃO | 17 |
| 2. OBJETIVOS | 18 |
| 2.1. Objetivos Específicos | 18 |
| 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA | 19 |
| 3.1. Processo Anaeróbio | 19 |
| 3.2. Reator EGSB | 23 |
| 3.3. Tratamento de Efluente de Suinocultura | 29 |
| 3.4. Modelagem Matemática | 31 |
| 3.4.1. Hidrodinâmica | 33 |
| 3.4.2. Cinética | 38 |
| 3.5. Considerações Finais | 41 |
| 4. MATERIAL E MÉTODOS | 42 |
| 4.1. Etapa Experimental | 42 |
| 4.1.1. Reator EGSB | 42 |
| 4.1.2. Ensaios Hidrodinâmicos | 43 |
| 4.1.3. Inóculo | 44 |
| 4.1.4. Substrato | 44 |
| 4.1.5. Operação do Reator | 45 |
| 4.1.6. Análises Microbiológicas | 46 |
| 4.1.6.1. Dimensão dos grânulos | 46 |
| 4.1.6.2. PCR-DGGE | 47 |
| 4.1.6.3. MEV | 48 |
| 4.1.7. Cinética aparente | 48 |
| 4.1.8. Cinética intrínseca | 49 |
| 4.2. Modelagem Matemática | 50 |
| 4.2.1. Métodos Numéricos | 50 |
| 4.2.1.1. Método das Diferenças Finitas | 50 |
| 4.2.1.2. Método dos Mínimos Quadrados | 51 |
| 4.2.1.3. Método de Inversão de Matrizes | 52 |

| | |
|--|-----|
| 4.2.2. <i>Hidrodinâmica</i> | 52 |
| 4.2.2.1. <i>Testes Preliminares</i> | 52 |
| 4.2.2.2. <i>Modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série</i> ... | 54 |
| 4.2.2.3. <i>Modelo de duas séries de NCSTR</i> | 59 |
| 4.2.3. <i>Cinética aparente</i> | 62 |
| 4.2.4. <i>Cinética intrínseca</i> | 64 |
| 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO | 66 |
| 5.1. Hidrodinâmica | 66 |
| 5.1.1. <i>Ajuste preliminar</i> | 66 |
| 5.1.2. <i>Modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série</i> | 72 |
| 5.1.3 <i>Modelo de duas séries de NCSTR</i> | 76 |
| 5.2. Operação do Reator | 83 |
| 5.2.1. <i>pH e Alcalinidade</i> | 83 |
| 5.2.2. <i>DQO</i> | 86 |
| 5.2.3. <i>NTK</i> | 91 |
| 5.2.4. <i>AGV</i> | 92 |
| 5.2.5. <i>Composição do Biogás</i> | 100 |
| 5.3. Ensaios Microbiológicos | 101 |
| 5.3.1. <i>Diâmetro médio dos grânulos</i> | 101 |
| 5.3.2 <i>Dendogramas</i> | 103 |
| 5.3.3 <i>Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV)</i> | 104 |
| 5.4. Cinética aparente | 110 |
| 5.5. Cinética intrínseca | 118 |
| 6. CONCLUSÕES | 121 |
| 7. SUGESTÕES | 122 |
| 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 123 |

1. INTRODUÇÃO

Dentre as tecnologias anaeróbias utilizadas atualmente tem-se o reator EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*), que surgiu como aperfeiçoamento dos já conhecidos e muito utilizados reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). Devido a uma maior relação altura/diâmetro, o reator EGSB permite a aplicação de velocidades ascensionais mais elevadas, além da possibilidade de minimização de zonas mortas e fluxos preferenciais, observados no uso dos reatores UASB.

Os reatores EGSB têm sido utilizados em trabalhos que visam o tratamento de diferentes águas residuárias domésticas e industriais, dentre elas a proveniente de suinocultura. Estas se referem, principalmente, à higienização das baias de confinamento dos suínos e são produzidas em grandes volumes. Trata-se de um efluente caracterizado por altas concentrações de sólidos suspensos, matéria orgânica, nutrientes, metais pesados e patógenos.

Os efluentes de suinocultura, geralmente, tem seu tratamento realizado em biodigestores anaeróbios convencionais que requerem, em geral, tempos de detenção hidráulicos (TDH) muito altos e biodigestores de volumes elevados. Por este motivo, reatores UASB, EGSB e outros são considerados tecnologias interessantes para este tipo de efluente, requerendo volumes e TDH mais baixos.

Para que configurações de reatores sejam amplamente difundidas, além de apresentarem um bom desempenho no tratamento das águas residuárias desejadas, é importante utilizar ferramentas capazes de prever o comportamento destes, a fim de que sejam realizados planejamento e otimização dos processos. Para isto têm-se as ferramentas da modelagem matemática, cujos modelos compõem-se de um conjunto de equacionamentos matemáticos que visam descrever os fenômenos envolvidos no processo.

O presente trabalho buscou estudar a hidrodinâmica do reator EGSB, bem como o seu desempenho no tratamento de água residuária sintética (ARS) de suinocultura, aplicando diferentes velocidades ascensionais e carga orgânica volumétrica (COV) crescente. Além do desenvolvimento de um modelo matemático que descreva o comportamento do reator, utilizando ferramentas dos métodos numéricos e o *software* Matlab.

2. OBJETIVOS

O principal objetivo do presente trabalho foi estudar o reator EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*) utilizando água residuária sintética (ARS) de suinocultura como substrato e desenvolver um modelo matemático capaz de descrever o comportamento do mesmo.

2.1. Objetivos Específicos

Os objetivos específicos foram:

- Estudar a hidrodinâmica do reator EGSB, visando à formulação de um modelo que considere as diferenças dimensionais entre tubo e separador, bem como a influência da recirculação;
- Verificar a influência da velocidade ascensional ($v = 6$ e 10 m.h^{-1}) no tamanho dos grânulos formados, na diversidade microbológica presente e na eficiência do reator;
- Determinar os parâmetros cinéticos (aparente e intrínseco) para o reator EGSB utilizado no tratamento de ARS de suinocultura, utilizando como inóculo, lodo provindo de um reator UASB utilizado no tratamento de efluente de suinocultura.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Muitos efluentes (ou águas residuárias) apresentam substâncias como matéria orgânica, nutrientes (N e P), metais pesados, e agentes patogênicos, que se despejados diretamente em corpos d'água podem ser agressivos ao meio ambiente, problemas estes que vêm tornando crescente a necessidade do conhecimento e uso de tecnologias para estações de tratamento de efluentes industriais e domésticos.

O tratamento de efluentes líquidos, dependendo de sua natureza e características, pode ser realizado por três métodos principais: físicos, químicos e biológicos. Os métodos físicos são aqueles onde há predominância de forças físicas, tais como gradeamento, sedimentação, entre outros; os métodos químicos envolvem a remoção ou conversão dos contaminantes através da adição de produtos químicos ou por reações químicas; e nos métodos biológicos, a remoção de compostos indesejáveis ocorre devido à atividade microbológica, que são classificados como aeróbios ou anaeróbios (FEIDEN, 2001). A grande maioria das estações de tratamento de efluentes utiliza uma combinação destes três métodos.

3.1. Processo Anaeróbio

O processo de digestão anaeróbia funciona como um ecossistema, onde os diferentes grupos de microrganismos trabalham interativamente na conversão da matéria orgânica complexa em substâncias mais simples (CHERNICHARO, 1997). Trata-se de um consórcio de microrganismos, que produzem metabólitos que são reutilizados numa série de reações em cadeia até obtenção dos produtos finais, predominantemente metano e dióxido de carbono (ALVES et al., 1995).

Em relação ao processo aeróbio, a microbiologia da digestão anaeróbia, apresenta maior grau de complexidade e maior dificuldade no controle, pois demanda a participação de um número mais elevado de grupos microbianos com funções diferenciadas. Além disso, alguns microrganismos, principalmente os metanogênicos, são bastante sensíveis às variações do meio (pH, temperatura) (WEBER, 2006). O processo anaeróbio, cujo esquema é apresentado na Figura 3.1, se desenvolve em quatro etapas principais: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (CHERNICHARO, 1997; SANT'ANNA JR, 2010).

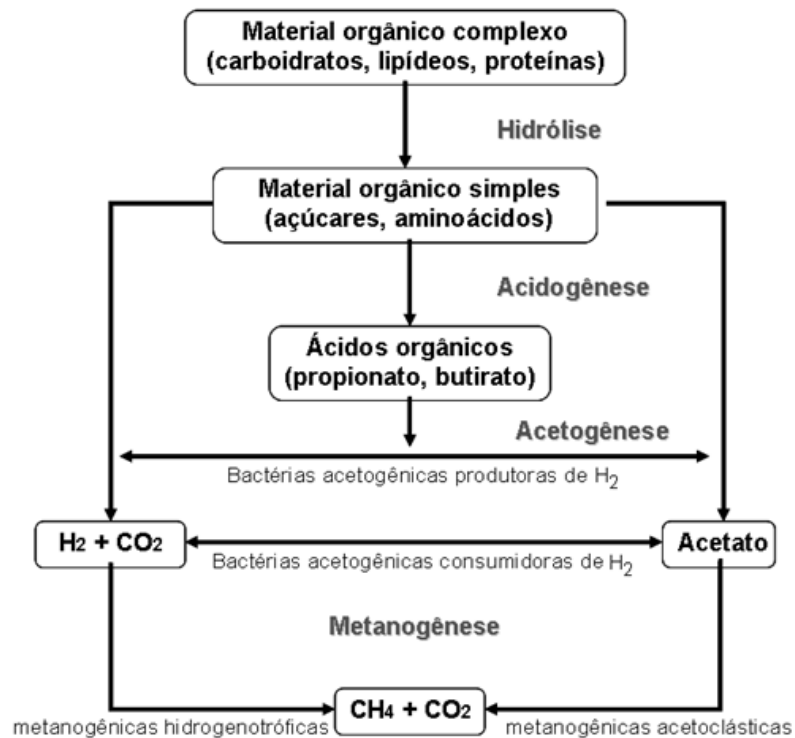


Figura 3.1. Sequências metabólicas da digestão anaeróbia.
Fonte: Adaptado de Chernicharo (1997)

De acordo com os autores Chernicharo (1997) e Sant'Anna Jr (2010), as etapas da digestão anaeróbia podem ser descritas da seguinte maneira:

Na hidrólise os compostos complexos, de alta massa molecular (proteínas, polissacarídeos, lipídeos, ácidos nucleicos) são transformados em compostos mais simples, pela ação de enzimas hidrolíticas excretadas por diversas espécies microbianas. Nesta etapa, tem-se a atuação de bactérias fermentativas pertencentes a diferentes gêneros, tais como *Bacteroides*, *Clostridium*, *Enterobacter*, *Escherichia*, *Citrobacter*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, entre outros.

Os produtos da hidrólise são metabolizados na fase acidogênica, gerando ácidos carboxílicos de cadeia curta, os chamados ácidos voláteis (fórmico, acético, propiônico, butírico, valérico), álcoois, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de hidrogênio, além de novas células bacterianas.

O processo de acetogênese ocorre devido à ação de bactérias acetogênicas que estabelecem relação de simbiose com as arqueas metanogênicas e as bactérias homoacetogênicas. A simbiose é uma interação de cooperação entre espécies para operar uma transformação onde isoladamente nenhuma delas é capaz de realizar.

As bactérias homoacetogênicas constituem um grupo microbiano que participa da produção de acetato e contribui para o consumo de hidrogênio. Alguns gêneros que apresentam metabolismo homoacetogênico são *Clostridium*, *Acetobacterium*, *Acetoanaerobium*, *Acetogenium*, *Acetitumaculum* e *Treponema*.

Apesar de o acetato ser um dos produtos da etapa acidogênica, outros ácidos carboxílicos cujas cadeias contêm mais de dois átomos de carbono são produzidos e devem ser transformados em acetato e hidrogênio por bactérias acetogênicas, anaeróbias estritas, usualmente em associação com arqueas metanogênicas hidrogenotróficas.

Na metanogênese o carbono originalmente presente na matéria orgânica passa a ser constituinte do metano ou gás carbônico. As arqueas metanogênicas acetoclásticas produzem metano utilizando ácido acético ou metanol, e as metanogênicas hidrogenotróficas, a partir do hidrogênio e do dióxido de carbono. Os gêneros de arqueas metanogênicas mais comuns encontrados em digestores anaeróbios são *Methanobacterium*, *Methanococcus*, *Methanobrevibacter*, *Methanosarcina*, *Methanospirillum* e *Methanosaeta*.

A Figura 3.2 apresenta um exemplo de morfologia de bactérias acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas, presentes nos sistemas anaeróbios de tratamento.

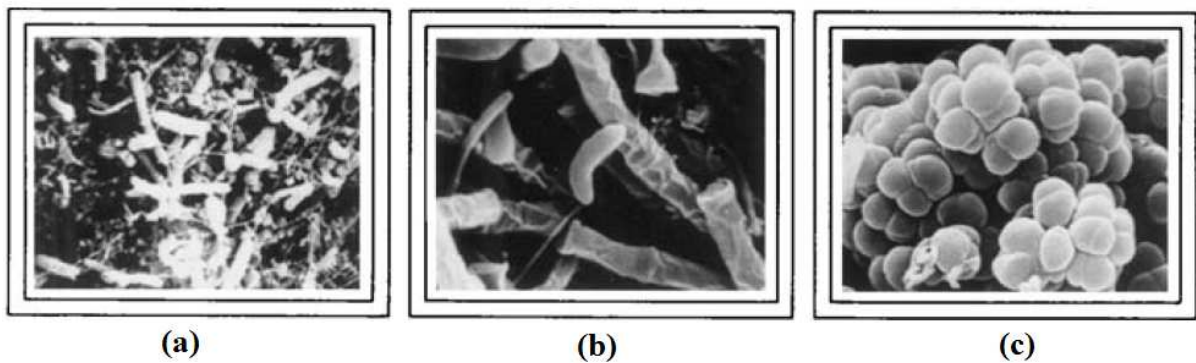


Figura 3.2. Exemplo de morfologia de microrganismos envolvidos na geração de metano anaeróbio: (a) acidogênicos; (b) acetogênicos; e, (c) metanogênicos.

Fonte: Adaptado de Aivasidis e Diamantis (2005).

Além das bactérias citadas (fermentativas ou acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas), existe ainda o grupo das bactérias redutoras de sulfato, responsáveis pela concentração de sulfato no processo de digestão. São bactérias estritamente anaeróbias por utilizarem o sulfato como acceptor de elétron, produzindo gás sulfídrico (H_2S).

Dentre as vantagens dos processos anaeróbios está a menor produção de biomassa (5 a 10 vezes menor que em processos aeróbios), não necessita de aeração, implicando em um menor consumo energético, possibilidade de geração de gás combustível (metano) que, em muitos casos pode representar um insumo energético relevante. Além disso, a biomassa pode ser estocada por longos períodos sem perda significativa de sua atividade. No entanto, como pontos negativos, muitas vezes exige um tratamento complementar aeróbio ou físico-químico, principalmente para atender legislações de emissão de efluentes, pois o efluente tratado é praticamente desprovido de oxigênio dissolvido, pode gerar odores desagradáveis se o projeto não for adequado, as bactérias anaeróbias podem ser inibidas por diversos compostos, e a partida do processo pode ser bastante lenta (CHERNICHARO, 1997; FABIANO, 2005; SANT'ANNA JR, 2010).

No final da década de 70, na Universidade de Wageningen (Holanda), pesquisadores buscaram o desenvolvimento de um processo de tratamento anaeróbio mais sofisticado, que se adequasse ao tratamento de resíduos de baixa carga, resultando no modelo de reator proposto por Lettinga et al (1980), o reator UASB, que a partir dos anos 80 se difundiu, sendo muito estudado e utilizado até os dias atuais, servindo de origem para vários outros tipos de reatores como o de recirculação interna e o EGSB, por exemplo.

Deste então, além do UASB (PEREIRA RAMIREZ et al, 2004; VIANA, 2006), várias configurações de reatores anaeróbios vêm sendo estudadas, a fim de atender às necessidades de municípios e indústrias, como os reatores híbridos (anaeróbio-aeróbio) (SILVA et.al, 2000; SILVA e NOUR, 2005), os divididos em duas fases (BARANA, 2000), os que utilizam o processo em batelada sequencial (BORGES, 2003), os compartimentados (RAC) (WANG et.al, 2004; LEITE et al, 2004), de biofilme fixo (ANNACHHATRE, 1996), entre outros.

O processo anaeróbio é muito utilizado para o tratamento de efluentes domésticos (CHERNICHARO et al, 2001; SILVA e NOUR, 2005; BATSTONE, 2006), e também no setor industrial, sendo empregado para os mais diversos tipos de efluentes, por exemplo, manipueira (BARANA, 2000; FEIDEN, 2001; CORREIA, 2007), vinhaça de tequila (HERNANDEZ-MARTINEZ, 2014), vinhaça de cana (LÓPEZ e BORZACCONI, 2011), de suinocultura (PEREIRA-RAMIREZ et al, 2004), do processamento de refrigerante (WEBER, 2006), entre outros.

Para que o tratamento anaeróbio funcione adequadamente, alguns cuidados devem ser tomados no emprego dos reatores. Segundo Hobson e Wheatley (1993), uma das grandes causas de falência de um reator anaeróbio ocorre durante a partida, onde a microbiota metanogênica, que geralmente leva um tempo maior que a acidogênica para se reproduzir, não

consegue metabolizar a metano todo o ácido orgânico produzido, causando queda de pH. E, os valores baixos de pH inibem a metanogênese, o que também é observado por Pacheco e Magaña (2003), que citam a importância da partida de qualquer reator anaeróbio, pois é lenta, devido à baixa produção de biomassa em relação ao substrato consumido. Para Monroy (1992), uma das causas mais frequentes do funcionamento indesejável dos reatores anaeróbios é o desequilíbrio entre as bactérias produtoras e as consumidoras de ácidos.

Muitos fatores podem influenciar no desempenho da digestão anaeróbia. Dentre os que influenciam no crescimento dos microrganismos e na estabilidade de reatores anaeróbios estão às limitações cinéticas, que ocorrem quando não são fornecidas condições ideais de crescimento (pH, nutrientes), o tipo de reator escolhido, que tem influência significativa na retenção e estratificação da biomassa, a concentração da água residuária e tempo de detenção hidráulica, que influenciam no regime hidráulico predominante, que, por sua vez, determina limitações de ordem termodinâmica e de transferência de massa, entre outros (AQUINO e CHERNICHARO, 2005; AIVASIDIS e DIAMANTIS, 2005).

Por isso, é importante que parâmetros operacionais adequados sejam empregados. De acordo com Sant'Anna Jr (2010), as faixas de temperatura operacionais mais adequadas para a digestão anaeróbia são a mesofílica (20 – 42 °C) com ótimo a 35 °C e a termofílica (50 – 65 °C) com ótimo em 55 °C, e ainda pode ocorrer abaixo dos 20 °C, na faixa denominada psicofílica. Em tratamentos aeróbios, a faixa de temperatura está entre 10 e 40 °C.

A faixa de pH entre 6 e 8 é considerada ótima para processos aeróbios. Enquanto que, nos processos anaeróbios a acetogênese apresenta pH ótimo próximo a 6, podendo ocorrer na faixa de 4 a 6,5 e as bactérias metanogênicas tem atividade numa faixa de pH estreita, de 6,3 a 7,8. As diferenças de valores ótimos de pH entre acetogênicas e metanogênicas serviu de argumento para os que defendem os atributos da digestão anaeróbia em dois estágios. E, em relação aos nutrientes, normalmente é utilizada a razão DQO:N:P de 250:5:1.

3.2. Reator EGSB

Os reatores EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*) (Figura 3.3) surgiram como aperfeiçoamento dos reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) (Figura 3.4). Desenvolveram-se da tentativa de resolver problemas observados, na prática, nos reatores UASB, como a ocorrência de zonas mortas, fluxos preferenciais, curtos circuitos, entre outros (KATO et al, 2001; FUENTES et al, 2011).

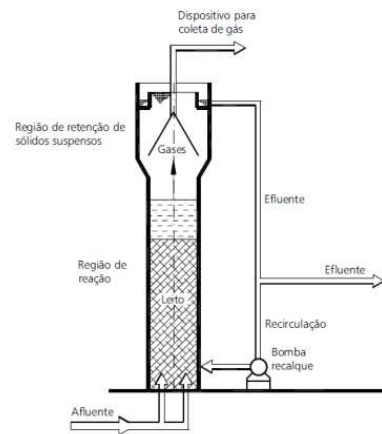


Figura 3.3. Desenho esquemático de um reator EGSB.
Fonte: Campos e Pereira (1999)

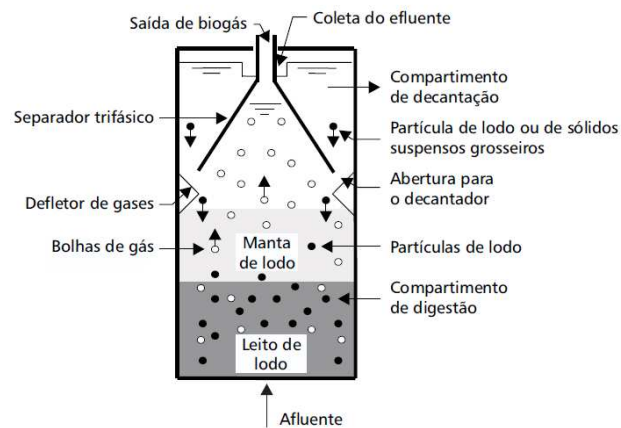


Figura 3.4. Desenho esquemático de um reator UASB.
Fonte: Chernicharo et al (1999)

Em relação ao UASB, o EGSB apresenta maior relação altura/diâmetro, na ordem de 20, permitindo velocidades mais elevadas, podendo atingir valores de 10 m.h^{-1} ou superiores, enquanto que nos UASB não devem ultrapassar $1,5 \text{ m.h}^{-1}$ (CHERNICHARO, 1997; KATO et al, 2001; ZAIAT, 2003). Podem também admitir cargas hidráulicas altas, como $40 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ (SANT'ANNA JR, 2010). E, dentre suas características tem-se a obtenção de grânulos de biomassa compactos (0,1 – 4,0 mm de diâmetro) com boa capacidade de sedimentação (CHOU et al, 2008).

Devido à aplicação de velocidades superiores no EGSB, ocorre maior expansão do meio, proporcionando maior contato biomassa-efluente, o que pode influenciar positivamente no aumento de eficiência do tratamento (KATO et al, 2001; PUYOL et al, 2009; LÓPEZ e BORZACCONI, 2011).

Os reatores EGSB (somente anaeróbios) têm configurações e funcionamento bem semelhantes aos reatores de leito fluidizado e expandido (aeróbio ou anaeróbio), apresentando duas principais diferenças: a primeira refere-se à fluidização e expansão, que correspondem ao grau de expansão ou grau de fluidização do leito de lodo, que traduzem as condições hidrodinâmicas no interior do reator, e a segunda refere-se ao tipo de agregação ou imobilização da biomassa, pois nos reatores de leito fluidizado e de leito expandido, a biomassa se desenvolve aderida a um meio suporte inerte (areia, plástico, carvão) e no reator EGSB, a biomassa se encontra de maneira suspensa (GONÇALVES et al, 2001).

O reator EGSB, consiste de um tanque, em geral em formato cilíndrico, cuja geometria favorece uma elevada relação altura/diâmetro, para que as altas velocidades ascensionais possam ser aplicadas. Trata-se de um reator com fluxo ascendente, em que se aplica recirculação a fim de atingir a velocidade ascensional desejada.

Os reatores EGSB ainda são pouco estudados se comparados aos reatores UASB. Em busca realizada na base de dados Scopus no final do mês de março de 2014, cujos dados estão apresentados na Figura 3.5, obteve-se que 303 documentos já foram publicados com estudos relacionados ao EGSB. Os primeiros registros do EGSB na literatura iniciaram-se com o trabalho de Lettinga e Hulshoff Pol (1986), com aumento no número de publicações principalmente a partir de 1997, atingindo maiores números em 2011. Até março de 2014, tem-se 7 publicações, quase 29% de todo o ano de 2013, e 17% de 2011. Os países onde o EGSB tem sido mais estudado são China, Holanda e Irlanda. O Brasil ocupa, atualmente, o 8º lugar dos 10 países que mais tem estudado e publicado estudos relacionados ao EGSB. Do total de documentos encontrados, cerca de 6% estão relacionados a estudos hidrodinâmicos, 18% a estudos cinéticos e 8% relacionado à modelagem matemática.

Já o UASB, precursor do EGSB, é muito mais estudado e utilizado em escala industrial. Em busca similar, realizada no mesmo dia e na mesma base de dados, obtiveram-se 3038 documentos relacionados ao estudo do UASB, entre eles 98 patentes. O início das publicações foi marcada pelo trabalho apresentando em uma conferência por Lettinga et al (1979) e os artigos de Lettinga (1979) e De Zeew e Lettinga (1980). A partir de então, as publicações relacionadas ao UASB apresentaram aumento crescente, 2008 foi o ano de maior publicação. Até março de 2014, já foram publicados 28, o equivalente a 13,5% de todo o ano de 2013 e 11% do ano com maior publicação. Os países onde o UASB tem sido mais estudado são China, Holanda, Brasil e Índia. Dos documentos encontrados, cerca de 3% estão relacionados a estudos hidrodinâmicos, 14% a estudos cinéticos e 7% relacionado à modelagem matemática.

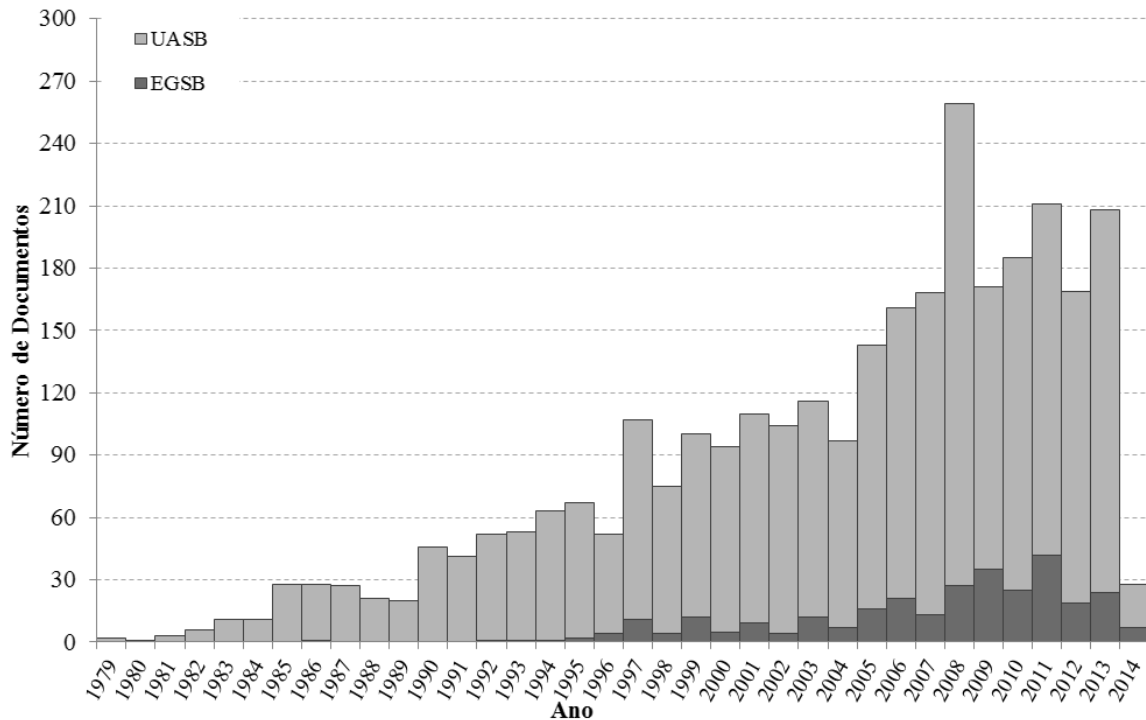


Figura 3.5. Estudos publicados relacionados aos reatores UASB e EGSB até março de 2014.

Apesar de ainda serem menos estudados que os UASB, os reatores EGSB vêm ganhando espaço ao longo dos anos, e sendo estudado para o tratamento dos mais diversificados efluentes, por exemplo, esgoto doméstico (DAI et al, 2011), água residuária de abatedouro (NÜÑEZ e MARTINEZ; 1999), água residuária de lavanderia (DELFORNO et al, 2014), lixiviado (LIU et al, 2011), melação (GUO et al, 2008), água residuária de cervejaria (KATO et al, 1999), processamento de alimentos, como produção de óleo de palma (ZHANG et al, 2008; FANG et al, 2011), arroz parbolizado (SCHULZ et al, 2001), milho (INCE et al, 2012), entre outros.

Dai et al (2011) avaliaram um sistema de tratamento de esgoto, composto por um EGSB, para remoção da matéria orgânica, e um reator eletroquímico para oxidar nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$). Após um tempo de operação adicionaram aparas de ferro, a fim de aumentar a remoção de DQO. A eficiência na remoção de DQO foi de 59%, aumentando para 81,5% após a adição das aparas de ferro.

Núñez e Martínez (1999) estudaram um reator EGSB no tratamento de águas residuárias de abatedouro, e obtiveram remoção média de DQO de 67% para cargas orgânicas de até $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, em TDH de 5 h.

Delforno et al (2014) utilizaram o EGSB para o tratamento de LAS (*Linear alkylbenzene sulfonate*), um surfactante aniônico encontrado principalmente em produtos de limpeza doméstica. Os autores trabalharam em duas fases, uma contendo LAS padrão ($13,2 \text{ mg.L}^{-1}$) e outra com águas residuais de lavanderia diluída de acordo com a concentração de LAS ($11,2 \text{ mg.L}^{-1}$). Obtendo remoção de surfactante de 78% na fase 1 e 77% na fase 2.

Liu et al (2011) estudaram o EGSB no tratamento de lixiviado de aterro, com TDH de 17h. A eficiência de remoção de DQO foi mantida acima de 93% com afluente de $25000 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ e COV de $37,94 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. 61% da DQO alimentada ao reator foi convertida em metano, 33% foram convertidos em biomassa por metabolismo, e 6% permaneceu na fase líquida.

Guo et al (2008) desenvolveram um EGSB com carbono ativado granular (GAC) a fim de estudar a produção de hidrogênio a partir do melaço. O reator EGSB apresentou alta capacidade de produção de hidrogênio com taxa de produção específica máxima (SHPR) de $3,16 \text{ mmol H}_2.(\text{gVSS.h})^{-1}$, e teor de hidrogênio estimado em 30-53 % do total de biogás.

Kato et al (1999) utilizaram o EGSB no tratamento de efluentes de cervejaria. Em ensaio com temperatura fixada a 20°C , obtiveram eficiências superiores a 80% na remoção de DQO, com COV de $12,6 \text{ gDQO.}(L.d)^{-1}$, aplicando TRH e velocidade ascensional de 2,1 - 1,2 h e $4,4 - 7,2 \text{ m.h}^{-1}$, respectivamente.

Zhang et al (2008) aplicaram o EGSB no tratamento de efluentes da fabricação de óleo de palma. Operando a 35°C , e carga orgânica crescente $1,45 - 17,5 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, obtiveram remoção de DQO de 91% com TDH de 2 dias com a maior COV. Trabalhando com o mesmo efluente, Fang et al (2011) também obtiveram altas eficiências, cerca de 90%, com TRH de 5 dias e COV de $5,8 \text{ g.}(L.d)^{-1}$.

Schulz et al (2001) estudaram o EGSB no tratamento do efluente da indústria de arroz parbolizado. O sistema foi mantido a 30°C , TDH de 5h e velocidade ascensional de 4 m.h^{-1} , obtendo eficiência de remoção de DQO solúvel de 72, 83, 63 e 73%, respectivamente para as cargas orgânicas de 1, 5, 9 e $11 \text{ kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Ince et al (2012) investigaram o desempenho do EGSB no tratamento de água residuária do processamento de milho. As COV aplicadas variaram no intervalo de 0,65 - $3,85 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, obtendo eficiência média de 86%.

Na Tabela 3.1 tem-se um resumo de trabalhos que utilizaram o reator EGSB para o tratamento de diferentes tipos de efluentes, obtendo altas eficiências na remoção de matéria orgânica. E na Tabela 3.2 estão apresentados, de maneira resumida, trabalhos que estudaram o tratamento do efluente de suinocultura utilizando diferentes tecnologias.

Tabela 3.1. Trabalhos com o reator EGSB tratando diferentes tipos de efluentes.

| Remoção de DQO | COV (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹) | Substrato | TDH | Referência |
|----------------|---|--|-------------|-------------------------|
| 67% | 15 | Efluente de abatedouro | 5 h | Núñez e Martínez (1999) |
| > 80% | 12,6 | Efluente de cervejaria | 2,1 – 1,2 h | Kato et al (1999) |
| 81,1% | 1,66 - 7,55 | Efluente doméstico sintético | 6 h | Li et al (2007) |
| 57,9% | | | 3 h | |
| 82,8% | | | 0,87 h | |
| 56,6% | | | 1,5 h | |
| 79,5% | | | 0,32 h | |
| 91% | 1,45-17,5 | Efluente da fabricação de óleo de palma (POME) | 2 dias | Zhang et al (2008) |
| 90% | 5,8 | | 5 dias | Fang et al (2011) |
| 72% | 1 | Efluente da indústria de arroz parboilizado | 5 h | Schulz et al (2001) |
| 83% | 5 | | | |
| 63% | 9 | | | |
| 73% | 11 | | | |
| 93% | 37,9 | Lixiviado de aterro | 17 h | Liu et al (2011) |
| 79 – 95% | 0,65 - 3,85 | Efluente do processamento de milho | --- | Ince et al (2012) |
| 78% | 13,2 | LAS* - padrão | 38 h | Delforno et al (2014) |
| 77% | 11,2 | LAS* - Efluente de lavanderia diluído | | |

*LAS - Alquilbenzeno Linear Sulfonado

Tabela 3.2. Trabalhos utilizando diferentes tecnologias para o tratamento biológico de águas residuárias de suinocultura.

| Reator | Remoção de DQO | COV (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹) | TDH | Referência |
|-----------|----------------|---|--|------------------------------|
| ABR*-UASB | 86,8 - 94,9% | 5,05 - 10,12 (ABR) 2,83 - 9,63 (UASB) | 56 - 18 h (ABR) 13 - 4 h (UASB) | Fernandes e Oliveira (2006) |
| ABR*-UASB | 87% - 95% | 11,5 - 21,12 (ABR) 4,2 - 13,3 (UASB) | 60 - 24 h (ABR) 13,6 - 5,4 h (UASB) | Abreu Neto (2007) |
| UASB-FA* | 97% | 92, - 26,7 | 23,3 - 66,6 h | Duda (2010) |
| ABR*-UASB | 75,3% | 2,82 (ABR) 0,11 (UASB) | 19 h (ABR) 12 h (UASB) | Moterani (2010) |
| UASB | 68 - 85% | 23 | 12 h | Pereira-Ramirez et al (2004) |
| | 84% | 1,42 | 30 h | Campos et al (2005) |
| | 85% | 1,1 - 17,5 | 1,7 - 4,1 d | Rodrigues et al (2010) |
| UASB-UASB | 90% | 11 - 26 | 14 - 6 h | Oliveira et al (2011) |
| UASB-FA* | 42; 72; 73% | 0,9; 1,4; 2,6 | 91; 48; 24 h | Gonçalves (2012) |
| EGSB-UF* | ~ 70% | 2,76 | 3,8 d | López-Fernández et al (2011) |
| EGSB-SBR* | 98% | 34,8 | 3 d | Lee e Han (2012) |

* ABR - *Anaerobic Baffled Reactor* (Reator Anaeróbio Compartmentado); FA - Filtro Anaeróbio; UF - Ultrafiltração; SBR - *Sequencing Batch Reactor*

3.3. Tratamento de Efluente de Suinocultura

A suinocultura é uma atividade com importância econômica e social no país. No entanto, órgãos de fiscalização ambiental a consideram atividade de grande potencial poluidor (OLIVEIRA e SANTANA, 2011).

No Brasil, o rebanho de suínos atingiu a marca de 38,9 milhões de cabeças em 2011, com destaque para a região sul, que representa cerca de 50% da produção nacional. Em média, são abatidas 34,9 milhões de cabeças por ano, sendo 66% dos abates de suínos na região Sul, Minas Gerais representa 11,8% e o restante 22,2% nos demais estados brasileiros (GERVÁSIO, 2013).

Além da preocupação com produtividade, o empresário agrícola também está atento à conservação do meio ambiente, principalmente devido às exigências do mercado, o consumidor, que cada vez mais, tem dado preferência a produtos com selos de qualidade e de acordo com normas internacionais como ISO 9000, ISO 14000, “Selo Verde”, entre outros (CAMPOS et al, (2005).

Os efluentes de suinocultura, em geral, são produzidos em grandes volumes (50 - 150 litros de água por matriz - equivalente a 10 animais), em decorrência do manejo dos resíduos nos confinamentos de suínos, principalmente nos de grande porte, onde ocorre o uso intensivo de água para a higienização das baias, a fim de evitar proliferação de moscas e reduzir problemas alérgicos e respiratórios comuns aos animais (BERTONCINI, 2011). Este tipo de efluente é caracterizado pelas altas concentrações de sólidos suspensos (0,5 - 3,0% dos sólidos totais), matéria orgânica, nutrientes (N e P), metais pesados e patógenos, que quando despejado diretamente em um corpo d'água ou disposto no solo pode ocasionar sérios problemas ambientais (FERNANDES e OLIVEIRA, 2006; OLIVEIRA et al, 2011).

A poluição causada por este tipo de efluente é bastante preocupante, segundo Oliveira (1997), a demanda bioquímica de oxigênio (DBO) do esgoto doméstico geralmente está na faixa de 200 – 500 mg.L⁻¹, enquanto que a DBO em dejetos de suínos está na faixa entre 30000 – 52000 mg.L⁻¹.

A DBO_{5,20} per capita de suínos com aproximadamente 85 kg varia entre 189 – 208 g.(animal.d)⁻¹, enquanto que a DBO_{5,20} para esgoto doméstico é de 45 - 75 g.(habitante.dia)⁻¹ (ABREU NETO, 2007).

Os resíduos de suinocultura, geralmente, são tratados em biodigestores anaeróbios convencionais. No entanto, de acordo com Oliveira (1997), este tipo de reator, normalmente utilizado no tratamento de resíduos de suinocultura semi-sólidos, com concentrações de sólidos totais em torno de 6%, não são adequados para o tratamento de águas residuárias diluídas, com concentrações de sólidos de 0,1 a 3%, devido à necessidade de TDH muito altos, e consequentemente biodigestores com volumes muito elevados.

Reatores, como por exemplo, UASB e similares, projetados para baixos TDH, vêm sendo estudados para o tratamento dos resíduos diluídos da suinocultura, resultantes dos grandes volumes de água de higienização das baias (DUDA, 2010).

Dentre os poucos trabalhos encontrados que utilizaram o reator EGSB no tratamento de efluentes de suinocultura, tem-se os trabalhos de López-Fernández et al (2011) e Lee e Han (2012). No primeiro, os autores combinaram o EGSB com um sistema de ultrafiltração, operando a um TRH de 3,8 dias, e COV de 2,76 gDQO.(L.d)⁻¹. Eles obtiveram remoção de

DQO total de aproximadamente 70%. No segundo, também utilizando combinação de reatores, no caso um reator de batelada após o EGSB, os autores obtiveram remoções de até 98% com 34,8 gDQO.L⁻¹.

Em geral, quando o tratamento de efluentes de suinocultura é estudado utilizando reatores, emprega-se o reator UASB ou sistemas combinados de UASB e outros reatores, como filtro biológico percolador, reator anaeróbio compartimentado, entre outros, com eficiências na remoção de DQO superiores a 80% (PEREIRA-RAMIREZ et al, 2004; CAMPOS et al, 2005; LOURENÇO, 2006; FERNANDES e OLIVEIRA, 2006; MOTERANI, 2010; RODRIGUES et al, 2010; OLIVEIRA et al, 2011).

3.4. Modelagem Matemática

A construção de um modelo matemático envolve uma sequência de normas e caminhos que induzem à produção do mesmo, à implementação de algum tipo de linguagem formal, ao estabelecimento de deduções e à avaliação da adequabilidade e uso para o qual o modelo foi desenvolvido (CHRISTOFOLETTI, 2004).

Em função das características do sistema e da maneira que as equações são resolvidas, os modelos matemáticos podem ser classificados como: distribuído/concentrado e dinâmico (ou transiente)/estacionário (ou permanente) (TAVARES, 2008).

Os modelos a parâmetros distribuídos são aqueles em que as propriedades variam com as coordenadas espaciais, como é o caso de reatores tubulares. Enquanto que nos modelos concentrados considera-se que as propriedades, como concentração, temperatura, pH, entre outras, não variam com as coordenadas de posição, como é o caso dos tanques de mistura completa, onde as propriedades são as mesmas em qualquer posição do tanque (PINTO e LAGE, 2001; ARAÚJO, 2003; TAVARES, 2008).

Os modelos podem ser estruturados para duas condições: transiente e estacionária. No estado transiente, considera-se o acúmulo do composto no sistema e variações temporais das variáveis envolvidas no modelo. Exemplos típicos são operações em batelada. No estado estacionário assume-se que as variáveis do modelo são constantes ao longo do tempo, como pode ocorrer em processos de operação contínua (CHERNICHARO, 1997; PINTO e LAGE, 2001; TAVARES, 2008).

Pinto e Lage (2001) classificam, também, os modelos matemáticos como teóricos ou empíricos. Os teóricos são aqueles desenvolvidos a partir de pressupostos teóricos que tentam descrever de forma mais fundamentada os vários aspectos envolvidos no problema e os empíricos são aqueles utilizados para descrever um conjunto de pontos experimentais conhecidos.

Após a construção de um modelo é comum realizar-se simulações, procedimento que, a partir da resolução numérica das equações, permite determinar os valores que as variáveis de saída apresentarão em diferentes condições de operação (ARAÚJO, 2003). Quando ocorrem restrições de operação, econômico-financeira ou de segurança, a realização destas simulações torna-se fundamental, além do fato de poderem ser utilizadas no treinamento de operadores, para projeto de controladores e previsão de fenômenos (SANTOS, 2007).

Em estações de tratamento de efluentes, os modelos podem ser utilizados para otimizar e realizar testes de estratégias de controle dos processos, buscando assim, atender aos requisitos de qualidade a custos razoáveis (TURKDOGAN-AYDINOL, 2011).

No projeto e operação de sistemas biológicos de tratamento, é fundamental o conhecimento das operações de transporte hidráulico dos materiais e das reações que ocorrem no mesmo, que é a quantificação dos materiais que entram, saem, são gerados ou consumidos e se acumulam em determinado sistema, baseando-se na lei de conservação de massa (CHERNICHARO, 1997; FABIANO, 2005; PONTES e PINTO, 2006; BADINO JR e CRUZ, 2010).

A formulação matemática de reatores tubulares a partir do balanço de massa conduz a um sistema de equações diferenciais parciais (EDP). Que podem ter sua resolução simplificada por diversos métodos, dentre eles, o método das diferenças finitas, que de acordo com Fontoura (2004), visa transformar um problema composto por equações diferenciais em um problema formado por equações algébricas, através da discretização do domínio da variável independente, e geração de aproximações para as derivadas das variáveis dependentes. Então, o sistema gerado pode ser resolvido por métodos de resolução de sistemas algébricos ou inversão de matrizes.

Em relação ao ajuste de parâmetros de um modelo, um dos métodos utilizados é o método dos mínimos quadrados, que a partir de dados experimentais, por exemplo, busca valores para os parâmetros, que melhor ajustem o modelo matemático aos dados.

3.4.1. Hidrodinâmica

Segundo Carvalho et al (2008), a hidrodinâmica tem papel importante no estudo de reatores anaeróbios pois pode influenciar na velocidade global das conversões biológicas por meio de alterações na taxa de transferência de massa e distribuição das reações ao longo do reator. O uso de modelos para representar escoamento em tanques reais é de grande utilidade nos casos de aumento de escala (*scale up*) e também para diagnosticar escoamentos ruins (LEVENSPIEL, 2000).

Na caracterização hidrodinâmica de reatores, de maneira geral, são considerados dois tipos de escoamentos ideais na modelação: o pistonado (tubular ideal) e o de mistura completa. Para a grande maioria dos casos, estes escoamentos resultam em desempenhos diferentes e, geralmente um deles adapta-se ao processo escolhido (LEVENSPIEL, 2000). No fluxo pistonado o escoamento ocorre ordenadamente ao longo do reator, e se a concentração de determinado parâmetro for igual em qualquer ponto do reator, trata-se de um escoamento de mistura completa ideal (VON SPERLING, 2006).

De acordo com Carrión (1992) e Levenspiel (2000), o fluxo pode ser descontínuo ou contínuo.

No fluxo descontínuo (Figura 3.6a), a composição varia com o tempo, sendo que em qualquer instante as propriedades (concentração, temperatura, pH) no interior do reator são constantes. É caracterizado principalmente pelos processos em batelada. Os reagentes são inicialmente carregados em um tanque, onde ocorre a reação durante determinado período de tempo.

Os processos contínuos podem ser considerados pistonado, misturado ou não ideal. Nos reatores com fluxo contínuo pistonado (Figura 3.6b), também conhecido por escoamento pistonado (*Plug Flow, Slug Flow*) ou tubular ideal, o fluxo é caracterizado pelo escoamento ordenado ao longo do reator, não havendo mistura entre os elementos de fluido. Os reatores com fluxo contínuo misturado (Figura 3.6c), chamados também de mistura perfeita (completa) (*Mixed Reactor*) ou reator contínuo de tanque agitado (CSTR - *Continuous Stirred Tank Reactor*) são caracterizados por seu conteúdo estar homogeneizado e uniforme. Um elemento que entra no tanque se dispersa imediatamente por todo o reator. Assim, a concentração de uma substância na saída é a mesma que no interior do reator. E, nos reatores com fluxo contínuo não ideal (Figura 3.6d), tem-se uma mistura entre os fluxos pistonado e misturado, com possível presença de zonas mortas, curtos-circuitos e recirculação.

Os curtos-circuitos são os caminhos preferenciais, que resultam em tempos de detenção inferiores ao tempo teórico. As zonas mortas estão presentes em regiões do reator onde os tempos de detenção são, em média, relativamente altos, quando comparados ao valor teórico, ocorrendo, nestas regiões baixa troca de massa e pequena quantidade de movimento com regiões adjacentes, e a recirculação do fluido traduz o retorno do fluido para o interior do reator (CESTARI, 2012).

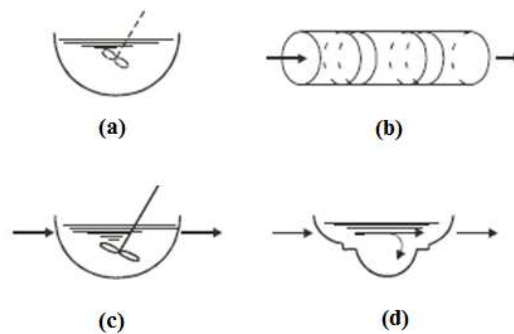


Figura 3.6. Classificação dos reatores em função do fluxo (a) fluxo descontínuo; (b) fluxo contínuo pistonado; (c) fluxo contínuo com mistura completa; e, (d) fluxo contínuo não ideal. Fonte: Adaptado de Carrión (1992).

Segundo Claudel et al (2003), duas técnicas principais podem ser aplicadas para a obtenção de informações hidrodinâmicas de um processo. Uma analítica, a dinâmica de fluidos computacional (CFD), que é baseada na resolução de equações de Navier-Stokes; e uma abordagem sistêmica, a distribuição do tempo de residência (DTR), baseada na interpretação de experimentos com traçadores. Esta última será a técnica utilizada para a determinação do comportamento hidrodinâmico do reator em estudo no presente trabalho.

De acordo com Levenspiel (2000), a distribuição do tempo de residência é determinada pela técnica de estímulo resposta, que consiste em verificar a resposta do sistema a um estímulo, ou seja, um sinal de entrada de traçador, que pode ser inserido, via pulso ou degrau.

No ensaio por injeção de pulso, para a determinação da distribuição do tempo de residência, determina-se a curva E (curva de distribuição do tempo de residência) para um tanque de volume V onde escoa um fluido com a velocidade v . Uma quantidade conhecida de traçador é injetada instantaneamente na entrada do reator, e a concentração deste, na saída é então registrada e tem-se a curva de concentração do traçador na saída (C_{pulso}) em função do tempo (Figura 3.7).



Figura 3.7. Curva de concentração (C_{pulso}) em função do tempo.
Fonte: Levenspiel (2000)

Na maioria dos casos, observados na literatura, a hidrodinâmica dos reatores EGSB é considerada como mistura completa, ou seja, um reator CSTR. Alguns exemplos são os trabalhos de Brito e Melo (1997), Fuentes et al (2011), López e Borzacconi (2011), Chen et al (2011), Chou et al (2011), entre outros.

Brito e Melo (1997) realizaram ensaio hidrodinâmico do tipo pulso em reatores EGSB e UASB, com volume de 480 mL cada e operando a temperatura de 30 °C e TDH de 1,7h. O traçador utilizado foi o cloreto de lítio, 1 mL de uma solução 3,2 g.L⁻¹ de Li⁺. Os autores consideraram a hidrodinâmica do UASB como reator tubular ideal e do EGSB como reator de mistura completa.

Fuentes et al (2011) utilizaram um processo dinâmico trifásico para modelar um reator EGSB. Na modelagem, o padrão de fluxo considerado foi o de mistura completa, devido aos efeitos da recirculação, implementaram e resolveram o modelo utilizando a ferramenta gPROMS (*Process Systems Enterprise Ltd*).

López e Borzacconi (2011), estudaram dois reatores EGSB, com 6 e 12 L utilizados para o tratamento de vinhaça de cana. Na modelagem consideraram a hipótese de mistura completa com um modelo cinético simplificado consistindo de duas reações em série (acidogênese e metanogênese) com cinética de primeira ordem. A implementação do modelo e as rotinas de otimização foram realizadas no programa Matlab.

Chen et al (2011) e Chou et al (2011) consideraram o comportamento hidrodinâmico do EGSB como mistura completa no estudo cinético de um reator Anammox-EGSB, tratando efluentes sintético com alta carga de amônio e de um reator utilizado no tratamento de efluentes contendo sulfato, respectivamente.

Poucos pesquisadores buscaram conhecer mais detalhadamente o comportamento do EGSB, como por exemplo, Bhattacharyya e Singh (2010), que modelaram o EGSB como um reator de fluxo pistonado com recirculação e espaço morto, com um grande número de

dispersão. Os autores realizaram ensaio utilizando sondas de condutividade inseridas através dos pontos de amostragem ao longo do reator, e estas estavam ligadas a um sistema de aquisição de dados. Foram utilizados os tempos de detenção hidráulica de 3,3; 5,5 e 9 h e testaram diferentes velocidades ascensionais (1,1; 2,7; 5,3 e 8,7 m.h^{-1}). Apesar da semelhança dos dados ao modelo de mistura completa, observaram a presença de fluxo pistonado nas velocidades ascensionais mais baixas, e com o aumento da velocidade ascendente o padrão de fluxo se aproxima mais de uma condição de mistura completa.

Já o reator UASB, do qual o reator EGSB surgiu como aperfeiçoamento, além de muitos estudos voltados para a operação e hidrodinâmica deste, existem os mais variados modelos com diferentes combinações de reatores tubulares e mistura completa para descrever seu escoamento.

Como por exemplo, Hanisch e Pires (1996), que desenvolveram um modelo onde o UASB foi dividido em quatro zonas (Figura 3.8), sendo mistura completa a região de entrada e uma parte considerada zona morta. A parte da manta foi considerada como reator tubular com pequena dispersão e a região da sedimentação como reator tubular de grande dispersão. Integral de convolução foi utilizada para unir matematicamente as regiões. No entanto, segundo os autores, o modelo precisa ser mais bem avaliado para minimizar os erros inerentes às formulações matemáticas.

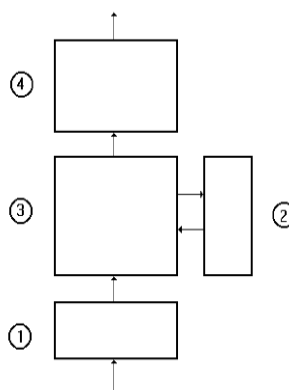


Figura 3.8. Esquema do reator UASB proposto por Hanisch e Pires (1996), onde estão representadas as regiões (1) de entrada, (2) de zona, (3) de manta de lodo, e (4) de sedimentação.

Wu e Hickey (1997) desenvolveram um modelo para descrever o padrão de fluxo em um reator UASB, considerando o leito e a manta de lodo como reator CSTR ideal com zona morta e fluxo de derivação. E a parte do separador trifásico foi considerada como um reator de fluxo pistão disperso não ideal (PFR). Os autores utilizaram cloreto de Lítio como

traçador, e as equações foram resolvidas em linguagem Fortran. A Equação 3.1 apresenta o balanço de massa no CSTR, e a Equação 3.2, descreve a entrada do traçador. Sendo que $C(t)$ é a concentração do traçador no CSTR, V_b o volume de trabalho do CSTR, $E(t)$ a função de entrada do traçador (pulso), Q_f vazão de entrada no volume de trabalho, M_f a fração de entrada de massa que passa pelo volume de trabalho e, T_{in} o tempo de injeção do traçador.

$$V_b \frac{dC}{dt} = V_b E(t) - Q_f C(t) \quad (3.1)$$

$$E(t) = \frac{M_f}{V_b T_{in}} \quad \text{Se } 0 \leq t \leq T_{in} \quad (3.2)$$

$$E(t) = 0 \quad \text{Se } T_{in} \leq 0$$

As Equações 3.3 e 3.4 representam a dinâmica de concentração do traçador (C_{pf}) no reator PFR, onde Z é a coordenada vertical, D_p o coeficiente de dispersão, μ a velocidade e L o comprimento do PFR.

$$\frac{\partial C_{pf}}{\partial t} = \frac{D_p}{L} \frac{\partial^2 C_{pf}}{\partial Z^2} - \frac{\mu}{L} \frac{\partial C_{pf}}{\partial Z} \quad t > 0, 0 < Z < 1 \quad (3.3)$$

$$C_{pf}(0, t) = C(t) \quad (3.4)$$

$$C_{pf}(Z, 0) = C_0$$

Bolle et al (1986) dividiram o reator UASB em três compartimentos, considerando o leito e a região de manta de lodo como mistura completa e o separador como reator tubular ideal. Ren et al (2009); Carvalho et al (2008); Martins et al (2012); Rodríguez-Gómez et al (2014), entre outros, consideraram o UASB como uma série de CSTR (Figura 3.9).

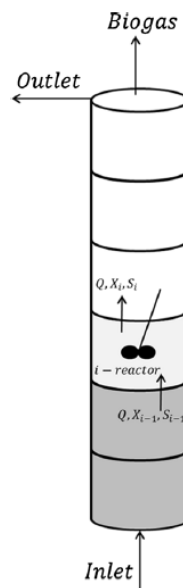


Figura 3.9. Modelo de UASB composto por vários CSTR em série.
Fonte: Rodríguez-Gómez et al (2014)

3.4.2. Cinética

A combinação de modelo cinético e hidrodinâmico é o procedimento mais interessante para a obtenção do equacionamento de projetos ou operações. No entanto, na maioria dos reatores anaeróbios o escoamento não é representado por modelos ideais (pistonado ou mistura completa). Além disso, a cinética do processo anaeróbio é complexa, por conta dos distintos grupos microbianos envolvidos na transformação de diferentes substratos, e dos muitos fatores que podem influenciar a cinética, por exemplo, composição do substrato, pH, temperatura, adaptabilidade e heterogeneidade das populações celulares, interações entre a massa celular e o meio, entre outras. Por estes motivos, simplificações são necessárias e importantes para que o modelo possa ser aplicável (VON SPERLING (2006); FORESTI et al, 1999; SANT'ANNA JR, 2010).

Nos processos aeróbios de tratamento, em geral, os modelos cinéticos propostos são do tipo unisubstrato e unimicrobiano. Enquanto que, nos processos anaeróbios, ocorre a presença de distintos grupos microbianos (fermentativos, acidogênicos, acetogênicos, homoacetogênicos e metanogênicos), consumindo diferentes substratos. Infelizmente, ainda não há meios de determinação da concentração de cada um desses grupos numa amostra de lodo anaeróbio, o que poderá vir a ser possível futuramente com avanços na área de biologia molecular (SANT'ANNA JR, 2010).

Por ser um processo complexo, o crescimento de microrganismos anaeróbios usualmente é descrito de forma aproximada, através de modelos matemáticos relativamente simples, baseando-se em três relações fundamentais: taxa de crescimento, coeficiente de produção celular e relação entre concentração de substrato e taxa de crescimento (CHERNICHARO, 1997).

De acordo com Pilotto (2004), a equação geral que relaciona a taxa de variação da concentração (r_A), pode ser expressa pela Equação 3.5, em que C_A é a concentração da substância reagente A [massa ou mol/volume], k a constante de reação [tempo⁻¹], n_r a ordem da reação (para valores = 1 reação de primeira ordem, = 2 reação de segunda ordem, e assim por diante).

$$r_A = \pm k \cdot C_A^{n_r} \quad (3.5)$$

A estabilização biológica da matéria orgânica é um exemplo de uma *pseudo* reação de primeira ordem, pois embora envolva diversas variáveis, a taxa da reação é proporcional à concentração de uma única substância fornecida; a matéria orgânica (PILOTTO, 2004). No modelo de primeira ordem ($n_r = 1$), a biodegradabilidade de substratos pode ser relacionada aos valores do parâmetro k , desde que as mesmas condições experimentais sejam mantidas, tendo que quanto maior o valor da constante, mais biodegradável é o substrato (MORAES e PAULA JR, 2001).

Em sistemas de baixa concentração de biomassa, segundo Sant'Anna Jr. (2010), um modelo muito empregado é o modelo de primeira ordem em relação ao consumo de substrato.

Os parâmetros cinéticos são muito suscetíveis a variações de temperatura, tipo de substrato e de lodo, natureza da cultura de microrganismo, entre outros, além da complexidade do processo anaeróbio e a sua não linearidade (CHERNICHARO, 1997).

Modelos buscando descrever esta complexidade da digestão anaeróbia vem sendo desenvolvidos. No entanto, a sua aplicação de modo integral é bastante complexa. O mais conhecido atualmente é o modelo ADM1 (*Anaerobic Digestion Model N°1*), desenvolvido por um grupo de especialistas, o *International Water Association (IWA) Anaerobic Digestion Modelling Task Group*, criado em 1997, no congresso Mundial sobre Digestão Anaeróbia, com o objetivo de desenvolver um modelo generalizado da digestão anaeróbia (BATSTONE et al, 2002; SANT'ANNA JR, 2010).

O ADM1 é composto por um elevado número de equações diferenciais e algébricas, que descrevem a bioquímica e os processos físico-químicos envolvidos no processo. Nos passos bioquímicos incluem-se as transformações do material particulado em carboidratos, lípidos e proteínas, a hidrólise desses componentes em açúcares, aminoácidos e ácidos graxos de cadeia longa, a acidogênese, a acetogênese e a metanogênese a partir do acetato e da redução de CO_2 com H_2 . As equações físico-químicas descrevem dissociação iônica e a transferência de massa gás-líquido (BATSTONE et al., 2002; ANTONOPOULOU et al, 2012).

Em geral, na literatura, os autores realizam modificações no ADM1. Lin et al (2007) modificaram o ADM1 para descrever o metabolismo da glucose e a distribuição dos produtos (butirato de etila e etanol) para espécies de *Clostridium* em batelada. Ntaikou et al (2010) desenvolveram e aplicaram uma versão modificada do ADM1 para descrever a produção contínua de hidrogênio pela bactéria *Ruminococcus albus*. Antonopoulou et al (2012), utilizou a estrutura modificada do ADM1, incluindo o lactato e o etanol, entre os metabólitos produzidos pela degradação de extrato de sorgo doce, para descrever o processo de produção de hidrogênio fermentativo, entre outros.

Devido a esta complexidade da cinética anaeróbia a maioria dos parâmetros cinéticos encontrados na bibliografia refere-se às etapas isoladas da digestão (PILOTTO, 2004). De maneira simplificada, a base dos modelos biológicos é formada por duas variáveis principais, a concentração de substrato e a concentração de microrganismos (SALÉH et al, 2009).

Em processos complexos, a cinética do estágio mais lento governa a cinética global do processo, por exemplo, para compostos orgânicos complexos e com alto teor de sólidos suspensos, a etapa da hidrólise é a mais lenta. Na degradação de compostos orgânicos simples, a fermentação a acetato, hidrogênio e dióxido de carbono pode ser a limitante. No entanto, na maioria dos casos, a etapa limitante é a de formação do metano (CHERNICHARO, 1997; SANT'ANNA JR, 2010).

Visando a simplificação da modelagem cinética dos processos anaeróbios, este conceito de etapa controladora do processo tem sido bastante utilizado (SANT'ANNA JR, 2010).

López e Borzacconi (2011), por exemplo, estudaram um EGSB e consideraram um modelo cinético de primeira ordem baseado em somente duas etapas do processo, a acidogênese e a metanogênese. Moletta et al (1986), também consideraram somente as etapas de acidogênese e metanogênese em um estudo cinético em batelada utilizando substrato sintético contendo sacarose e ácido acético, e efluente de branqueamento de ervilha.

Em geral, o modelo ADM1 tem sido utilizado para casos específicos, onde muitas simplificações são admitidas. Em grande parte dos trabalhos encontrados na literatura, para descrever a cinética do consumo dos mais variados substratos utilizando reatores do tipo EGSB ou UASB, tem-se utilizado os modelos cinéticos de Monod e de primeira ordem.

Chen et al (2011) utilizaram os modelos de Monod e Haldane para descrever a cinética de biodegradação anaeróbia em um reator Anammox-EGSB. Ambos para descrever a cinética de biodegradação de poluentes, sendo o segundo modelo para os casos envolvendo inibição.

Chou et al (2011) estudaram o comportamento cinético de microrganismos redutores de sulfato e metanogênicos em um reator EGSB utilizado no tratamento de efluentes contendo sulfato. Na formulação do modelo cinético, os autores consideraram as taxas de utilização de substrato seguindo cinética de Monod, e a inibição de H₂S ionizadas em grupos microbianos seguindo cinética de primeira ordem.

Saléh et al (2009) e Diamantis e Aivasidis (2010) utilizando reator UASB no tratamento de água residuária de indústrias alimentícias, laticínio e fruticultura pré-acidificada, respectivamente, considerando o modelo cinético de primeira ordem.

Matangue e Campos (2011) consideraram o modelo cinético de Monod na análise cinética de um reator UASB utilizado para reduzir a carga orgânica de efluentes líquidos de suinocultura.

3.5. Considerações Finais

Visto que o comportamento hidrodinâmico dos reatores EGSB, em geral, é assumido simplesmente como um reator de mistura completa, buscou-se estudá-lo de maneira mais detalhada, a fim de desenvolver um modelo matemático capaz de descrever o seu comportamento. E, tendo que os reatores EGSB ainda são pouco estudados em relação a outros reatores como o UASB, por exemplo, o presente trabalho buscou estudar o comportamento do reator EGSB perante aumento de velocidade ascensional e carga orgânica volumétrica aplicada, além da determinação da constante cinética aparente e intrínseca.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Etapa Experimental

A etapa experimental do trabalho foi executada no Laboratório de Processos Biológicos (LPB), do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Campus 2 - USP São Carlos.

4.1.1. Reator EGSB

O volume efetivo do reator utilizado foi de 3,04 L. As dimensões no tubo, 0,96 e 0,05 m de comprimento e diâmetro, respectivamente, correspondendo a um volume de 1,89 L. E, no separador trifásico, as dimensões eram de 0,11 m de diâmetro e de comprimento, equivalendo a um volume de 1,15 L. Na Figura 4.1, tem-se um desenho esquemático e uma foto do reator utilizado.

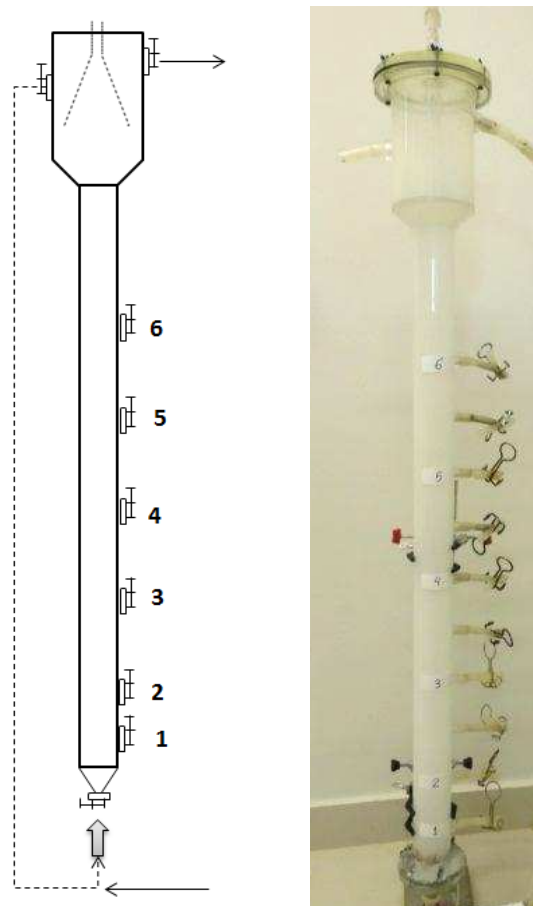


Figura 4.1. Desenho esquemático e fotografia do reator EGSB utilizado.

A alimentação foi realizada por meio de uma bomba peristáltica e a recirculação por uma bomba dosadora. Um esquema da unidade experimental é apresentado na Figura 4.2.

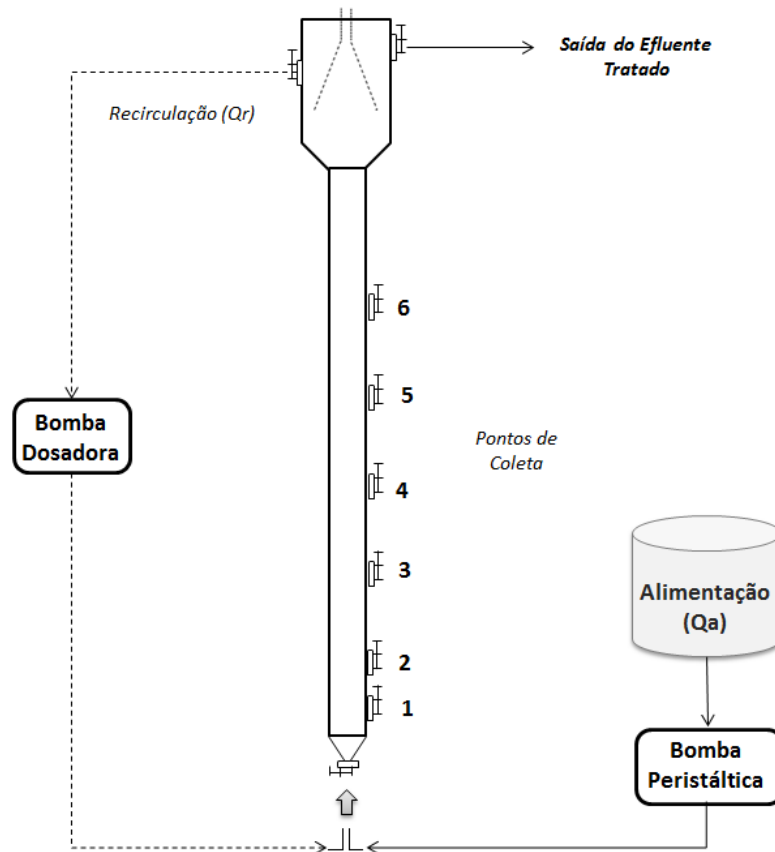


Figura 4.2. Desenho esquemático da unidade experimental.

4.1.2. Ensaios Hidrodinâmicos

Os ensaios hidrodinâmicos foram realizados somente com água em três velocidades ascensionais no tubo, 6, 8 e 10 m.h^{-1} , com vazões de recirculação (Q_r) 200; 260 e 320 mL.min^{-1} , respectivamente, vazão de alimentação (Q_a) 4 mL.min^{-1} , e traçador dextrana azul.

Foi utilizado o método estímulo-resposta, onde se injetou 50 mL de traçador dextrana azul a uma concentração de 10 g.L^{-1} . As leituras de absorvância foram realizadas em espectrofotômetro ($\lambda = 650 \text{ nm}$). A concentração de dextrana azul foi então obtida por meio da curva de calibração do espectrofotômetro. O tempo de duração dos ensaios foi de aproximadamente 3 vezes o tempo de detenção hidráulica teórico, ou seja, cerca de 36 h.

A escolha do traçador baseou-se nos trabalhos de Nardi (1997) e Souza (2012), que testaram diferentes traçadores (cloreto de sódio, eosina Y, azul de bromofenol, dextrana azul, mordante violeta, rodamina WT e verde de bromocresol) e concluíram que a dextrana azul é o mais adequado para utilização em ensaios hidrodinâmicos de reatores heterogêneos. Nardi (1997) observou ainda que, para o traçador dextrana azul, o comprimento de onda de maior absorção foi 650 nm.

4.1.3. Inóculo

Após os ensaios hidrodinâmicos, o reator EGSB foi inoculado com lodo proveniente de um reator UASB utilizado para o tratamento de efluente de suinocultura na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias (FCAV) - UNESP, campus Jaboticabal. Considerando o volume do tubo do reator, adicionou-se aproximadamente 30% de lodo ao reator.

Antes da inoculação, o lodo passou por uma análise de verificação do diâmetro médio dos grânulos do mesmo.

4.1.4. Substrato

O substrato utilizado foi água residuária sintética (ARS), simulando efluente de suinocultura. A constituição inorgânica do meio foi baseada na proposta de Bergmann et al. (2000) e a constituição orgânica baseou-se nas observações de Oliveira (1997), respeitando a proporção em massa de carboidratos:proteínas:lipídeos de 1,75:1,00:0,75.

Os constituintes inorgânicos foram supridos pela adição de uma solução de sais, a fração de proteína foi simulada pela adição de extrato de carne, a fração de carboidratos pela mistura sacarose:amido:celulose na proporção 1:3:1 em massa, a fração de lipídeos por uma emulsão com óleo de soja e detergente comercial, e a relação $DQO_{dissolvida}/NTK$ foi regulada pela adição de cloreto de amônio (NH_4Cl), visto que o teor de nitrogênio provindo do extrato de carne não é suficiente para atingir a concentração desejada e, a alcalinidade foi suplementada pela adição de bicarbonato de sódio ($NaHCO_3$).

A Tabela 4.1 apresenta os constituintes para 1 L de água residuária sintética (ARS) de suinocultura, resultando em um meio com DQO dissolvida de 2000 mg.L^{-1} , relação $DQO_{dissolvida}/NTK$ de 4, alcalinidade total de $900 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$ e pH próximo a 7,0. Este meio foi utilizado como base para as diferentes cargas aplicadas.

Tabela 4.1. Constituintes da água residuária sintética.

| Constituinte | Concentração (mg.L ⁻¹) | Constituinte | Concentração (mg.L ⁻¹) |
|---|------------------------------------|--------------------------------------|------------------------------------|
| H ₃ BO ₃ | 3,89 | MgCl ₂ .6H ₂ O | 334,50 |
| MnCl ₂ .4H ₂ O | 3,17 | K ₂ SO ₄ | 152,00 |
| ZnSO ₄ .7H ₂ O | 13,50 | FeSO ₄ .7H ₂ O | 39,00 |
| CuCl ₂ .2H ₂ O | 3,25 | NaHCO ₃ | 1512 |
| Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O | 0,05 | NH ₄ Cl | 1500 |
| CoCl ₂ .6H ₂ O | 0,10 | Extrato de Carne | 876 |
| NaNO ₃ | 1,27 | Sacarose | 306 |
| KH ₂ PO ₄ | 430,50 | Amido | 920 |
| CaCl ₂ | 338,00 | Celulose | 306 |
| KCl | 624,00 | | |

4.1.5. Operação do Reator

O tempo de detenção hidráulica (TDH) aplicado foi de aproximadamente 12 h, e o reator foi mantido em câmara com a temperatura mesofílica controlada a 30 °C.

A vazão de alimentação (Q_a) durante todo o experimento foi 4 mL.min⁻¹ e a vazão de recirculação (Q_r) variou em duas etapas. Na Etapa 1 foi cerca de 200 mL.min⁻¹, que de acordo com a Equação 4.1, em que A é a área da secção transversal ($A = \pi r^2$), resulta em uma velocidade ascensional no tubo de 6 m.h⁻¹. Na Etapa 2 foi cerca de 320 mL.min⁻¹, para uma velocidade ascensional de 10 m.h⁻¹.

$$v = \frac{(Q_a + Q_r)}{A} \quad (4.1)$$

O tempo de operação do reator foi 255 dias, sendo 30 dias para adaptação do lodo com carga orgânica volumétrica (COV) de 1 kgDQO.m⁻³.d⁻¹. Ao longo do ensaio, aumentou-se gradativamente a carga orgânica de alimentação. Após o período de adaptação, o reator operou com 2 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, durante 16 dias; 4 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ durante 30 dias; 8 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ por 28 dias; 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ durante 116 dias, sendo 67 dias operando na Etapa 1 e 49 dias na Etapa 2; e por fim, com 15 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ durante 35 dias. A DQO correspondente para cada COV aplicada é apresentada na Tabela 4.2.

Tabela 4.2. DQO afluente para cada COV aplicada.

| v (m.h ⁻¹) | COV (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹) | Afluente (mgDQO.L ⁻¹) |
|--------------------------|---|-----------------------------------|
| 6 | 2 | 1016,3 ± 277,9 |
| | 4 | 2063,9 ± 460,0 |
| | 8 | 3988,6 ± 190,8 |
| | 10 | 4761,5 ± 396,7 |
| 10 | 10 | 4773,1 ± 237,7 |
| | 15 | 7753,8 ± 304,7 |

Durante a operação do reator, foram realizadas análises de Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Potencial Hidrogeniônico (pH), duas vezes por semana, na entrada, saída e nos pontos de coleta 3 e 5 (cujas localizações podem ser observadas na Figura 4.3).

Nos mesmos pontos, porém com frequência de uma vez por semana, foram realizadas análises de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK), Ácidos Graxos Voláteis (AGV) e composição do biogás. A Alcalinidade foi medida duas vezes por semana na entrada e saída do reator.

Para a análise de DQO utilizou-se o método colorimétrico (APHA, 1995), o pH foi determinado por pHmetro QX1500 QualXTron, a Alcalinidade pelo método volumétrico com detecção potenciométrica de acordo com metodologia de Ripley et al (1986), o NTK foi determinado por digestão seguida por destilação e titulação (APHA, 1995), os AGV foram determinados por HPLC (cromatografia líquida de alta eficiência) (LAZARO et al, 2008) e a composição do biogás por cromatografia gasosa com detector de condutividade térmica, com a injeção de 500 µL de amostra.

4.1.6. Análises Microbiológicas

As análises microbiológicas foram realizadas com o intuito de verificar diferenças no tamanho dos grãos e nos microrganismos presentes no reator operando com velocidades ascensionais diferentes ($v = 6$ e 10 m.h⁻¹).

4.1.6.1. Dimensão dos grânulos

Para estimar o diâmetro médio dos grânulos foram realizadas análises no Laboratório de Controle Ambiental, do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de

São Carlos (UFSCar). As análises dos grânulos foram feitas utilizando-se o programa *Image Pro Plus 6.0*, e analisadas com a ferramenta *Count/Size* do programa, baseando-se na metodologia de Alphenaar et al (1993).

As análises foram realizadas em três momentos: no lodo antes de ser inoculado, e após o período de operação com as velocidades ascensionais no tubo de 6 e 10 m.h⁻¹.

Para a amostragem, retirou-se um volume de 400 mL de amostra no ponto 1 de coleta do reator. A amostra foi decantada, retirando-se o excesso de sobrenadante, lavada com água limpa (3 vezes), e encaminhada para análise.

4.1.6.2. PCR-DGGE

Várias técnicas de amplificação por reação em cadeia de polimerase (PCR) e comparação das sequências de rRNA têm sido usadas para identificar os microrganismos presentes em sistemas de tratamento de águas residuárias. Dentre elas, pode-se citar a eletroforese em gel com gradiente de desnaturantes (DGGE), polimorfismo de tamanho de fragmentos de restrição terminais (T-RFLP), clonagem e hibridização *in situ* por fluorescência (FISH), entre outras (BASSIN, 2012).

No presente trabalho foi utilizada a técnica DGGE (*Denaturing Gradient Gel Electrophoresis*), que se baseia na diferente mobilidade dos fragmentos de DNA desnaturado, que possuem o mesmo tamanho, porém com distinta sequência de ácidos nucleicos, gerando diferentes padrões de bandas que funcionam como um código de barra, refletindo a diversidade microbiana da amostra estudada. Estas bandas podem ser excisadas do gel e sequenciadas, para uma análise mais precisa dos microrganismos presentes na amostra (MUYZER et al., 1993; BASSIN, 2012).

As amostras de lodo foram retiradas (cerca de 100 mL) nos pontos 3 e 5 do reator, nos mesmos dias em que foram coletadas as amostras para o dimensionamento dos grãos.

A biomassa retirada passou por sucessivas lavagens em tampão fosfato seguidas de centrifugação e, foram armazenadas congeladas até a extração do DNA total, que foi realizada com base no protocolo de fenol-clorofórmio descrito por Griffiths et al (2000).

A análise por PCR-DGGE foi realizada para os domínios *Bacteria* e *Archaea*. Para o domínio *Archaea*, foram utilizados os iniciadores 1100F (com um grampo de GC) e 1400R (KUDO et al, 1997). E para o domínio *Bacteria*, foram usados os iniciadores 968F (com um grampo de GC) e 1401R (NÜBEL et al., 1996).

Os padrões de bandas de DGGE foram analisados usando o software *BioNumerics* V.2.5, aplicando o coeficiente de correlação de Pearson, e o método de aglomeração UPGMA (*Unweighted Pair Group Method with Arithmetic Mean*) para a construção do dendrograma.

4.1.6.3. MEV

A vantagem do MEV em relação ao microscópio ótico é sua alta resolução. A elevada profundidade de foco (imagem tridimensional) e a possibilidade de combinar a análise microestrutural com a microanálise química são fatores que em muito contribuem para o amplo uso desta técnica (ANUNZIATO, 2008).

Nos mesmos dias em que foram retiradas amostras para estimar o diâmetro dos grãos e analisar o DGGE, no ponto 1 de coleta, foram retiradas amostras para a análise de microscopia eletrônica de varredura (MEV).

Adicionou-se às amostras uma solução tampão fosfato (0,1 M) e glutaraldeído (GTA), a uma relação Tampão/GTA de 7,3, durante aproximadamente 12 horas. Então, as amostras foram lavadas e centrifugadas com solução tampão fosfato e, na sequência foram desidratadas durante 10 min com cada uma das soluções de álcool 50%, 70%, 80%, 90%, 95% e 100%. Foram fixadas a um suporte específico para microscópio eletrônico de varredura, e recobertas com ouro.

As análises foram realizadas no Instituto de Física de São Carlos (IFSC) da EESC-USP, em microscópio Zeiss, Digital Scanning Microscope DSM 960.

4.1.7. Cinética aparente

Para determinar a cinética aparente do reator, foi obtido um perfil de concentração ao longo do mesmo, ou seja, foram retiradas amostras em diferentes pontos do comprimento do reator. O ensaio de perfil foi realizado na última etapa do experimento, no qual o reator estava operando com COV afluente de $15 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e velocidade ascensional de $10 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$. As amostras foram coletadas em seis pontos, cuja localização pode ser observada na Figura 4.3, além de entrada e saída do reator.

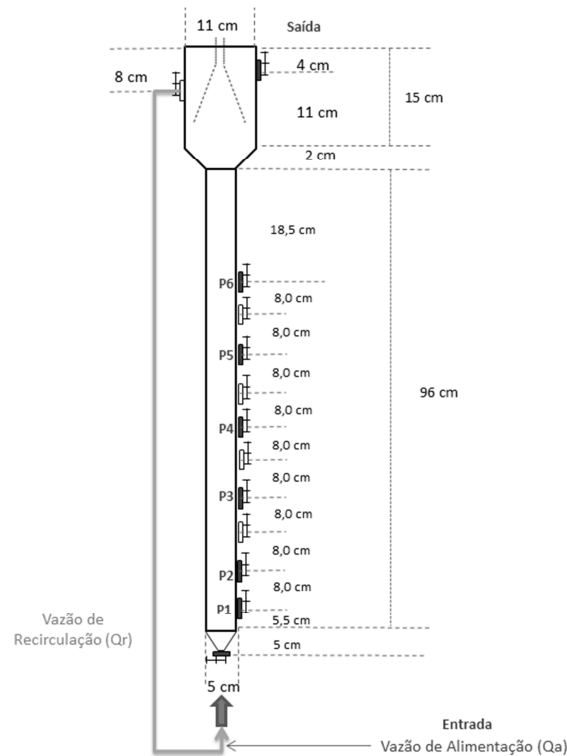


Figura 4.3. Localização dos pontos de amostragem ao longo do EGSB.

A constante cinética aparente também foi determinada em cada uma das condições experimentais aplicadas, sendo que os pontos de amostragem ao longo do experimento foram nos pontos 3 e 5 do reator.

4.1.8. Cinética intrínseca

O procedimento experimental para obtenção dos parâmetros cinéticos intrínsecos foi realizado em um equipamento similar a um processo em batelada, seguindo metodologia proposta por Vieira (1996).

Em um shaker com rotação 250 rpm, foram colocados 8 frascos DURAN® de 250 mL (4 frascos em duplicata). De acordo com Vieira (1996), com esta rotação, pode-se desprezar a resistência externa à transferência de massa, e por se tratar de um lodo com característica floculenta, pode-se desprezar a resistência interna.

A cada frasco adicionou-se cerca de 1 mL de lodo adensado e 30 mL de substrato autoclavado a 120 °C. Para garantir a condição de anaerobiose, injetou-se N_2 durante 60 segundos. O ensaio teve duração de 12 h, sendo que a cada três horas, dois frascos eram retirados do shaker para análise de DQO, SSV e pH.

A concentração inicial de substrato (C_0) foi de 191,2 mgDQO.L⁻¹ e de biomassa (X) foi de 1006,4 mgSSV.L⁻¹.

O ensaio foi repetido, em triplicata, com concentração inicial de substrato de 325,3 mgDQO.L⁻¹ e adicionando 1,5 mL de lodo adensado, cuja concentração de biomassa foi 1708,2 mgSSV.L⁻¹.

4.2. Modelagem Matemática

4.2.1. Métodos Numéricos

No presente trabalho, as equações dos modelos em que a formulação matemática conduziu a um sistema de equações diferenciais, a discretização destas foram realizadas pelo método das diferenças finitas centrais de ordem 2, e o ajuste dos parâmetros aos dados experimentais foi realizado utilizando o método dos mínimos quadrados.

4.2.1.1. Método das Diferenças Finitas

Segundo Fontoura (2004), o método das diferenças finitas visa transformar um problema composto por equações diferenciais em um problema formado por equações algébricas. O primeiro passo é discretizar o domínio da variável independente, ou seja, dividir o domínio de cálculo em subdomínios. Em seguida, gerar aproximações para as derivadas das variáveis dependentes que aparecem nas equações diferenciais, nos pontos discretos, x_i , e obter y_i' e y_i'' .

Por fim, aplicar às equações diferenciais aos pontos x_i as aproximações y_i' e y_i'' , gerando um sistema de equações algébricas dependentes dos valores desconhecidos y_i . Esta diferença varia com o tipo de problema (contorno ou condição inicial) e o sistema gerado pode ser resolvido por métodos de resolução de sistemas algébricos ou por inversão de matrizes.

O uso de uma expansão da série de Taylor em torno de um determinado ponto é uma maneira simples de se obter estas aproximações. Sendo x_i o ponto base, pode-se escrever o valor de $y(x_{i+1}) = y_{i+1}$, pela série infinita descrita na Equação 4.2, enquanto o valor $y(x_{i-1}) = y_{i-1}$ é descrito pela Equação 4.3.

$$y_{i+1} = y_i + y_i'(x_{i+1} - x_i) + y_i'' \frac{(x_{i+1} - x_i)^2}{2} + y_i''' \frac{(x_{i+1} - x_i)^3}{3} + \dots \quad (4.2)$$

$$y_{i-1} = y_i - y_i'(x_i - x_{i-1}) + y_i'' \frac{(x_i - x_{i-1})^2}{2} - y_i''' \frac{(x_i - x_{i-1})^3}{3} + \dots \quad (4.3)$$

Partindo da Equação 4.2 pode-se fazer a aproximação por diferença à frente (Equação 4.4), e da Equação 4.3, tem-se a aproximação diferença à ré (Equação 4.5), onde $h = x_i - x_{i-1}$.

$$y_i' = \frac{y_{i+1} - y_i}{h} \quad (4.4)$$

$$y_i' = \frac{y_i - y_{i-1}}{h} \quad (4.5)$$

Combinando as Equações 4.2 e 4.3, de modo a eliminar o termo y_i' , pode-se obter a aproximação para a primeira derivada (Equação 4.6) e para a segunda derivada (Equação 4.7), chamadas aproximação por diferenças centrais, no caso de ordem 2.

$$y_i' = \frac{y_{i+1} - y_{i-1}}{2h} \quad (4.6)$$

$$y_i'' = \frac{y_{i+1} - 2y_i + y_{i-1}}{h^2} \quad (4.7)$$

4.2.1.2. Método dos Mínimos Quadrados

O método dos mínimos quadrados (MMQ) é uma técnica de otimização matemática cujo objetivo é encontrar o melhor ajuste para um conjunto de dados minimizando a soma dos quadrados das diferenças entre o valor estimado (C_{teor}) e os dados observados (C_{exp}) (SILVA et al, 2012). Os ajustes dos parâmetros são realizados de modo que a soma, apresentada pela Equação 4.8 seja mínima.

$$\sum (C_{exp} - C_{teor})^2 \quad (4.8)$$

4.2.1.3. Método de Inversão de Matrizes

A inversão de matrizes, de acordo com Fontoura (2004) pode ser utilizada para a resolução numérica de sistema linear contendo n equações com n incógnitas, como representado na Equação 4.9, onde A é a matriz dos coeficientes, x o vetor de incógnitas e b o vetor de termos independentes.

$$Ax = b \quad (4.9)$$

Na matriz apresentada, a_{ij} representa os coeficientes, x_j as variáveis e b_i as constantes, tal que $1 \leq i \leq m$ e $1 \leq j \leq n$.

A inversa (A^{-1}) de uma matriz quadrada A é tal que $AA^{-1} = I = A^{-1}A$. A matriz identidade (I) é a matriz com elementos da diagonal principal iguais a 1 e com todos os outros elementos nulos. Apenas as matrizes quadradas ditas não singulares, isto é, aquelas que possuem o determinante diferente de zero, admitem sua inversa. Multiplicando a Equação 4.9 pela matriz inversa de A , tem-se a Equação 4.10.

$$A^{-1}Ax = A^{-1}b \rightarrow Ix = x = A^{-1}b \quad (4.10)$$

Assim, a matriz solução x é obtida pelo produto vetorial da matriz inversa de A pelo vetor dos termos independentes (b).

4.2.2. Hidrodinâmica

4.2.2.1. Testes Preliminares

Inicialmente, utilizando os dados dos ensaios hidrodinâmicos, foi realizado um teste preliminar para verificar qual a tendência hidrodinâmica do reator EGSB utilizado. Ajustando os dados aos modelos de mistura completa (MC), tanques em série (TS), pequena dispersão (PD) e grande dispersão (GD), segundo Oliveira (1997).

As curvas resposta de concentração de dextrana azul na saída do reator ao longo do tempo, obtidas nos ensaios hidrodinâmicos, foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000) e Oliveira (1997), utilizando as Equações de 4.11 a 4.16, onde E_i é a distribuição de idade de saída, C_i a concentração no tempo i , Δt_i o intervalo de tempo entre as leituras, \bar{t} o

tempo de detenção hidráulica obtido da curva experimental, E_θ é a distribuição de idade de saída adimensional, θ tempo adimensional, σ^2 variância dos dados experimentais e σ_θ^2 variância adimensional. Obtém-se, assim, as curvas de distribuição de idade de saída adimensional em função do tempo adimensional.

$$E_i = \frac{C_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i} \quad (4.11)$$

$$\bar{t} = \sum t_i \cdot E_i \cdot \Delta t_i \quad (4.12)$$

$$\theta = \frac{t_i}{\bar{t}} \quad (4.13)$$

$$E_\theta = \bar{t} \cdot E_i \quad (4.14)$$

$$\sigma^2 = (\sum t_i^2 \cdot E_i \cdot \Delta t_i) - \bar{t}^2 \quad (4.15)$$

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} \quad (4.16)$$

Baseando-se no equacionamento apresentado por Oliveira (1997) e com o intuito de verificar qual modelo apresenta melhor o ajuste aos dados, os valores de variância adimensional e o tempo adimensional foram aplicados nos modelos de tanques em série (TS) (Equação 4.17), mistura completa (MC) (Equação 4.17 com $N=1$), dispersão de pequena intensidade (PD) (Equação 4.18) e dispersão de alta intensidade (GD) (Equação 4.19). Calcularam-se os valores do número de tanques, no caso do modelo TS, e os valores de Peclet de pequena (Pe_p) e grande (Pe_g) intensidade, e com estes, determinou-se a curva de distribuição de idade de saída para cada um dos modelos.

$$N = \frac{1}{\sigma_\theta^2} \quad E_\theta = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} \cdot \exp(-N \cdot \theta) \quad (4.17)$$

$$Pe_p = \frac{2}{\sigma_\theta^2} \quad E_\theta = \frac{1}{2\sqrt{\frac{\pi}{Pe_p}}} \cdot \exp\left[-\frac{Pe_p(1-\theta)^2}{4}\right] \quad (4.18)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{Pe_g} + \frac{8}{Pe_g^2} \quad E_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\frac{\pi\theta}{Pe_g}}} \cdot \exp\left[\frac{Pe_g(1-\theta)^2}{4\theta}\right] \quad (4.19)$$

Para avaliar o ajuste dos dados aos modelos testados utilizou-se o coeficiente de correlação de Pearson (r) (Equação 4.20), que compara a variância entre os dados experimentais e os do modelo ajustado. Para valores de r entre 0,00 e 0,30 considera-se correlação fraca, entre 0,30 e 0,60 a correlação é considerada moderada, entre 0,60 e 0,90 correlação forte, e entre 0,90 e 1,00, correlação muito forte (CALLEGARI-JACQUES, 2003).

$$r = \frac{\sum(y_i - \bar{y}) \cdot (f_i - \bar{f})}{\sqrt{\sum(y_i - \bar{y})^2} \cdot \sqrt{\sum(f_i - \bar{f})^2}} \quad (4.20)$$

y_i : valor do dado experimental;

\bar{y} : média dos dados experimentais;

f_i : valor obtido pela função ajustada;

\bar{f} : média dos valores obtidos pela função ajustada.

Baseando-se no fato de que a hidrodinâmica do EGSB ainda é pouco estudada de maneira mais aprofundada, considerando as diferenças dimensionais entre as partes constituintes do reator, tubo e separador trifásico, e a influência da recirculação. Foram propostos dois modelos para descrever a hidrodinâmica do EGSB, ambos dividindo o reator em duas regiões, sendo uma composta pelo tubo e outra pelo separador. O primeiro modelo propõe dois reatores tubulares com dispersão em série (Tub-Tub) e o segundo duas séries de NCSTR. Os parâmetros de ajuste foram o número de Peclet e o número de reatores (N), para o primeiro e segundo modelo, respectivamente.

4.2.2.2. Modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série

O modelo de reator tubular (Figura 4.4) é um exemplo de modelo a parâmetros distribuídos, no qual se admite que as propriedades variam com as coordenadas espaciais, ou seja, ao longo do comprimento do reator (PINTO e LAGE, 2001; TAVARES, 2008).

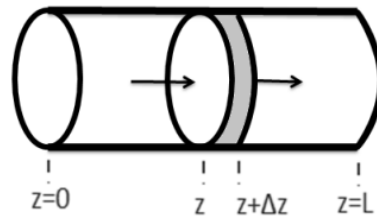


Figura 4.4. Esquema de um reator tubular.

Na modelagem hidrodinâmica, o termo reacional ainda não irá ser considerado. Assim, tem-se que a concentração ao longo do tempo é a soma dos fenômenos de convecção e difusão. O modelo baseia-se na equação de balanço para um reator tubular com dispersão (Equação 4.21), onde v é a velocidade ascensional, C a concentração de dextrana na saída do reator, D o coeficiente de dispersão axial, A a área da secção transversal, dt o intervalo infinitesimal de tempo, e dz o intervalo infinitesimal do comprimento (L) do reator. E que após simplificações é representada pela Equação 4.22.

$$\frac{\partial C.A.\partial z}{\partial t} = \left(v.A.C - D.A.\frac{\partial C}{\partial z} \right) - \left[\left(v.A.C - D.A.\frac{\partial C}{\partial z} \right) + \frac{\partial (v.A.C - D.A.\frac{\partial C}{\partial z})}{\partial z} \partial z \right] \quad (4.21)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -v\frac{\partial C}{\partial z} + D\frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \quad (4.22)$$

Nos pontos extremos (contornos), como exemplificado na Figura 4.5, considerou-se as condições de contorno de Danckwerts (1953), expressas pelas Equações 4.23 e 4.24, onde antes e depois dos pontos $z = 0$ e $z = L$ admite-se que somente ocorre o fenômeno convectivo.

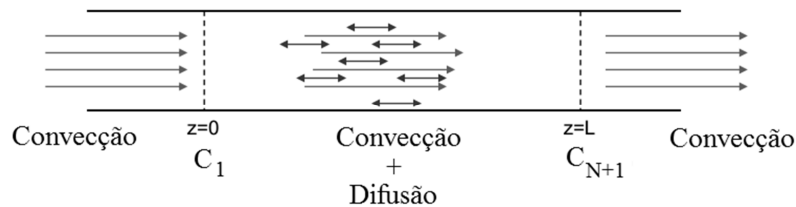


Figura 4.5. Condições de contorno.

Fonte: Adaptado de Secchi (2014)

$$vC(t) = vC(t, 0) - D \frac{\partial C(t, z)}{\partial z} \Big|_{z=0} \quad (4.23)$$

$$\frac{\partial C(t, z)}{\partial z} \Big|_{z=L} = 0 \quad (4.24)$$

Na resolução das equações do modelo, foi utilizado o método das diferenças finitas centrais de ordem 2, cujas aproximações de primeira e segunda ordem estão descritas nas Equações 4.25 e 4.26, respectivamente. O objetivo deste método é transformar um problema de equações diferenciais em um problema de equações algébricas, através da discretização do espaço em função do tempo, dividindo o domínio de cálculo em subdomínios, como exemplificado na Figura 4.6, e em seguida gerando aproximações para as derivadas dependentes (PINTO e LAGE, 2001; FONTOURA, 2004).

$$\frac{\partial C}{\partial z} = \frac{C_{i+1} - C_{i-1}}{2\Delta z} \quad (4.25)$$

$$\frac{\partial^2 C}{\partial z^2} = \frac{C_{i-1} - 2C_i + C_{i+1}}{\Delta z^2} \quad (4.26)$$

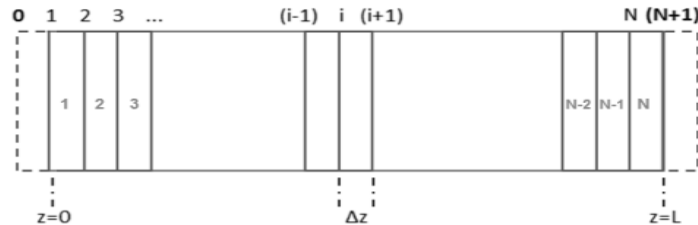


Figura 4.6. Divisão do domínio z em subdomínios Δz .

Substituindo as equações de aproximação por diferenças finitas centrais de ordem 2, para a primeira e segunda derivada na Equação geral do modelo (Equação 4.22), tem-se a equação do modelo para os i pontos (Equação 4.27). E, substituindo-as nas equações das condições de contorno, obtêm-se as expressões para os pontos C_0 e C_{N+2} , apresentadas pelas Equações 4.28 e 4.29, respectivamente.

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = -\frac{v}{2\Delta z} (C_{i+1} - C_{i-1}) + \frac{D}{\Delta z^2} (C_{i-1} - 2C_i + C_{i+1}) \quad (4.27)$$

$$D \frac{\partial C_1}{\partial z} = v(C_1 - C_{in}) \rightarrow D \frac{(C_2 - C_0)}{2dz} = v(C_1 - C_{in}) \rightarrow C_0 = C_2 - \frac{2vdz}{D}(C_1 - C_{in}) \quad (4.28)$$

$$\frac{\partial C_{N+1}}{\partial z} = 0 \rightarrow \frac{C_{N+2} - C_N}{2dz} = 0 \rightarrow \therefore C_{N+2} = C_N \quad (4.29)$$

Tendo que C_{in} é a concentração afluyente, dada pela Equação 4.30, Q_a é a vazão de alimentação, C_a a concentração de alimentação, que neste caso é nula. Q_r é a vazão de recirculação, C_r a concentração de recirculação. Q_i é a vazão do traçador e C_i a concentração do traçador. Como o ensaio foi feito utilizando a metodologia de pulso, o parâmetro Q_i foi calculado a partir do tempo de injeção e do volume injetado, e C_i é a concentração total de traçador injetado, calculado pela área sob a curva de concentração de saída pelo tempo.

$$C_{in} = \frac{Q_a C_a + Q_r C_r + Q_i C_i}{Q_a + Q_r + Q_i} \quad (4.30)$$

Utilizando as expressões obtidas para os contornos, tem-se nos pontos extremos, ponto 1 e ponto $N+1$, as equações do modelo expressas pelas Equações 4.31 e 4.32, respectivamente.

$$\frac{\partial C_1}{\partial t} = -\frac{v^2}{D}(C_1 - C_{in}) + \frac{2D}{dz^2}(C_2 - C_1) - \frac{2v}{dz}(C_1 - C_{in}) \quad (4.31)$$

$$\frac{\partial C_{N+1}}{\partial t} = \frac{2D}{dz^2}(C_N - C_{N+1}) \quad (4.32)$$

Em um sistema convectivo-difusivo, o número de Peclet (Pe) (Equação 4.33) pode ser utilizado para expressar a relação entre a convecção e a difusão, sendo que quanto maior o Pe , maior a influência do processo convectivo para o transporte de massa. E, quando o valor de Pe é muito baixo, o processo é tratado como um processo difusivo (BEJAN, 1995; FRANCESCHINI, 2002). Nesta etapa do presente trabalho, o número de Peclet foi o parâmetro de ajuste.

$$Pe = \frac{v.L}{D} \quad (4.33)$$

No modelo proposto, de dois reatores tubulares em série com dispersão (Tub-Tub) (Figura 4.7), dividiu-se o reator EGSB em duas regiões: a região do tubo, com comprimento de 0,96 m e diâmetro de 0,05 m, e a região do separador trifásico, de comprimento 0,12 m e diâmetro 0,11 m. Neste modelo, a principal diferença entre as regiões é a velocidade ascensional, que diminui consideravelmente do tubo para o separador, devido à sua maior área da secção transversal. Ajustou-se dois valores de Pe , um para a região do tubo (Pe_t) e outro para a região do separador (Pe_s), utilizando o método dos mínimos quadrados implementado no programa Matlab.

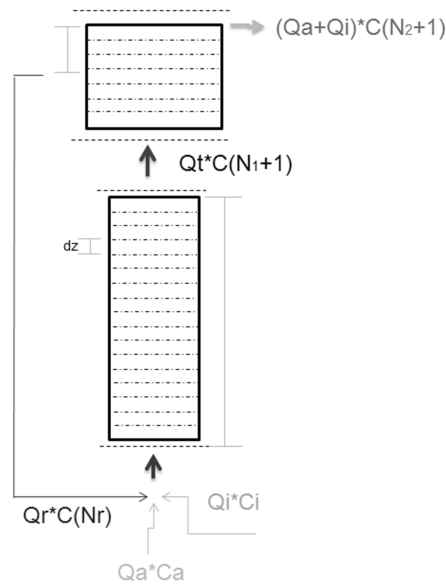


Figura 4.7. Esquema de dois reatores tubulares com dispersão em série.

No programa para ajuste dos valores de Pe , esquematizado na Figura 4.8, são fornecidos os dados experimentais, contendo o vetor com os intervalos de tempo e a concentração de traçador deixando o reator, vazões (entrada e recirculação), concentrações aplicadas e dimensionamento do reator. Utilizou-se a ferramenta *ode15s* para resolver as equações do modelo e determinar a concentração teórica (C_{teor}) de traçador ao longo do tempo, e a ferramenta *fminsearch* para calcular a menor soma ao quadrado das diferenças entre concentração experimental (C_{exp}) e a concentração teórica, ou seja, a soma dos mínimos quadrados (Equação 4.34).

$$\sum (C_{exp} - C_{teor})^2 \quad (4.34)$$

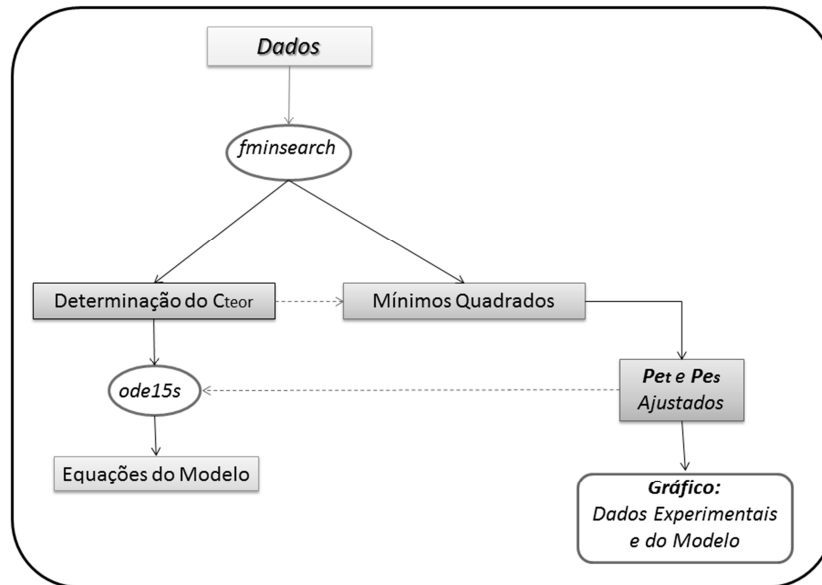


Figura 4.8. Esquema para implementação do modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série (Tub-Tub).

4.2.2.3. Modelo de duas séries de NCSTR

O modelo de reator CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) também conhecido como modelo de reator de mistura completa (ou perfeita). É um exemplo de modelo a parâmetros concentrados, onde se considera que as propriedades, como concentração, por exemplo, não variam com as coordenadas de posição (TAVARES, 2008).

A modelagem baseia-se no balanço de massa, onde a massa que se acumula no volume de controle (V) por unidade de tempo é igual à massa que entra por unidade de tempo menos a massa que sai por unidade de tempo, como descrito na Equação 4.35.

$$V \frac{dc}{dt} = Q_0 C_0 - QC \quad (4.35)$$

Neste caso, também se dividiu o reator EGSB em duas regiões, as mesmas consideradas no modelo anterior, uma a região do tubo e outra a região do separador trifásico. A diferença principal entre as regiões, no caso deste modelo, é o volume. Admitiu-se que cada região é composta por NCSTR e este valor de N (número de reatores) foi ajustado para cada uma delas. O esquema do modelo apresentado é descrito na Figura 4.9.

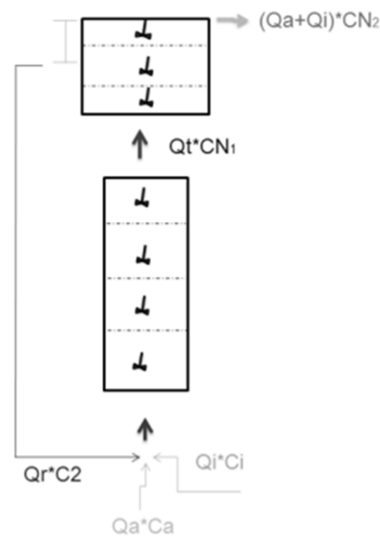


Figura 4.9. Esquema de duas séries de NCSTR.

As equações utilizadas para este modelo são as do balanço de massa para reatores CSTR individuais, sendo que a entrada de um reator é alimentada com a saída do reator anterior. O primeiro CSTR, no entanto, é alimentado pela vazão de entrada e pela recirculação do último. Assim, têm-se as Equações 4.36 e 4.37, que descrevem os balanços de massa para o primeiro e os demais reatores CSTR, respectivamente.

$$\frac{dC_1}{dt} = \frac{Q_t}{V_1} (C_{in} - C_1) \quad (4.36)$$

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{Q_t}{V_i} (C_{i-1} - C_i) \quad (4.37)$$

Tendo que Q_t é a vazão total recebida, ou seja, a soma da vazão de entrada (Q_a), a vazão de recirculação (Q_r), e a vazão de injeção (Q_i). Esta última determinada pelo tempo e volume de injeção. C_{in} é a concentração na entrada do primeiro reator, expressa pela Equação 4.38, onde $C(N_s)$ é a concentração na saída do CSTR que está na altura do ponto de recirculação ($L_{rec} = 8$ cm), e C_i é a concentração total de traçador injetado.

$$C_{in} = \frac{Q_r C(N_s) + Q_a C_a + Q_i C_i}{Q_t} \quad (4.38)$$

O volume total de cada região é dividido igualmente para os reatores pertencentes à série de CSTR da mesma.

Os valores de N foram ajustados utilizando o método dos mínimos quadrados implementado em Matlab. Na Figura 4.10, tem-se um esquema do funcionamento do programa.

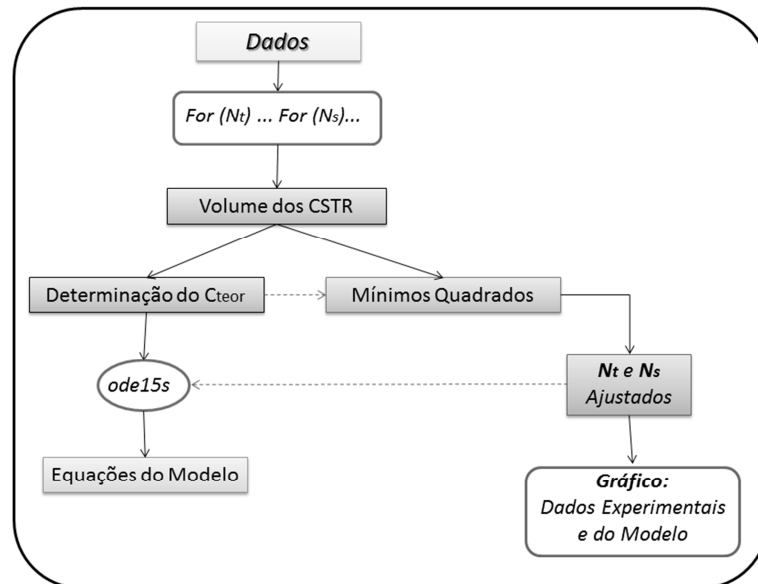


Figura 4.10. Esquema para implementação do modelo de duas séries de NCSTR.

Os dados experimentais - vazões (entrada e recirculação), concentrações aplicadas e volume total de cada região do separador - são fornecidos e constrói-se uma matriz com os valores dos mínimos quadrados das combinações entre o número de reatores CSTR no tubo (N_t) e no separador (N_s).

Para resolver as equações do modelo e determinar a concentração de saída teórica (C_{teor}), foi utilizada a ferramenta *ode15s*. Utilizou-se a ferramenta *min* para buscar o menor valor dos mínimos quadrados obtidos na matriz, e então, com a ferramenta *find*, determinou-se a melhor combinação de N para os dados experimentais.

Após os testes hidrodinâmicos, o reator foi colocado em operação. Com os do ensaio de perfil e os dados operacionais, utilizando o modelo de duas séries de NCSTR, determinou-se a cinética aparente do sistema de tratamento utilizado.

Em seguida, utilizando os dados cinéticos obtidos pelo ensaio em batelada, realizado de acordo com Vieira (1996), determinou-se a cinética intrínseca para o lodo e substrato utilizados no presente experimento.

4.2.3. Cinética aparente

Para os ajustes dos dados experimentais foi considerada cinética de primeira ordem para consumo de substrato. Determinou-se o parâmetro cinético aparente de primeira ordem ajustando o modelo de duas séries de NCSTR aos dados do ensaio de perfil e posteriormente ajustando aos dados operacionais em cada condição aplicada ao reator.

Considerou-se que a constante de velocidade é a mesma ao longo de todo o reator e que o sistema está operando em regime estacionário, obtendo-se as equações de balanço para cada CSTR expressas pelas Equações 4.39 – 4.43, onde C_1 , C_2 , C_3 , C_4 e C_5 correspondem à concentração de saída de substrato em cada um dos CSTR correspondentes, Q_a é a vazão de entrada do efluente, Q_r é a vazão de recirculação, Q_t é vazão total ($Q_a + Q_r$), V é o volume dos reatores CSTR, onde $V_1 = V_2 = V_3$ e $V_4 = V_5$, e k_{ap} é a constante cinética aparente.

$$(1) \quad Q_a C_a + Q_r C_5 = Q_t C_1 + k_{ap} C_1 V_1 \quad (4.39)$$

$$(2) \quad Q_t C_1 = Q_t C_2 + k_{ap} C_2 V_2 \quad (4.40)$$

$$(3) \quad Q_t C_2 = Q_t C_3 + k_{ap} C_3 V_3 \quad (4.41)$$

$$(4) \quad Q_t C_3 = Q_t C_4 + k_{ap} C_4 V_4 \quad (4.42)$$

$$(5) \quad Q_t C_4 = Q_r C_5 + Q_a C_5 + k_{ap} C_5 V_5 \quad (4.43)$$

As equações foram implementadas no programa Matlab e o sistema de equações resolvido utilizando o método de inversão de matrizes. As matrizes A , contendo os coeficientes, e o vetor b , contendo os termos independentes, estão descritos nas Equações 4.44 e 4.45, respectivamente. O vetor solução, $C_{teor} = [C_1, C_2, C_3, C_4, C_5]$ é, então, determinado pela Equação 4.46.

Os dados experimentais (C_{exp}) e teóricos (C_{teor}) foram utilizados para ajustar o valor da constante cinética aparente (k_{ap}), utilizando o método dos mínimos quadrados.

$$A = \begin{bmatrix} Q_t + k_{ap}V_1 & 0 & 0 & 0 & -Q_r \\ -Q_t & Q_t + k_{ap}V_2 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -Q_t & Q_t + k_{ap}V_3 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -Q_t & Q_t + k_{ap}V_4 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -Q_t & Q_t + k_{ap}V_5 \end{bmatrix} \quad (4.44)$$

$$b = \begin{bmatrix} Q_a C_a \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (4.45)$$

$$C_{teor} = A^{-1} \cdot b \quad (4.46)$$

No modelo, os N reatores CSTR não são divididos exatamente no comprimento dos pontos de amostragem, que no caso do ensaio de Perfil foram seis pontos. Por este motivo, foi testado um modelo alternativo, ainda dividindo o reator em duas regiões, considerando a região do tubo com escoamento tubular com dispersão e o separador como um CSTR.

Assim, adicionando o termo reacional na Equação 4.22 e considerando o sistema em estado estacionário, têm-se as Equações 4.47 – 4.50. Em que N é a dimensão da malha, $dz = L/N$, i representa cada uma das divisões dz , sendo que $i = 2$ até N, e o termo C_{N+2} representa a saída do reator CSTR (separador).

$$N = 1 \quad -\left(\frac{v^2}{D} + \frac{2D}{dz^2} + \frac{2v}{dz} + k_{ap}\right) C_1 + \frac{2D}{dz^2} C_2 + \left(\frac{v^2}{D} + \frac{2v}{dz}\right) \frac{Q_r}{Q_t} C_{N+2} = -\left(\frac{v^2}{D} + \frac{2v}{dz}\right) \frac{Q_a C_a}{Q_t} \quad (4.47)$$

$$N = i \quad \left(\frac{v}{2dz} + \frac{D}{dz^2}\right) C_{i+1} - \left(\frac{2D}{dz^2} + k_{ap}\right) C_i - \left(\frac{v}{2dz} - \frac{D}{dz^2}\right) C_{i+1} = 0 \quad (4.48)$$

$$N+1 \quad \frac{2D}{dz^2} C_N - \left(\frac{2D}{dz^2} + k_{ap}\right) C_{N+1} = 0 \quad (4.49)$$

$$N+2 \quad -Q_t C_{N+1} + (Q_t + k_{ap}V_s) C_{N+2} = 0 \quad (4.50)$$

As equações foram implementadas no programa Matlab, resolvendo o sistema de equações pelo método de inversão de matrizes e o ajuste dos dados também foi realizado pelo método dos mínimos quadrados.

A matriz dos coeficientes (A (N+2 x N+2)) é expressa pela Equação 4.51 e o vetor dos termos independente (b) pela Equação 4.52. Do produto vetorial da matriz inversa de A pelo vetor b, tem-se o vetor resposta das concentrações, $C_{\text{teor}} = [C_1, C_2, C_3, \dots, C_i, \dots, C_{N+2}]$.

$$A = \begin{bmatrix} -\left(\frac{v^2}{D} + \frac{2D}{dz^2} + \frac{2v}{dz} + k_{ap}\right) & \frac{2D}{dz^2} & 0 & 0 & 0 & \dots & \left(\frac{v^2}{D} + \frac{2v}{dz}\right) \frac{Q_t}{Q_t} \\ \left(\frac{v}{2dz} + \frac{D}{dz^2}\right) & -\left(\frac{2D}{dz^2} + k_{ap}\right) & -\left(\frac{v}{2dz} - \frac{D}{dz^2}\right) & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \left(\frac{v}{2dz} + \frac{D}{dz^2}\right) & -\left(\frac{2D}{dz^2} + k_{ap}\right) & -\left(\frac{v}{2dz} - \frac{D}{dz^2}\right) & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{2D}{dz^2} & -\left(\frac{2D}{dz^2} + k_{ap}\right) & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -Q_t & (Q_t + k_{ap}V_s) \end{bmatrix}_{(N+2, N+2)} \quad (4.51)$$

$$b = \begin{bmatrix} -\left(\frac{v^2}{D} + \frac{2v}{dz}\right) \frac{Q_a C_a}{Q_t} \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}_{(N+2, 1)} \quad (4.52)$$

4.2.4. Cinética intrínseca

O sistema utilizado para a determinação da cinética intrínseca simula um reator em batelada (Figura 4.11), em que no balanço de massa os termos entrada e saída são nulos, resultando na Equação 4.53, onde C é a concentração de matéria orgânica (mgDQO.L^{-1}), k a constante cinética intrínseca (h^{-1}) e t o intervalo de tempo.

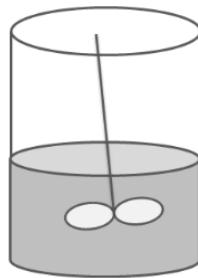


Figura 4.11. Esquema de um reator em batelada.

$$\frac{dC}{dt} = -k \cdot C \quad (4.53)$$

Com o intuito de comparar diferentes métodos, o valor de k , foi determinado de duas maneiras. A primeira, utilizando regressão linear (RL) no programa Excel, pelo método descrito em Atkins (2008), onde integrando a Equação 4.53 de C_0 (concentração inicial de substrato) até C_i , e o tempo de 0 a t (Equação 4.54), obtêm-se a Equação 4.55, cuja regressão linear do gráfico de $\ln(C_0/C_i)$ em função de t , resulta no valor de k , em h^{-1} . Dividindo-o pela quantidade de biomassa utilizada (X), tem-se o valor da constante cinética em $\text{L.mgSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$.

$$-\int_{C_0}^{C_i} \frac{dC}{C} = k \int_0^{t_i} dt \quad (4.54)$$

$$\ln\left(\frac{C_0}{C_i}\right) = k \cdot t_i \quad (4.55)$$

E a segunda, implementando a Equação 4.53 no Matlab e ajustando o valor de k , buscando o valor da constante que retorna a menor soma dos mínimos quadrados (MQ).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Hidrodinâmica

5.1.1. Ajuste Preliminar

Os resultados para os ensaios hidrodinâmicos realizados nas velocidades ascensionais no tubo de 6, 8 e 10 m.h⁻¹, estão apresentados na Figura 5.1.

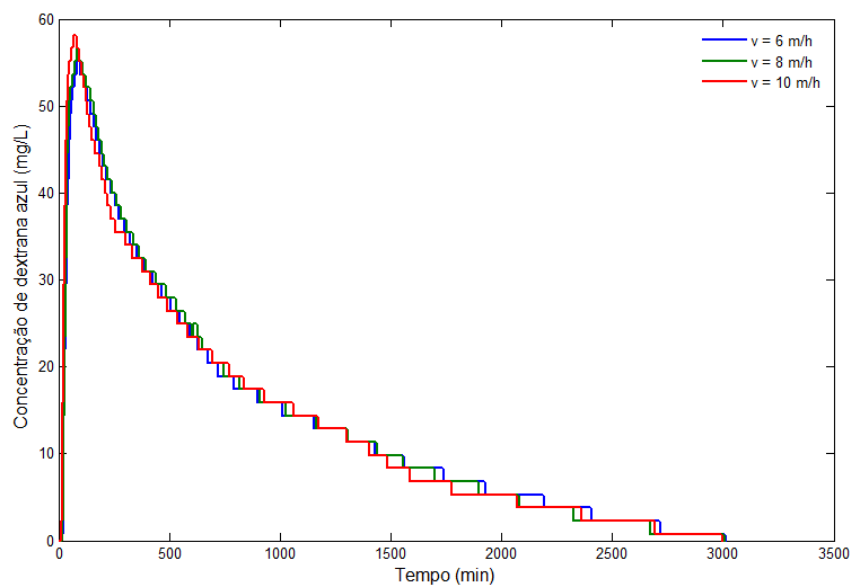


Figura 5.1. Curva resposta do ensaio hidrodinâmico.

Observa-se que com o aumento da velocidade, praticamente não ocorrem mudanças nas curvas resposta. As curvas experimentais foram normalizadas, obtendo-se as curvas de distribuição de idade de saída adimensional (E_θ) em função do tempo adimensional (θ), apresentadas na Figura 5.2.

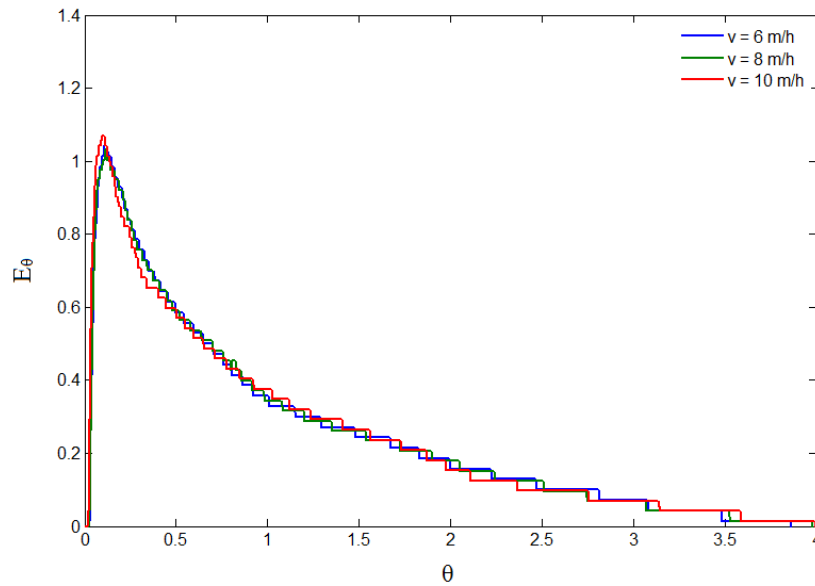


Figura 5.2. Curva dos dados normalizados – Distribuição de idade de saída (E_θ) em função do tempo adimensional (θ).

De acordo com Oliveira (1997), a estimativa de parâmetros de ajuste baseadas na variância, pode conduzir a erros. No entanto, trata-se de um método amplamente utilizado, principalmente devido à sua praticidade.

Os valores obtidos para as variâncias adimensionais (σ_θ^2) foram, então, utilizados para o ajuste aos modelos de Tanques em Série (TS) (Equação 4.17), Mistura Completa (MC) ((Equação 4.17 com $N=1$) e dispersão de pequena (PD) (Equação 4.18) e grande (GD) intensidade (Equação 4.19). Determinou-se assim os valores de N , Pe_p e Pe_g , e com estes aplicados nas equações dos modelos, tem-se a curva de distribuição de idade de saída adimensional para cada um deles. Estas curvas estão apresentadas, juntamente com as curvas experimentais, nas Figuras 5.3, 5.4 e 5.5, para as velocidades ascensionais de 6, 8 e 10 $m.h^{-1}$, respectivamente.

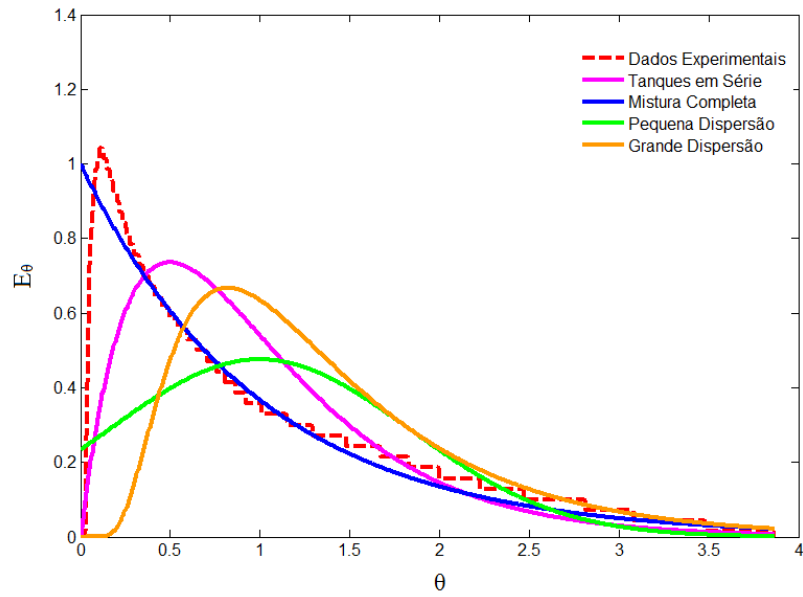


Figura 5.3. Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio hidrodinâmico com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} .

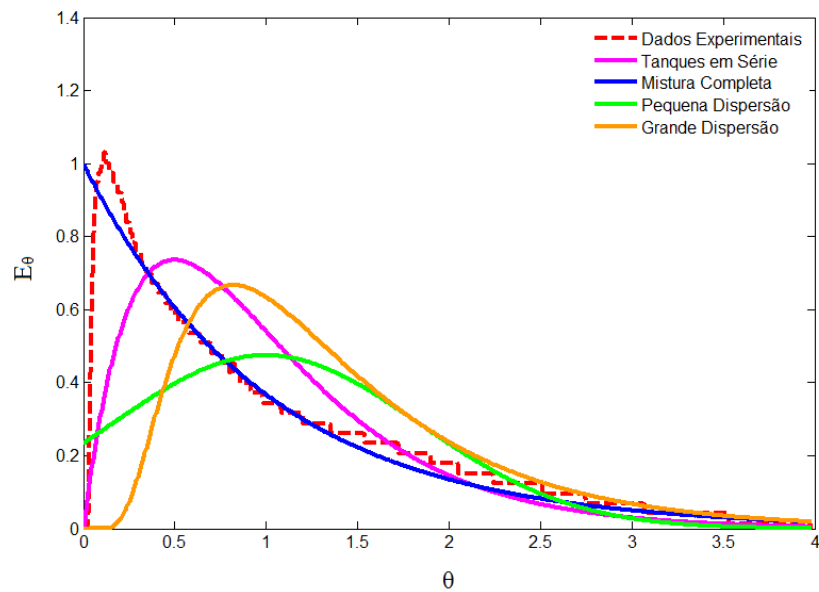


Figura 5.4. Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio hidrodinâmico com velocidade ascensional de 8 m.h^{-1} .

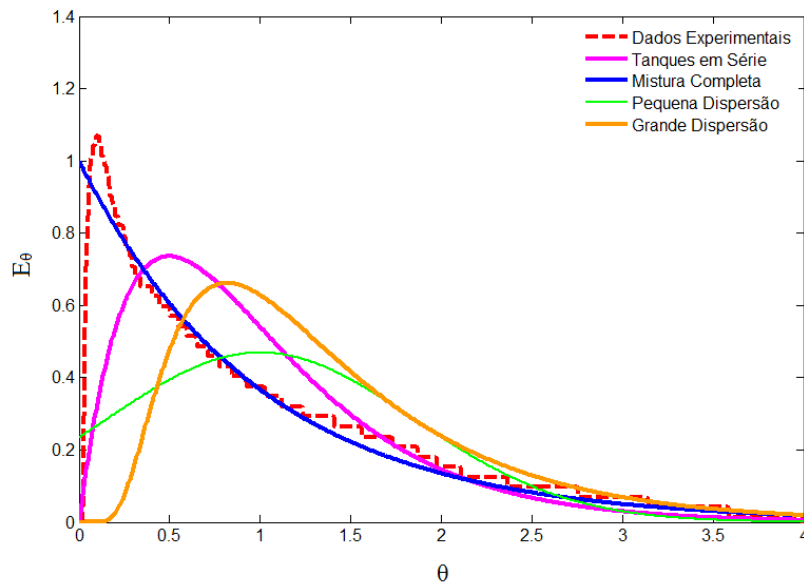


Figura 5.5. Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio com hidrodinâmico velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} .

A Tabela 5.1 apresenta os valores calculados para os parâmetros N , Pe_p e Pe_g e o coeficiente de correlação para cada um dos modelos testados. Como, em algumas versões mais recentes para o equacionamento destes modelos, o valor de Pe vem sendo substituído pelo número de dispersão ($D/\mu.L$), os valores equivalentes a este também estão dispostos na referida tabela.

Tabela 5.1. Valores dos parâmetros ajustados e coeficiente de correlação.

| $v(\text{m.h}^{-1})$ | TS | | MC | PD | | | GD | | |
|----------------------|------|-------|-------|--------|-----------|-------|--------|-----------|-------|
| | N | r | R | Pe_p | $D/\mu L$ | r | Pe_g | $D/\mu L$ | R |
| 6 | 1,42 | 0,808 | 0,916 | 2,841 | 0,352 | 0,642 | 5,079 | 0,197 | 0,331 |
| 8 | 1,41 | 0,819 | 0,918 | 2,830 | 0,353 | 0,661 | 5,065 | 0,197 | 0,361 |
| 10 | 1,38 | 0,801 | 0,933 | 2,763 | 0,362 | 0,665 | 4,981 | 0,201 | 0,360 |

Observando-se os gráficos das Figuras 5.3 – 5.5 e os dados da Tabela 5.1, verifica-se que ocorrem poucas variações no comportamento hidrodinâmico com o aumento da velocidade ascensional, e que a maior correlação foi com o modelo de mistura completa, apresentando $r > 0,90$, modelo este, que normalmente é considerado na literatura para este tipo de reator. No entanto, observa-se também que existe forte correlação com os modelos de tanques em série ($r > 0,80$).

Para estes ensaios, o reator apresentava altura no tubo de 113 cm. No entanto, para operar dentro da câmara de controle de temperatura foi necessário que esta altura fosse reduzida a 96 cm. Por este motivo, o ensaio foi repetido, porém somente para as velocidades ascensionais de 6 e 10 m.h⁻¹.

As curvas resposta obtidas para estes ensaios foram normalizadas, da mesma maneira que para o ensaio apresentado anteriormente, e as curvas de distribuição de idade de saída adimensional em função do tempo adimensional estão dispostas na Figura 5.6.

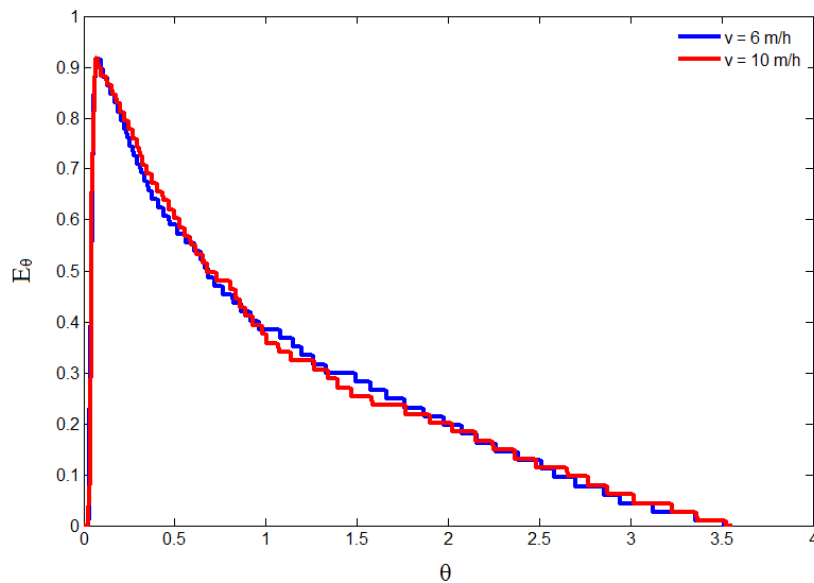


Figura 5.6. Curva dos dados normalizados – Distribuição de idade de saída (E_θ) em função do tempo adimensional (θ).

Assim como nos ensaios anteriores, partindo dos valores de σ_θ^2 , calculou-se os valores de N , Pe_p e Pe_g , apresentados na Tabela 5.2 juntamente com o coeficiente de correlação dos dados para cada um dos modelos. As curvas de distribuição de idade de saída adimensional para cada um dos modelos estão apresentadas nas Figuras 5.7 e 5.8, para as velocidades ascensionais de 6 e 10 m.h⁻¹, respectivamente.

Tabela 5.2. Valores dos parâmetros ajustados e coeficiente de correlação.

| v (m.h ⁻¹) | TS | | MC | PD | | | GD | | |
|--------------------------|------|-------|-------|--------|--------|-------|--------|--------|-------|
| | N | r | r | Pe_p | D/uL | r | Pe_g | D/uL | R |
| 6 | 1,67 | 0,837 | 0,903 | 3,338 | 0,300 | 0,680 | 5,686 | 0,176 | 0,368 |
| 10 | 1,60 | 0,836 | 0,904 | 3,202 | 0,312 | 0,656 | 5,552 | 0,181 | 0,346 |

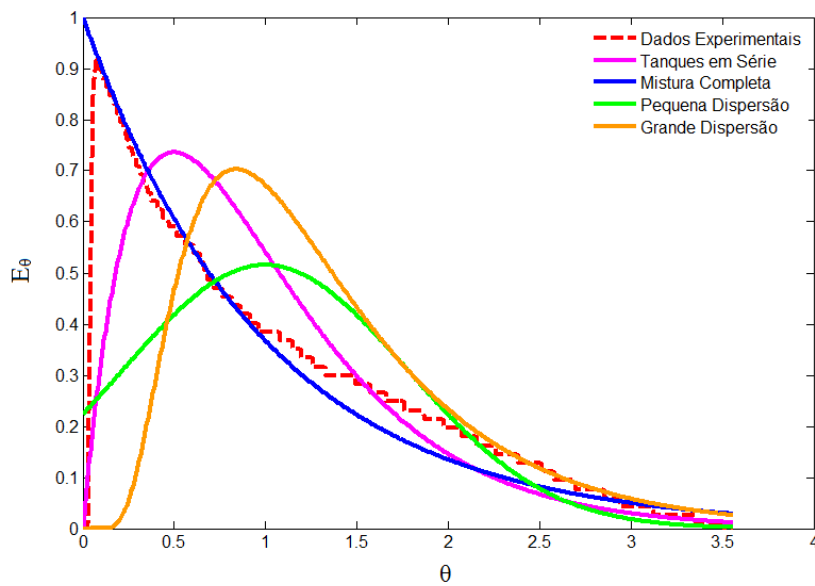


Figura 5.7. Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio hidrodinâmico com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} .

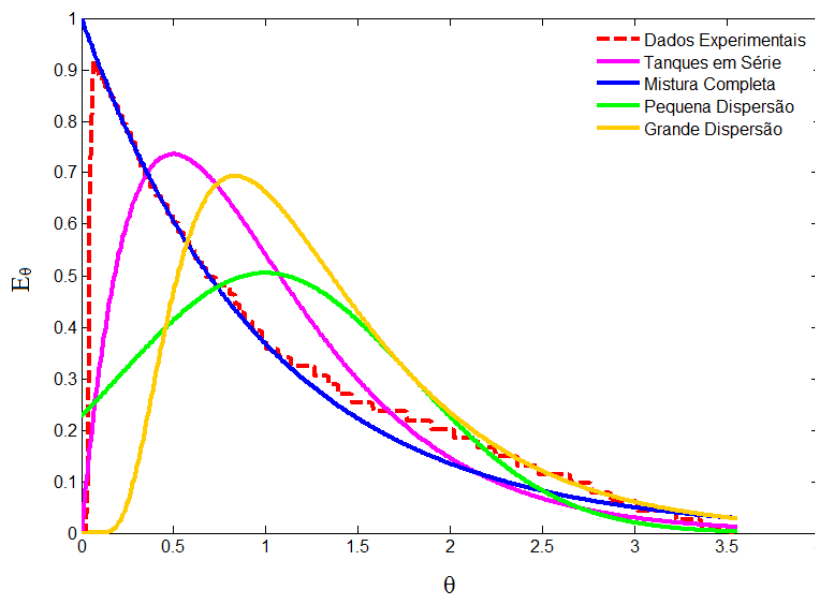


Figura 5.8. Curva dos dados experimentais e dos modelos ajustados para o ensaio com hidrodinâmico velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} .

Como no ensaio anterior, verifica-se que ocorrem poucas variações no comportamento hidrodinâmico com o aumento da velocidade ascensional, e que a maior correlação foi com o modelo de mistura completa, apresentando $r > 0,90$, porém com forte correlação com o modelo de tanques em série ($r > 0,83$).

Apesar da modificação na altura do reator, e o fato de se considerar o tempo zero juntamente com o início do pulso, aparentemente mostrou que não ocorreram alterações significativas nas curvas resposta. Vale ressaltar que no momento de injeção de um pulso, este seja realizado o mais rápido possível, a fim de evitar possíveis influências causadas pelo tempo de pulso.

Os modelos testados (TS, MC, GD e PD) são modelos tipo caixa preta, ou seja, abordam somente entrada e saída do sistema, não sendo consideradas, por exemplo, a influência da recirculação e a diferença dimensional entre o tubo e o separador trifásico.

Esta diferença dimensional representa diferenças na velocidade ascensional, nos ensaios cuja velocidade no tubo foi de 6, 8 e 10 m.h^{-1} . As velocidades equivalentes, na região do separador, foram de 1,3; 1,7 e 2,0 m.h^{-1} , respectivamente. Desta forma, modelar o reator EGSB como um único reator CSTR, pode significar erros no que diz respeito ao comportamento do sistema.

Baseando-se neste fato e tendo que os dados também apresentaram forte correlação com o modelo de tanques em série, propôs-se dividir o reator em duas regiões, sendo uma a região do separador e outra a região do tubo. E, dois modelos hidrodinâmicos foram testados: o modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série e o modelo de duas séries de NCSTR, abordados nos *itens 5.1.2 e 5.1.3*, respectivamente.

5.1.2. Modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série

Os valores de Peclet, para as regiões do tubo (Pe_t) e do separador (Pe_s), foram ajustados ao modelo de dois reatores tubulares com dispersão em série (Tub-Tub), utilizando os dados dos ensaios hidrodinâmicos.

A vazão de alimentação (Q_a) de 4 mL.min^{-1} , foi a mesma em todos os ensaios. A vazão de recirculação (Q_r), foi aumentada gradativamente de 195, 260 e 320 mL.min^{-1} , a fim de obter as velocidades ascensionais (v), no tubo, de 6, 8 e 10 m.h^{-1} , respectivamente.

Para o ensaio com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} , os valores de Pe ajustados foram de 5,086 na região do tubo e 0,000028 na região do separador, com coeficiente de correlação de 0,942 e mínimos quadrados na ordem de 10^4 . Os gráficos obtidos para as curvas de concentração de saída de dextrana azul em função do tempo dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado são apresentados na Figura 5.9.

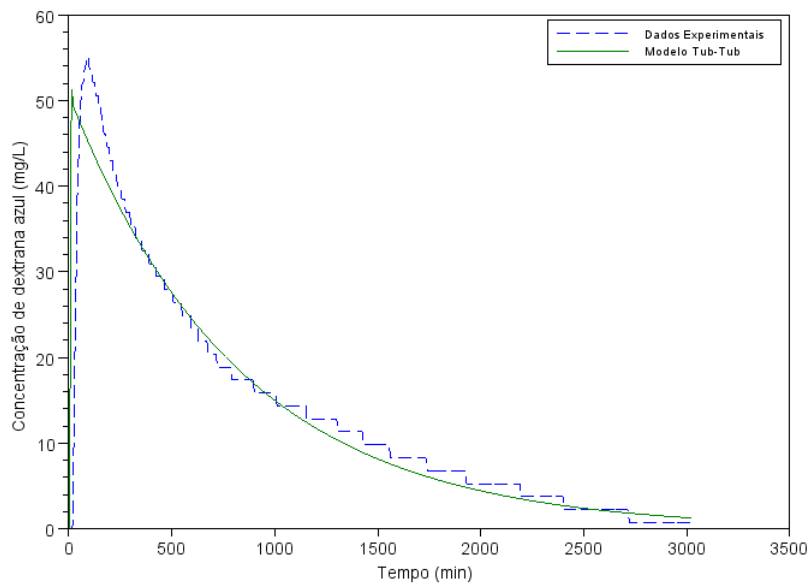


Figura 5.9. Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} .

No ensaio aplicando a velocidade ascensional de 8 m.h^{-1} , os valores de Pe ajustados foram de 6,678 e 0,000025, para as regiões do tubo e do separador, respectivamente. O coeficiente de correlação também foi de 0,942 e os mínimos quadrados na ordem de 10^4 . As curvas dos dados experimentais e do modelo ajustado para as condições deste ensaio são mostradas na Figura 5.10.

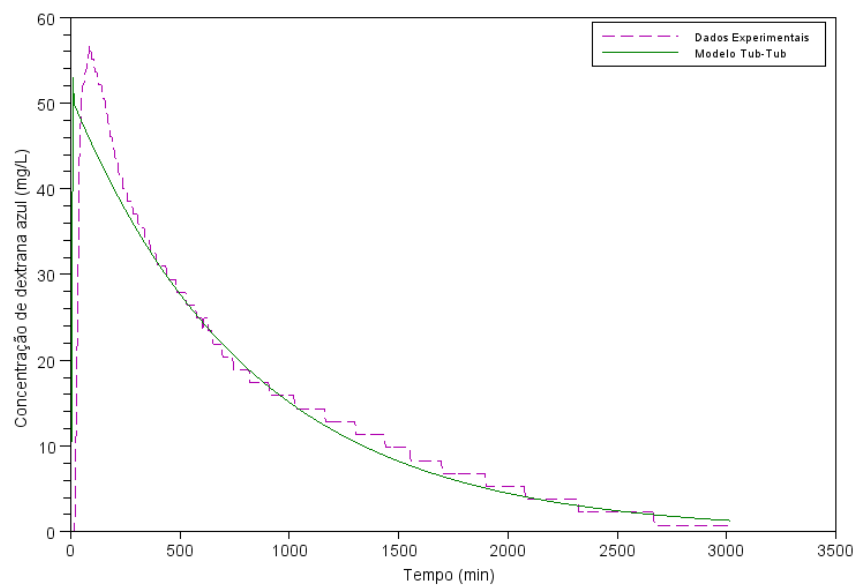


Figura 5.10. Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 8 m.h^{-1} .

E, o ensaio com velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} , apresentou valor de Pe de 10,473 no tubo e 0,000097 no separador, com coeficiente de correlação de 0,955 e mínimos quadrados também na ordem de 10^4 . Os gráficos dos dados experimentais e modelo ajustado estão apresentados na Figura 5.11.

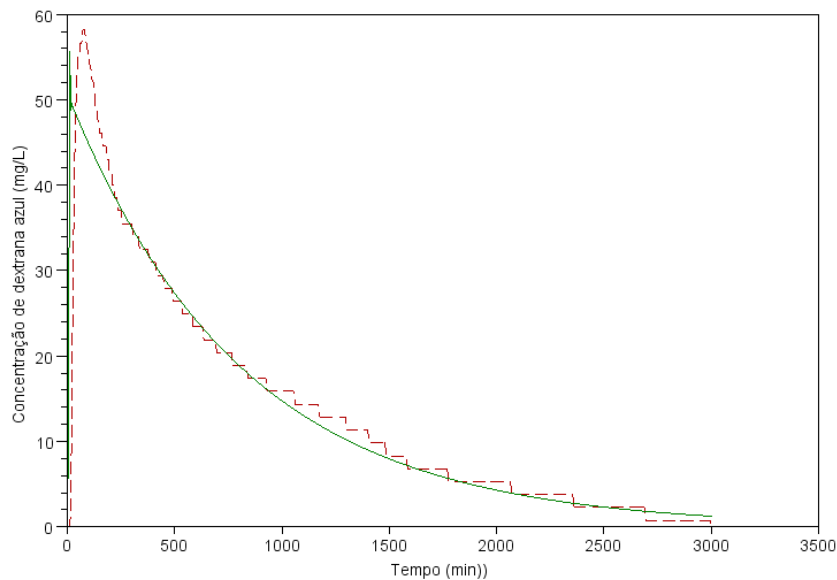


Figura 5.11. Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} .

Na Tabela 5.3 tem-se um resumo dos parâmetros (Pe_t e Pe_s) obtidos, bem como os valores da soma dos mínimos quadrados e o coeficiente de correlação (r). Observa-se que com o aumento da velocidade ascensional, ocorre um sensível aumento no número de Pe na região do tubo, indicando que, com o aumento da velocidade, aumenta a influência do processo convectivo.

Tabela 5.3. Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo Tub-Tub.

| $v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$ | Pe_t | Pe_s | Soma dos mínimos quadrados | R |
|-------------------------------|--------|----------|----------------------------|-------|
| 6 | 5,086 | 0,000028 | 11904,1 | 0,942 |
| 8 | 6,678 | 0,000025 | 12677,2 | 0,942 |
| 10 | 10,473 | 0,000097 | 9648,3 | 0,955 |

Os dados obtidos no ensaio realizado após o reator ter sua altura do tubo diminuída foram ajustados da mesma maneira, resultando nas curvas experimentais e do modelo ajustado apresentadas nas Figuras 5.12 e 5.13, para as velocidades ascensionais respectivas de 6 e 10 m.h^{-1} .

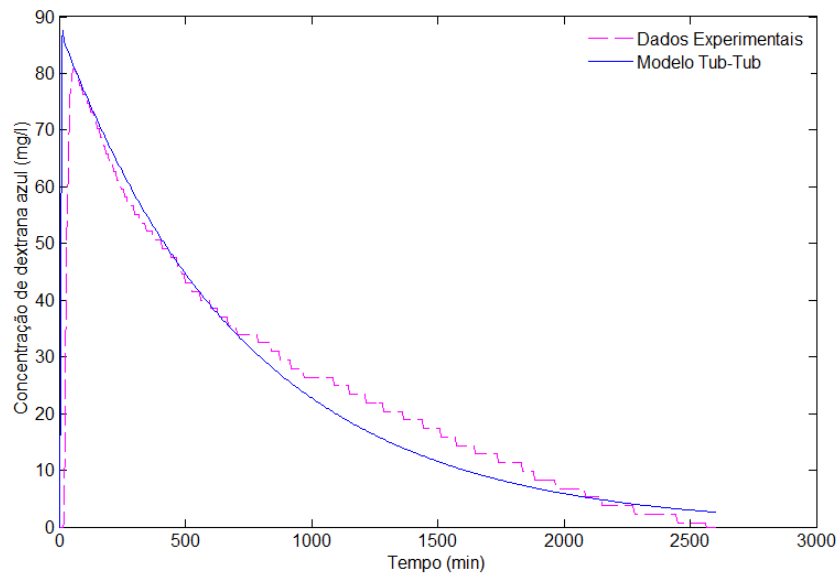


Figura 5.12. Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} , após diminuição da altura do tubo.

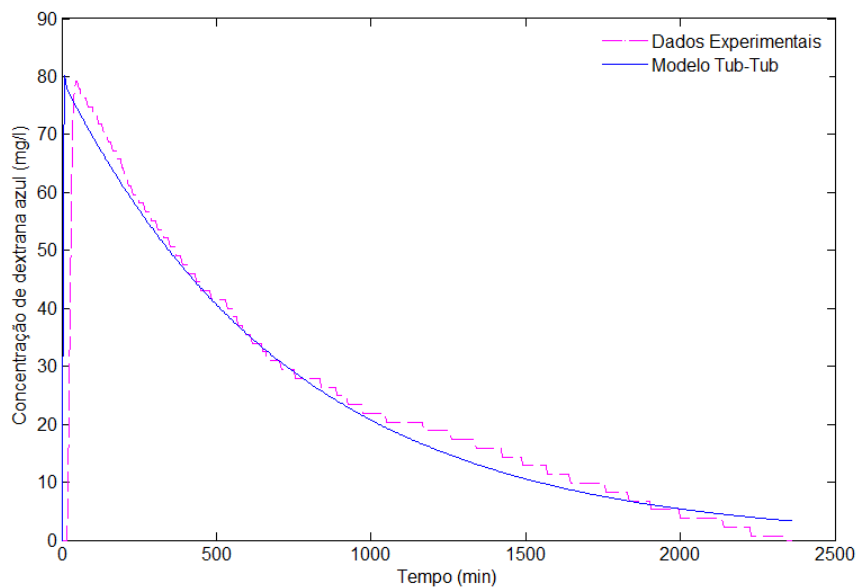


Figura 5.13. Curva dos dados experimentais e do modelo Tub-Tub ajustado, aplicando velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} , após diminuição da altura do tubo.

Os parâmetros ajustados foram similares aos observados no ensaio apresentado anteriormente, e estão apresentados na Tabela 5.4. Na região do tubo o valor de Pe foi de 5,118 e 9,353 para os ensaios com 6 e 10 $m.h^{-1}$, respectivamente. E na região do separador, os valores também foram próximos a zero, sendo 0,0047 com $v = 6 m.h^{-1}$ e 0,0086 com $v = 10 m.h^{-1}$. Nos dois casos, o coeficiente de correlação foi de 0,93 e soma dos mínimos quadrados também foi da ordem de 10^4 .

Tabela 5.4. Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo Tub-Tub.

| $v (m.h^{-1})$ | Pe_t | Pe_s | Soma dos mínimos quadrados | R |
|----------------|--------|--------|----------------------------|-------|
| 6 | 5,118 | 0,0047 | 34700,0 | 0,932 |
| 10 | 9,353 | 0,0086 | 27010,0 | 0,932 |

Em todos os ensaios apresentados, a região do separador comportou-se como um reator CSTR, ou seja, o valor de Pe apresentou valores próximos à zero, implicando em uma predominância do processo difusivo, podendo desconsiderar o processo convectivo. Enquanto que o tubo apresentou valores baixos de Pe , comportando-se como um reator tubular com alta dispersão, como observado também por Bhattacharyya e Singh (2010).

Com o intuito de testar um modelo mais simplificado, e considerando que um reator tubular pode ser aproximado por uma série de N reatores de mistura completa (NCSTR), com N muito grande, propôs-se um modelo de duas séries de NCSTR, cujo parâmetro de ajuste é o número de reatores em cada série.

5.1.3 Modelo de duas séries de NCSTR

Os dados experimentais utilizados para o ajuste ao modelo de duas séries de NCSTR foram os mesmos dos ensaios hidrodinâmicos utilizados no ajuste ao modelo Tub-Tub.

Ajustou-se o número de reatores (N) para cada uma das duas séries de CSTR, sendo N_t na região do tubo e N_s na região do separador.

Nos ensaios com as duas condições no que diz respeito à altura do tubo do reator, e em todas as velocidades ascensionais testadas, o melhor ajuste foi uma combinação de cinco reatores CSTR, dos quais três reatores na região do tubo ($N_t = 3$) e dois na região do separador ($N_s = 2$), com a recirculação considerada no quinto reator.

Em relação ao volume dos reatores, na região do tubo, o volume de 1,89 L é dividido por três, equivalendo ao volume de cada CSTR. E o mesmo ocorre na região do separador, porém dividindo o volume de 1,15 L por dois. Assim, os volumes $V_1 = V_2 = V_3$ e $V_4 = V_5$. O modelo proposto pode, então, ser representado pela Figura 5.14.

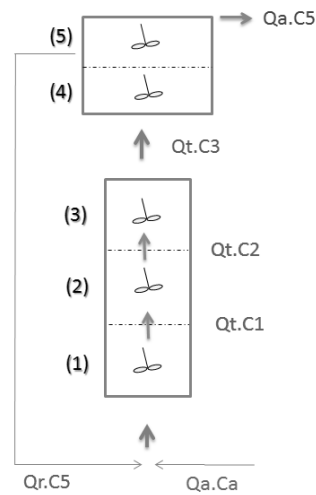


Figura 5.14. Modelo de duas séries de NCSTR, com valores de N ajustados.

Os gráficos com as curvas experimentais e também do modelo ajustado no primeiro ensaio hidrodinâmico são apresentados na Figura 5.15, para os ensaios com 6 m.h^{-1} , na Figura 5.16 para os ensaios realizados com 8 m.h^{-1} e na Figura 5.17, com velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} .

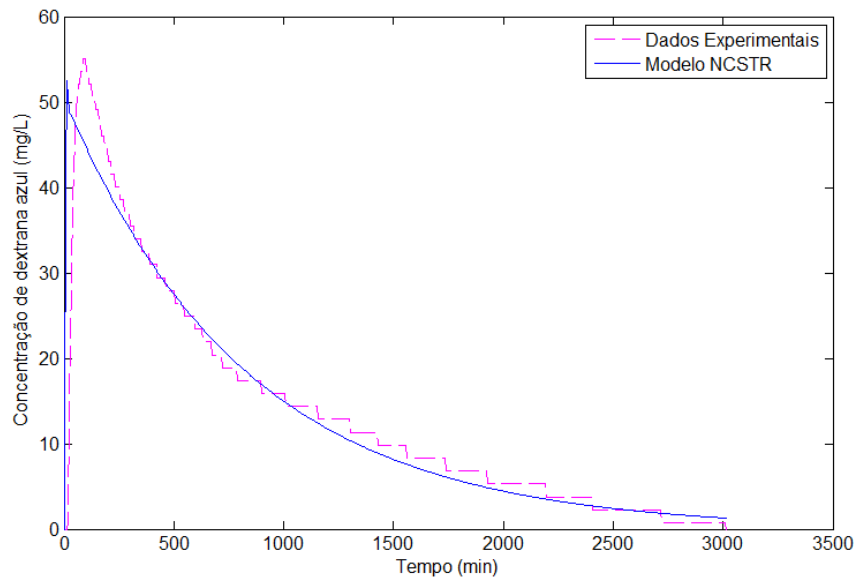


Figura 5.15. Dados experimentais e modelo NCSTR ajustado, operando com velocidade ascensional de 6 m.h⁻¹.

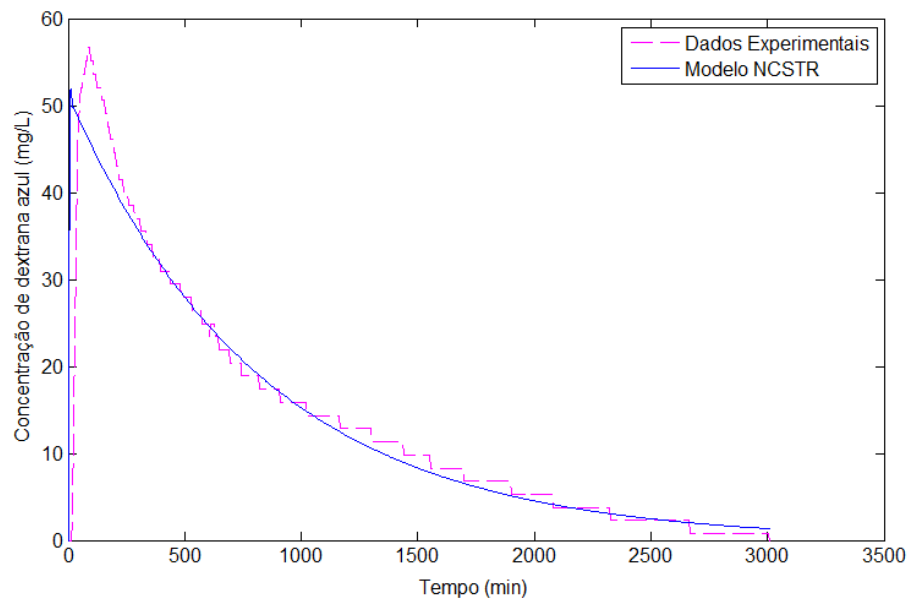


Figura 5.16. Dados experimentais e modelo NCSTR ajustado, operando com velocidade ascensional de 8 m.h⁻¹.

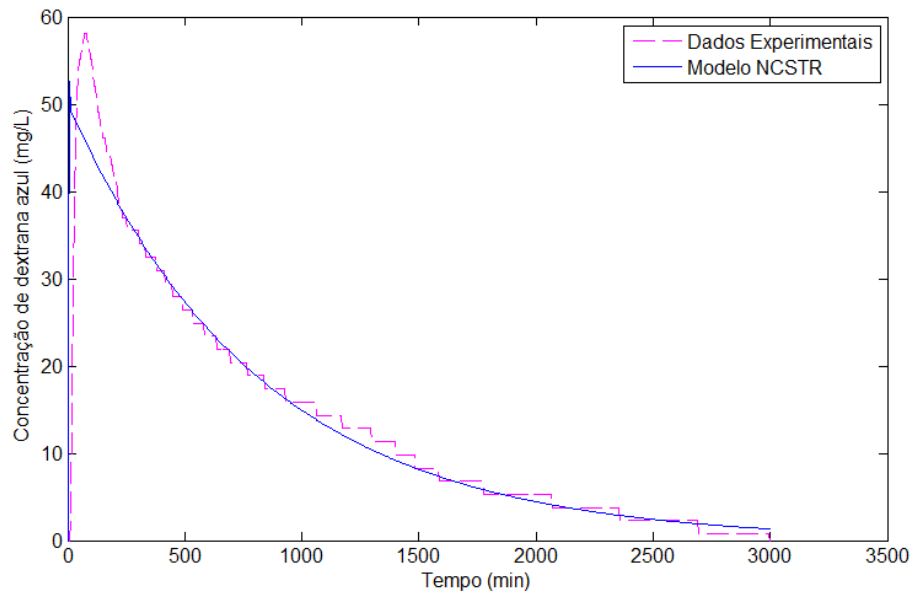


Figura 5.17. Dados experimentais e modelo NCSTR ajustado, operando com velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} .

Os coeficientes de correlação (r) foram superiores a 0,94 nos três ensaios, e a soma dos erros ao quadrado foi na ordem de 10^4 , como no ensaio anterior, com o ajuste dos dados ao modelo de duas séries de reatores tubulares com dispersão. Na Tabela 5.5, tem-se os valores obtidos.

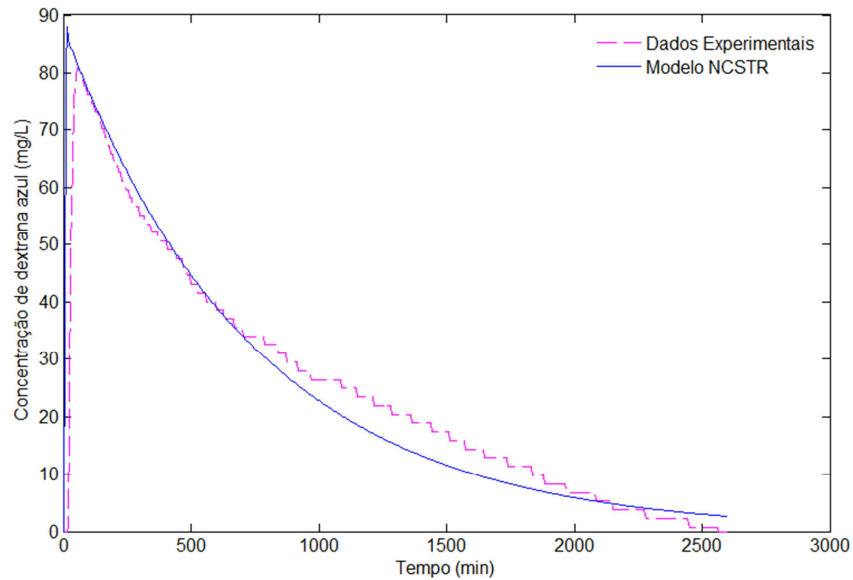
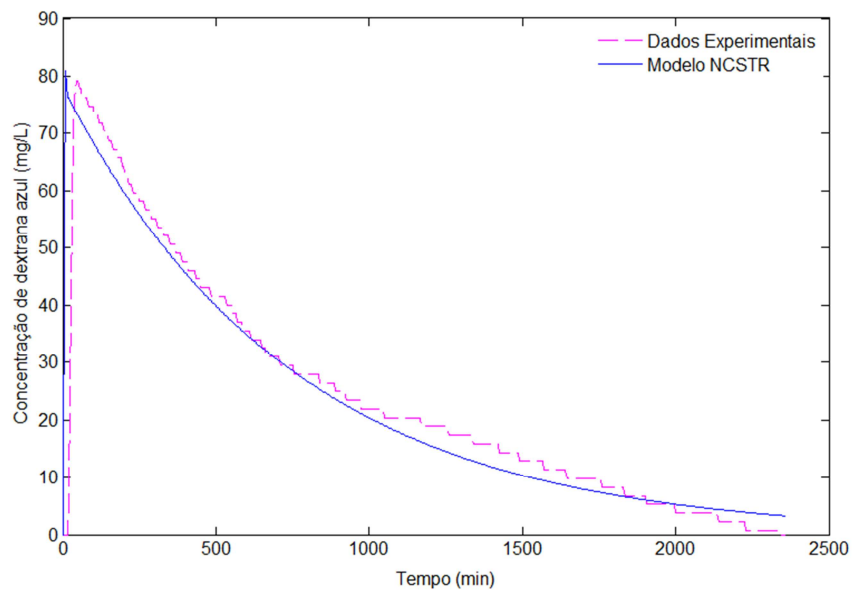
Tabela 5.5. Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo NCSTR.

| $v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$ | N_t | N_s | Soma dos mínimos quadrados | r |
|-------------------------------|-------|-------|----------------------------|-------|
| 6 | 3 | 2 | 11683,4 | 0,943 |
| 8 | 3 | 2 | 12558,8 | 0,943 |
| 10 | 3 | 2 | 9632,9 | 0,955 |

Os dados obtidos no ensaio realizado após a redução da altura do tubo, para 0,96 m, estão apresentados na Tabela 5.6. E as curvas experimentais e do modelo ajustado para as velocidades de 6 e 10 m.h^{-1} , estão apresentadas nas Figuras 5.18 e 5.19, respectivamente.

Tabela 5.6. Parâmetros obtidos no ajuste dos dados ao modelo NCSTR.

| v ($m.h^{-1}$) | N_t | N_s | Soma dos mínimos quadrados | r |
|--------------------|-------|-------|----------------------------|-------|
| 6 | 3 | 2 | 34261,7 | 0,932 |
| 10 | 3 | 2 | 26468,0 | 0,933 |

**Figura 5.18.** Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, aplicando velocidade ascensional de $6 m.h^{-1}$, após diminuição da altura do tubo.**Figura 5.19.** Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, aplicando velocidade ascensional de $10 m.h^{-1}$, após diminuição da altura do tubo.

Nota-se que o valor dos mínimos quadrados, o coeficiente de correlação e os gráficos foram muito similares aos obtidos no modelo Tub-Tub, podendo assim, estes modelos serem considerados equivalentes.

Nas condições aplicadas, ambos os modelos podem ser utilizados para descrever o comportamento hidrodinâmico dos reatores EGSB. Dependendo do objetivo do trabalho, o modelo tubular, que utiliza o método das diferenças finitas em sua resolução, pode ser utilizado para descrever a hidrodinâmica do EGSB. Porém, caso o número de Peclet apresente valores muito superiores, pode ocorrer oscilações causadas por problemas numéricos, como foi observado por Correia e Kwong (2013).

A principal vantagem no uso do modelo NCSTR é que se trata de um modelo de equacionamento mais simplificado, o que o torna mais simples de trabalhar, e que facilitará a resolução das equações no momento de adicionar os termos reacionais. Por este motivo, o modelo de NCSTR será o utilizado no presente trabalho para a determinação da cinética aparente do reator EGSB utilizado no tratamento de água residuária sintética (ARS) simulando efluente de suinocultura.

Observou-se nos gráficos, que apesar da forte correlação dos dados ao modelo, os picos das curvas experimentais e do modelo não são coincidentes. Uma possível causa é a presença de tempo morto, relacionado ao tempo para que o traçador chegue à saída do reator.

Realizou-se, então, testes nos ensaios com velocidade ascensional de 6 e 10 m.h^{-1} , verificando se com a presença de um tempo morto a curva apresenta melhor ajuste.

Foram realizados novos ajustes, testando a adição de tempo morto, variando de 1 e 1 min, obtendo-se um ajuste das curvas com maior correlação aos dados se considerado um tempo morto de 22 min com a primeira velocidade (Figura 5.20), cuja correlação foi de 0,989 e diminuindo a soma dos mínimos quadrados para 7007,8. Com a segunda velocidade (Figura 5.21), o tempo morto de 25 min apresentou melhor ajuste, com soma dos mínimos quadrados de 2656,6 e correlação de 0,994.

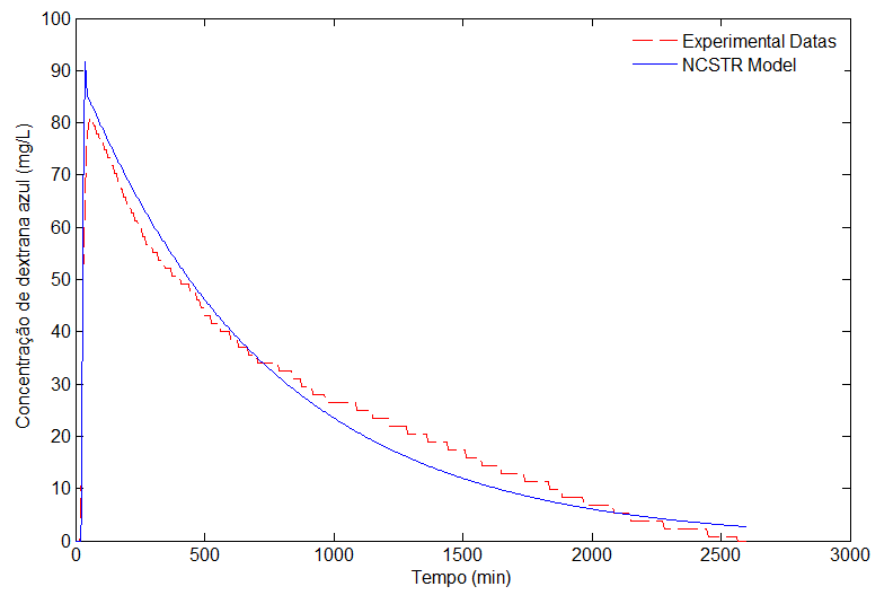


Figura 5.20. Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, considerando tempo morto de 22 min, com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$.

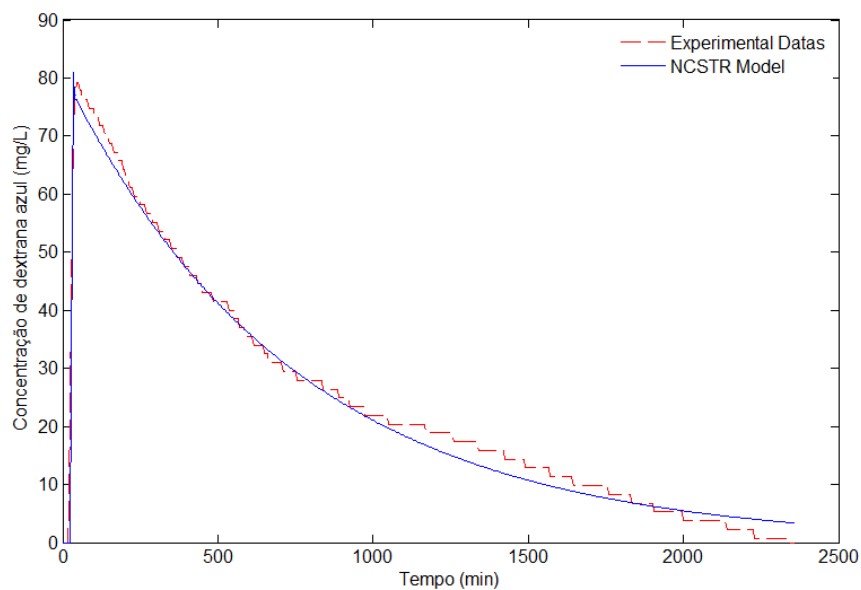


Figura 5.21. Curva dos dados experimentais e do modelo NCSTR ajustado, considerando tempo morto de 25 min, com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$.

Estes ensaios com tempo morto foram realizados apenas com o intuito de verificar a possibilidade de melhora no ajuste do modelo. Sugere-se que novos modelos sejam desenvolvidos considerando o tempo morto na formulação do mesmo.

5.2. Operação do Reator

O reator EGSB estudado operou em duas etapas, sendo a Etapa 1 com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} , em que a COV foi aumentada gradualmente 2, 4, 8 e $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, e a Etapa 2 com velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} com aplicação de COV de 10 e $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

5.2.1. pH e Alcalinidade

Durante todas as etapas do experimento, considerando entrada, pontos de coleta 3 e 5 e saída, o pH manteve-se numa faixa entre 6,3 e 7,8, ou seja, dentro da faixa ótima recomendada para o crescimento microbiano dos organismos metanogênicos, de acordo com Pereira et al (2009) e Sant'Anna Jr (2010). E também apresentou valores que se enquadram nos padrões de emissão de efluentes líquidos industriais, nas legislações vigentes. Segundo o Decreto 8468/76 para o estado de São Paulo, e a resolução CONAMA 430/11, estão estabelecidas faixas de pH entre 5 e 9 para o lançamento direto de efluentes em corpos receptores.

Na Tabela 5.7, estão apresentados os valores médios obtidos em cada etapa do experimento, nas diferentes COV aplicadas. Os valores de pH obtidos no afluente (entrada do reator), e nos pontos de coleta 3 e 5 foram similares entre si e em todas as etapas do ensaio, aumentando cerca de 10% do seu valor no efluente (saída do reator), em relação ao afluente.

Tabela 5.7. Valores médios de pH obtidos ao longo de todo o experimento.

| v (m.h⁻¹) | COV (kgDQO.m⁻³.d⁻¹) | Entrada | Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
|-----------------------------|--|----------------|----------------|----------------|--------------|
| 6 | 2 | 6,84 ± 0,16 | 6,91 ± 0,18 | 6,89 ± 0,14 | 7,37 ± 0,22 |
| | 4 | 6,91 ± 0,12 | 6,89 ± 0,07 | 6,92 ± 0,10 | 7,51 ± 0,13 |
| | 8 | 6,68 ± 0,26 | 6,86 ± 0,09 | 6,84 ± 0,12 | 7,39 ± 0,16 |
| | 10 | 6,72 ± 0,23 | 6,67 ± 0,07 | 6,69 ± 0,09 | 7,41 ± 0,16 |
| 10 | 10 | 6,71 ± 0,20 | 6,87 ± 0,10 | 6,87 ± 0,15 | 7,63 ± 0,17 |
| | 15 | 6,72 ± 0,47 | 6,65 ± 0,18 | 6,68 ± 0,20 | 7,44 ± 0,12 |

A Alcalinidade de uma solução é a medida de sua capacidade de neutralizar ácidos devido à presença de bases, sais de ácidos inorgânicos fracos (bicarbonato, borato, silicato e fosfato) e sais de ácidos voláteis (acetato, propionato, butirato, entre outros) e não voláteis (benzoato, lactato, humato, ente outros). A alcalinidade total representa a soma da alcalinidade advinda dos ácidos graxos voláteis e dos bicarbonatos.

Ripley et al (1986) propôs a determinação separada da alcalinidade bicarbonato - alcalinidade parcial ($5,75 < \text{pH inicial} < 8,00$), e a alcalinidade de ácidos voláteis - alcalinidade intermediária ($4,3 < \text{pH} < 5,75$).

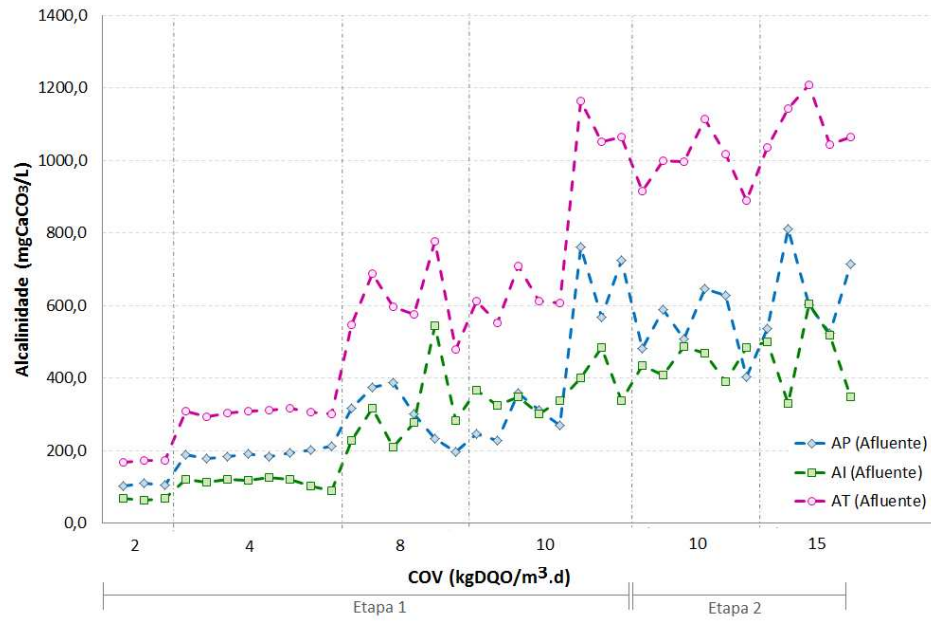
Como esperado, devido ao aumento da concentração dos sais constituintes da água residuária sintética, os valores de alcalinidade aumentaram com o aumento da carga orgânica, com a alcalinidade parcial equivalendo a pouco mais que 50% da alcalinidade total.

Os valores de alcalinidade total e parcial no afluente ao longo das etapas experimentais estão apresentados na Tabela 5.8.

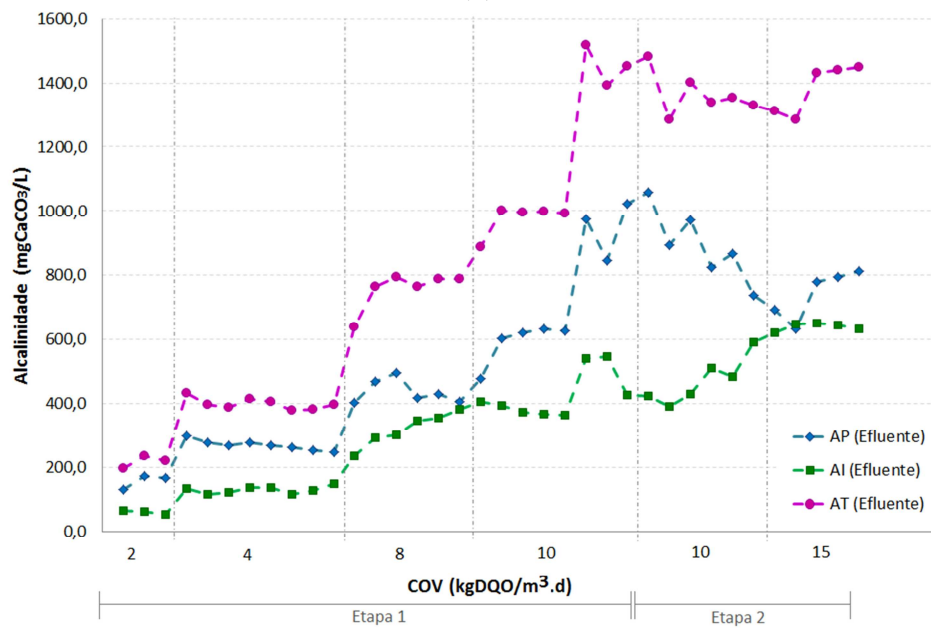
Tabela 5.8. Valores de alcalinidade total e parcial afluente ao longo de todo o experimento.

| $v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$ | COV ($\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$) | Alcalinidade Total | Alcalinidade Bicarbonato |
|-------------------------------|---|--------------------|--------------------------|
| 6 | 2 | $171,7 \pm 2,5$ | $106,0 \pm 4,3$ |
| | 4 | $305,9 \pm 7,0$ | $192,1 \pm 10,8$ |
| | 8 | $577,3 \pm 76,7$ | $314,9 \pm 75,9$ |
| | 10 | $822,8 \pm 58,4$ | $456,9 \pm 225,5$ |
| 10 | 10 | $988,0 \pm 79,3$ | $542,5 \pm 93,8$ |
| | 15 | $1098,1 \pm 74,2$ | $637,6 \pm 123,6$ |

Os valores da alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) no afluente e no efluente ao longo de todo o experimento são mostrados na Figura 5.22. Observa-se que, assim como houve um aumento na alcalinidade afluente, o mesmo ocorreu no efluente.



(a)



(b)

Figura 5.22. Valores de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) no (a) afluente e no (b) efluente do reator.

Segundo Ripley et al (1986) se a relação AI/AP apresenta valores superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia, no entanto, de acordo com Chernicharo (1997), devido às particularidades de cada efluente, alguns reatores não demonstram distúrbios no processo mesmo com relações superiores a 0,3.

A relação AI/AP no efluente foi, em média, de 0,39; 0,48; 0,72 e 0,61 nos ensaios da Etapa 1, respectivamente para as COV de 2, 4, 8 e 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, e de 0,54 e 0,87 na Etapa 2, para carga orgânica de 10 e 15 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, respectivamente. Considerando uma média geral de todo o ensaio, a relação AI/AP para o efluente foi de 0,61. Apesar de os valores serem superiores, aparentemente, isto não causou influência negativa na eficiência do processo.

Este valor elevado para a relação AI/AP também foi observado por Moterani (2010), no tratamento de efluente de suinocultura em reator UASB, a relação AI/AP média de 0,63, sem que ocorresse detrimento da eficiência, valor este, similar a media geral obtida no presente trabalho. De acordo com o autor, para o efluente de suinocultura tratado, a relação AI/AP equivale ao dobro do recomendado na literatura.

5.2.2. DQO

Nos ensaios trabalhando com velocidade ascensional de 6 m.h⁻¹ (Etapa 1) a DQO na alimentação do reator operando com COV de 2 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ foi de 1016,3 ± 277,9 mg.L⁻¹. Operando com COV de 4 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ foi de 2064,9 ± 411,5 mg.L⁻¹, com COV de 8 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ foi de 3988,6 ± 190,8 mg.L⁻¹ e com COV de 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ foi de 4761,7 ± 381,2 mg.L⁻¹.

Com velocidade ascensional de 10 m.h⁻¹ (Etapa 2) e COV 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ a DQO de entrada foi de 4773,1 ± 154,1 mg.L⁻¹ e com COV de 15 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ foi 7753,8 ± 317,06 mg.L⁻¹.

Os gráficos boxplot das concentrações de DQO afluente (Entrada), nos pontos 3 (P3) e 5 (P5) do reator e no efluente (Saída) para a Etapa 1 estão apresentados nas Figuras 5.23 – 5.26, e para a Etapa 2 estão apresentados nas Figuras 5.27 e 5.28.

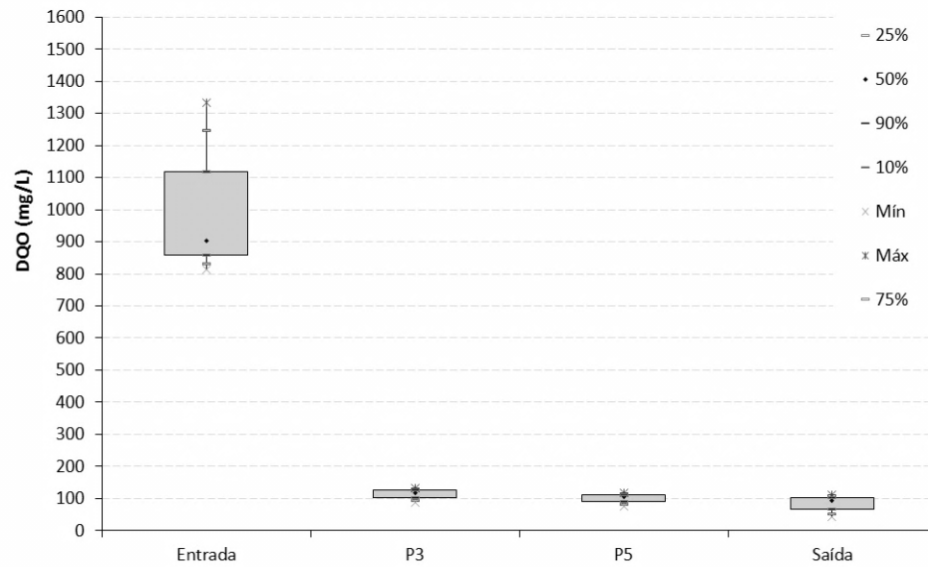


Figura 5.23. Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de $2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

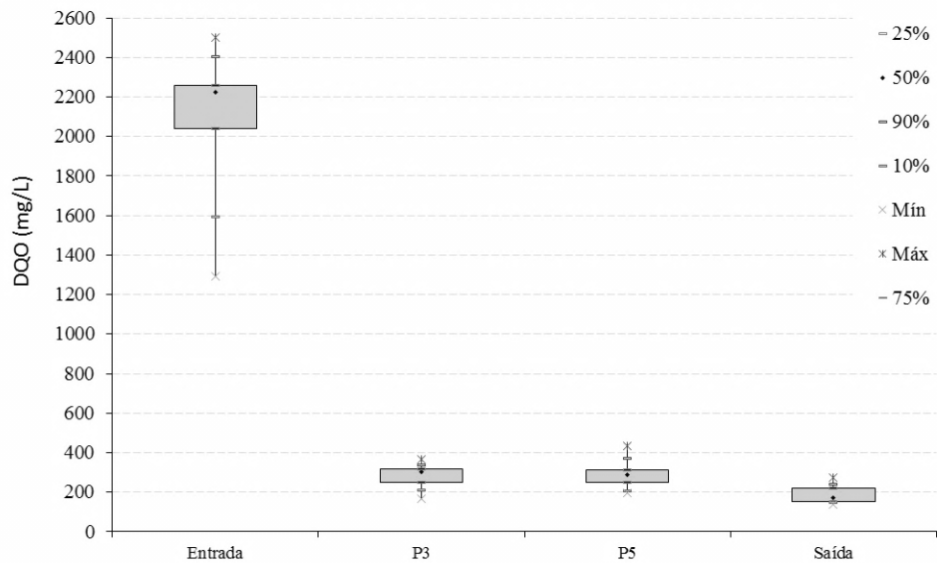


Figura 5.24. Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de $4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

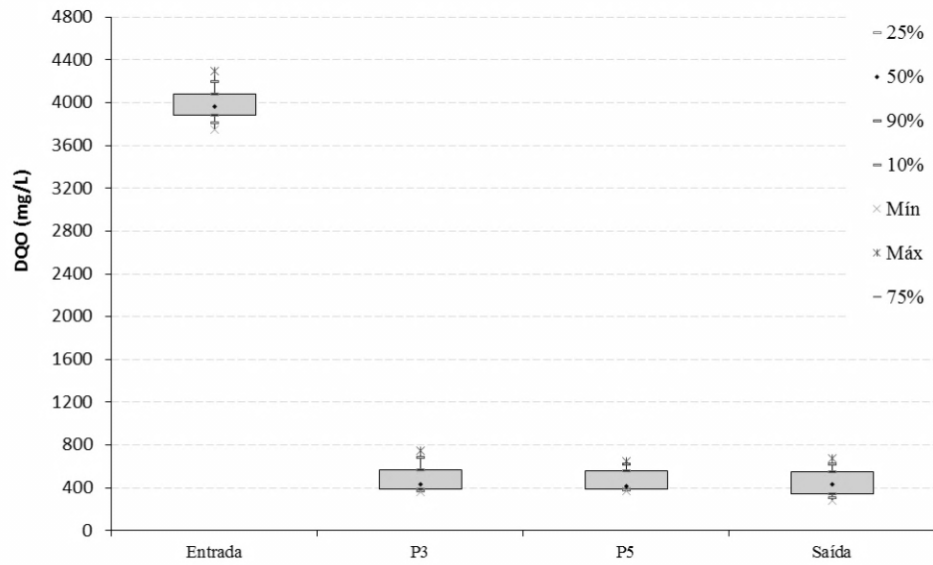


Figura 5.25. Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

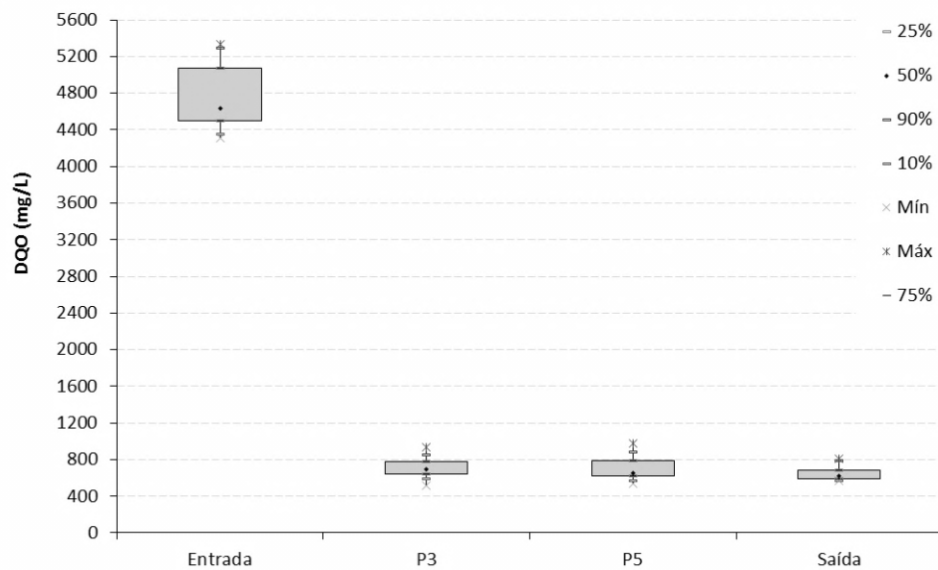


Figura 5.26. Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 1 operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

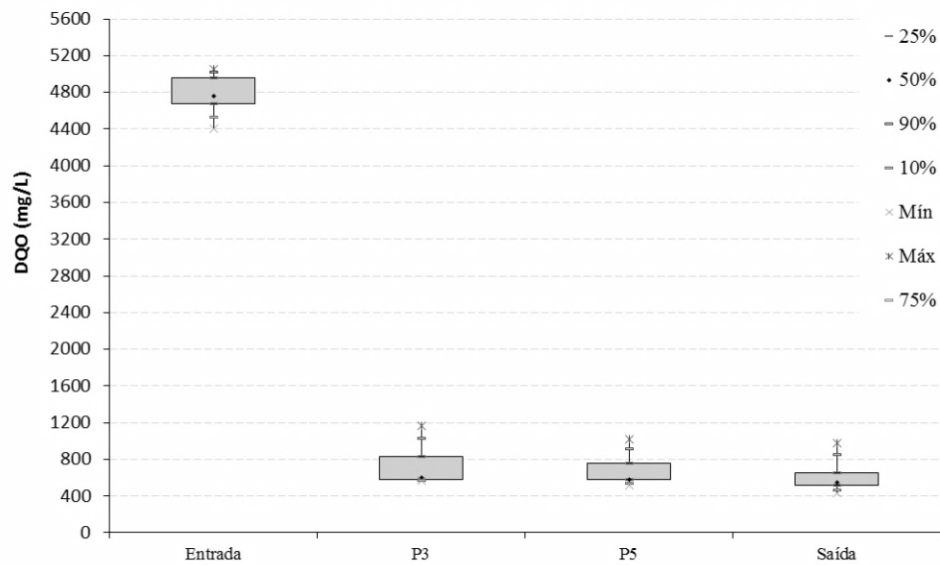


Figura 5.27. Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 2 operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

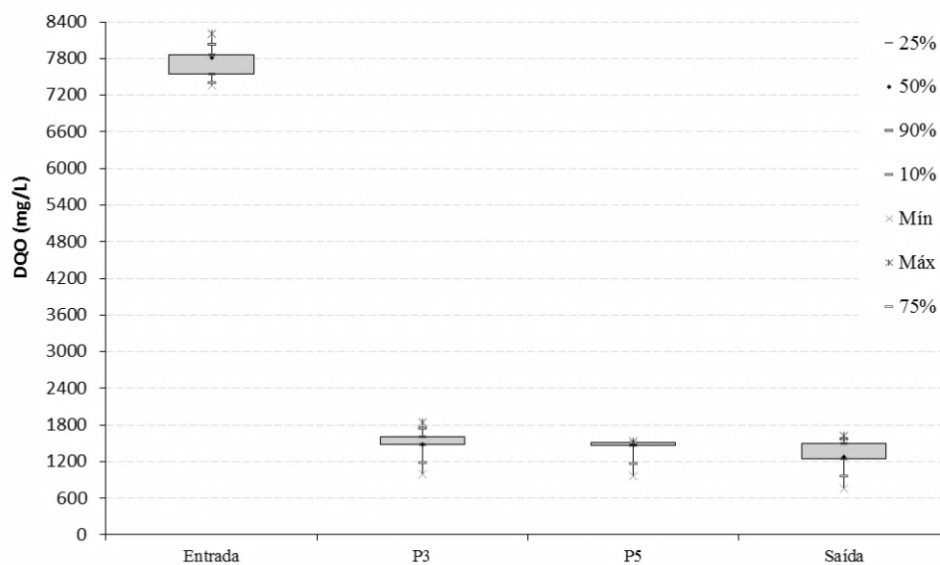


Figura 5.28. Boxplot das concentrações de DQO obtidas durante a Etapa 2 operando com COV de $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Nota-se, em todos os ensaios, que nos pontos 3, 5 e saída, os valores de DQO são próximos, reforçando o comportamento obtido na modelagem hidrodinâmica de que o reator EGSB pode ser trabalhado como uma série de reatores de mistura completa.

Ao longo de todo o ensaio, a eficiência na remoção de DQO manteve-se numa faixa entre 75 e 95%, como pode ser observado na Figura 5.29. As altas eficiências observadas podem ser atribuídas à presença de recirculação, que de acordo com Pinheiro (2006), tem

duas finalidades principais: proporcionar uma velocidade ascensional maior, que em reatores sem a mesma, e diluir produtos químicos, no caso de certos esgotos industriais. Esta diluição da água residuária, auxilia na melhora da eficiência do sistema.

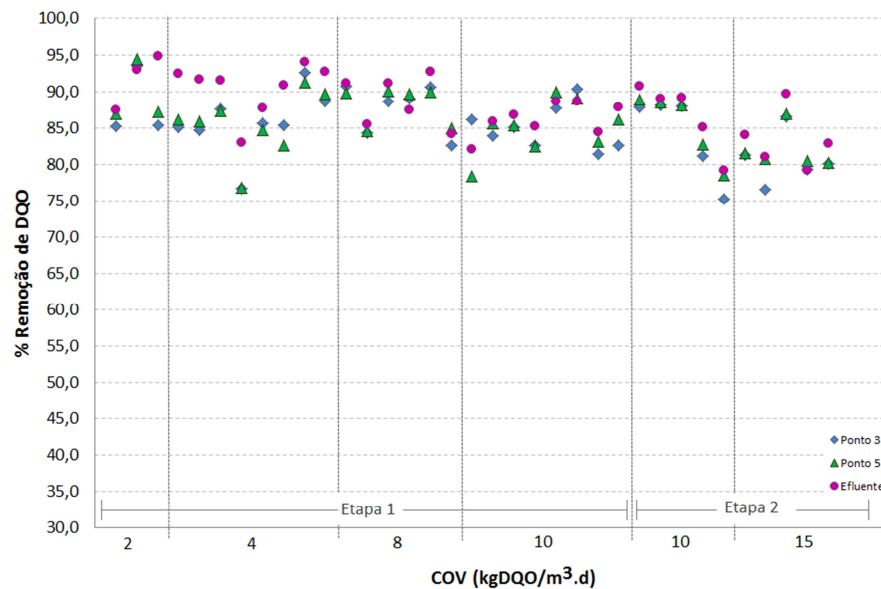


Figura 5.29. Eficiência na remoção de DQO ao longo de todo o ensaio.

Apesar de apresentar alta eficiência na remoção de DQO ao longo de todo o período experimental, observou-se uma leve queda na eficiência com o aumento da COV, os valores médios na Etapa 1 foram de 91,8%; 90,5%; 88,7% e 86,2% com COV de 2, 4, 8 e 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, respectivamente. E, na Etapa 2, foram de 86,6% e 83,4% para as respectivas COV de 10 e 15 kgDQO.m⁻³.d⁻¹.

Sánchez et al (2005) trabalhando com um reator UASB no tratamento de efluente de suinocultura, aumentando a carga orgânica (1,0; 1,4; 1,6; 2,0; 2,7; 4,1 e 8,1 kgDQO.m⁻³.d⁻¹), fizeram a mesma observação, que com o aumento da COV, houve queda na eficiência de remoção da DQO, que de acordo com os autores deve-se ao aumento excessivo da concentração de matéria orgânica e ácidos graxos voláteis no efluente.

A diminuição na eficiência pode ter sido causada, também, por perdas de biomassa, ocorridas ao longo de todo o ensaio, causadas provavelmente por um separador trifásico de baixa eficiência. De modo geral, o separador em reatores EGSB deve ser mais sofisticado e eficiente que em reatores UASB, por exemplo, devido as suas características hidrodinâmicas, havendo o risco de perda de biomassa com o efluente, podendo reduzir sua quantidade no interior do reator, resultando em diminuição de eficiência (KATO et al, 1999; KATO et al, 2001, VAN HAANDEL et al 2006).

Liu et al (2002) também citou a dificuldade de manutenção do leito expandido no interior do EGSB, devido à não utilização de suportes sólidos para imobilização. A questão é como manter a expansão do reator sem a perda de lodo (PINHEIRO, 2006).

No entanto, as eficiências na remoção de DQO foram satisfatórias, mantendo-se na faixa de eficiência observada por outros autores que trabalharam com o EGSB no tratamento de efluente de suinocultura, e também por autores que trabalharam com o reator EGSB tratando outros tipos de efluentes, e ainda outros tipos de reatores utilizados para o tratamento de efluente de suinocultura.

Trabalhando com reator EGSB e diferentes efluentes, alguns pesquisadores obtiveram eficiências de remoção de DQO na faixa entre 70 e 80%, por exemplo, Núñez e Martínez (1999) tratando de efluente de abatedouro com COV de $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e TDH de 5 h e Schulz et al (2001) tratando efluente da indústria de arroz parboilizado, com COV de 1, 5, 9 e $11 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e TDH de 5 h. E alguns eficiências superiores a 80% no tratamento de efluente de cervejaria com COV de $12,6 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e TDH 2,1 – 1,2 h (KATO et al, 1999), lixiviado de aterro com COV de $37,9 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e TDH de 17h (LIU et al, 2011), entre outros.

Estudando o tratamento de efluente de suinocultura utilizando outras tecnologias, pesquisadores obtiveram eficiências superiores a 85% utilizando uma combinação de reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB com respectivos TDH e COV no UASB de 13 – 4 h e $2,8 – 9,6 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ (FERNANDES E OLIVEIRA, 2006); $13,6 – 5,4 \text{ h}$ e $4,2 – 13,3 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ (ABREU NETO, 2007). E utilizando reator UASB com COV de $23 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e TDH de 12 h (PEREIRA-RAMIREZ et al, 2004); COV de 1,42 e TDH de 30 h (CAMPOS et al, 2005); $1,1 – 17,5 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e TDH de 1,7 – 4,1 d (RODRIGUES et al, 2010), entre outros.

5.2.3. NTK

O Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) refere-se à combinação de nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico.

A concentração de NTK afluente foi de $198,0 \pm 17,4 \text{ mg.L}^{-1}$, $370,7 \pm 14,3 \text{ mg.L}^{-1}$ e $582,3 \pm 58,4 \text{ mg.L}^{-1}$ na Etapa 1 com COV respectiva de 4, 8 e $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Na Etapa 2 foi de $515,4 \pm 40,4 \text{ mg.L}^{-1}$ e $745 \pm 33,0 \text{ mg.L}^{-1}$ para as cargas de 10 e $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, respectivamente.

No reator EGSB estudado, observou-se baixas eficiências na remoção de NTK, mantendo-se com eficiência média de 14% ao longo de todo o ensaio. Na Etapa 1, a eficiência média de remoção foi de 21,9% ; 18,3% e 12,1% para as COV de 4, 8 e 10 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, respectivamente. E, na Etapa 2 foi de 7,4% e 8,6% para COV de 10 e 15 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, respectivamente.

Observa-se que com o aumento na carga orgânica a eficiência na remoção de nitrogênio tendeu a diminuir. Devido às baixas eficiências de remoção, conclui-se que, visando a diminuição de compostos nitrogenados, o EGSB requer uma etapa de pós-tratamento para removê-los. O que, de acordo com Chernicharo (1997), também é requerido em reatores UASB, precursor do EGSB.

No processo convencional de remoção de nitrogênio, o nitrogênio orgânico passa por uma etapa de amonificação (N-NH₄⁺), deste, parte é assimilado pelos microrganismos e parte nitrificado (nitrito – nitrato) e posteriormente desnitrificado, resultando em gás nitrogênio (ARAÚJO JR, 2006). O processo de nitrificação ocorre em condições aeróbias, e o de desnitrificação em condições anóxicas, por este motivo projetos que visem a remoção completa dos compostos nitrogenados devem prever condições suficientes para que estes ocorram de maneira simultânea (CARVALHO JR, 2008). Isto pode ocorrer, por exemplo, em reatores aeróbios com biofilme, cuja espessura seja suficiente para que se tenham as camadas aeróbia e anóxica (CORREIA, 2010).

No reator EGSB em estudo, não ocorre a presença de oxigênio, necessário para a etapa de nitrificação, dificultando assim, eficiências significativas na remoção do mesmo. É interessante que o pós-tratamento envolva processo aeróbio, assim, além de remoção do nitrogênio, o efluente poderá atender aos limites de emissão para oxigênio dissolvido.

5.2.4. AGV

Os ácidos graxos voláteis (AGV) são ácidos orgânicos de cadeia curta, baixo peso molecular e que apresentam pKa entre 3,75 e 4,87, apresentando-se predominantemente dissociados em meios onde o pH supera o valor do pKa, por este motivo, na literatura, muitas vezes são referidos como o nome de seu sal correspondente (acetato, propionato, etc) (MESQUITA et al, 2013).

Os AGV medidos no presente ensaio foram os ácidos: cítrico, málico, succínico, láctico, fórmico, acético, propiônico, isobutírico, butírico, isovalérico, valérico e capríco.

Os valores dos ácidos totais no afluente (Entrada) e efluente (Saída) ao longo do ensaio estão dispostos na Figura 5.30.

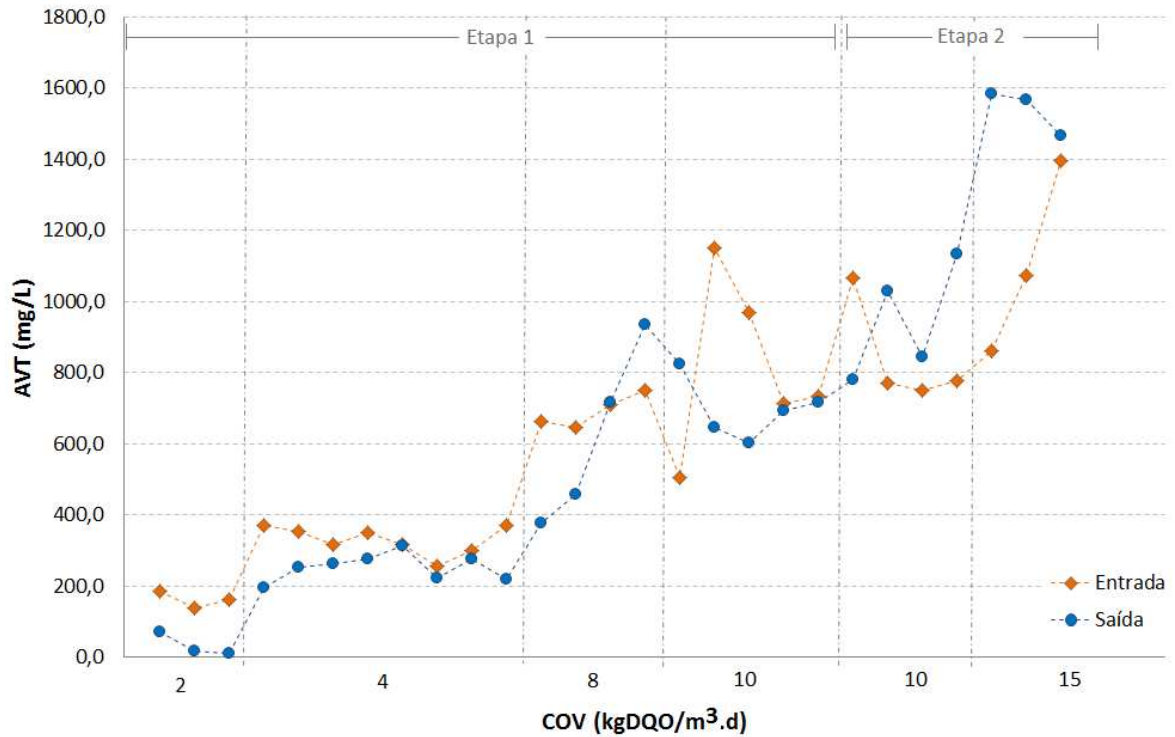
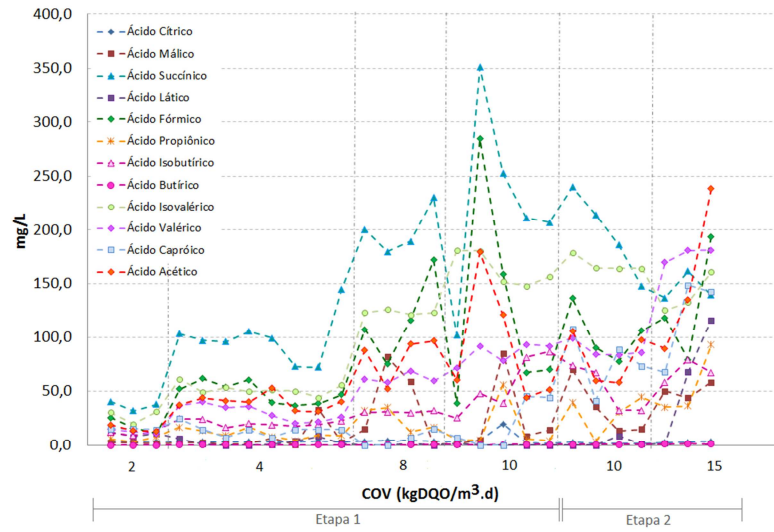
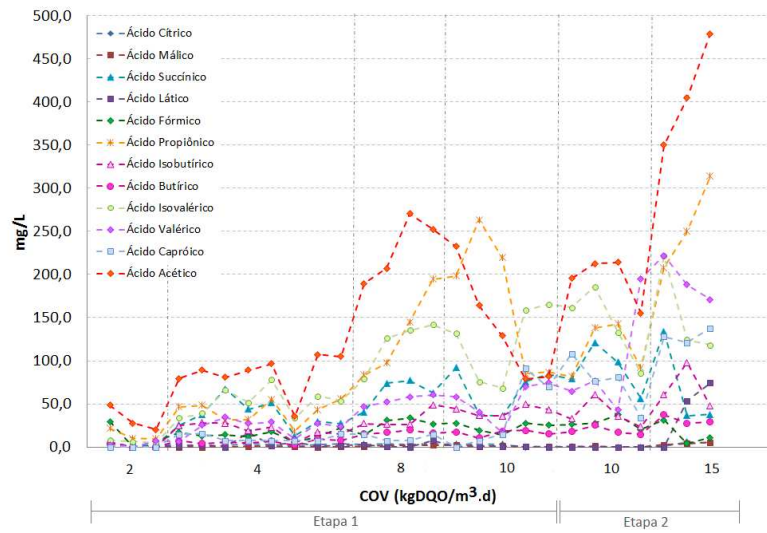


Figura 5.30. Valores de ácidos graxos voláteis totais durante a operação do reator.

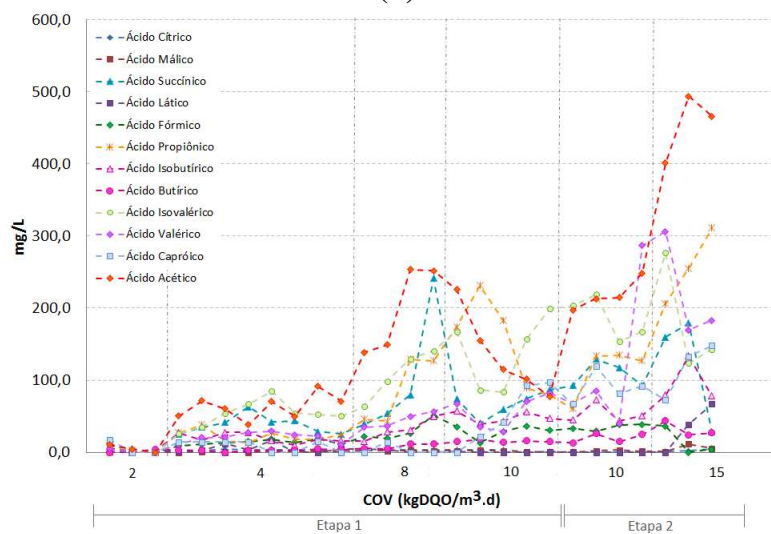
As concentrações para cada ácido obtidas durante o experimento, no afluente, interior do reator e efluente, estão apresentadas na Figura 5.31. Observa-se que o principal intermediário para a produção de ácido acético foi o ácido propiônico.



(a)



(b)



(c)

Figura 5.31. Valores de ácidos graxos voláteis no reator durante todo o período experimental (a) na entrada, (b) no interior e (c) na saída do reator.

Os compostos complexos são hidrolisados, por ação de enzimas hidrolíticas excretadas por algumas espécies microbianas, resultando em compostos mais simples. Estes, por sua vez, são metabolizados (acidogênese) gerando os ácidos voláteis (fórmico, acético, propiônico, butírico, valérico), álcoois, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de hidrogênio, além de novas células bacterianas. As bactérias acetogênicas, são responsáveis pela conversão dos AGV, principalmente em acetato, hidrogênio e gás carbônico, atuando em simbiose com as arqueas metanogênicas, responsáveis pela conversão dos produtos da acetogênese em metano e gás carbônico (CHERNICHARO, 1997; SANT'ANNA JR, 2010)

Assim, visto que, o ácido acético é um dos intermediários mais importantes para avaliar o andamento da digestão anaeróbia, estão apresentados nas Figuras 5.32 – 5.37, gráficos boxplots com os valores da soma dos ácidos voláteis, e em separado, a concentração de ácido acético na entrada e saída do reator, bem como nos pontos de coleta 3 e 5, durante as duas etapas operacionais.

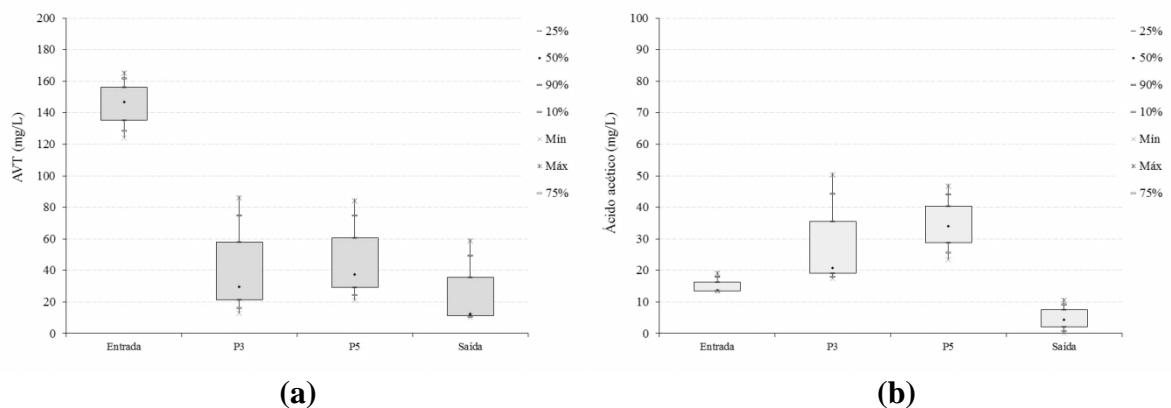


Figura 5.32. Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV} = 2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

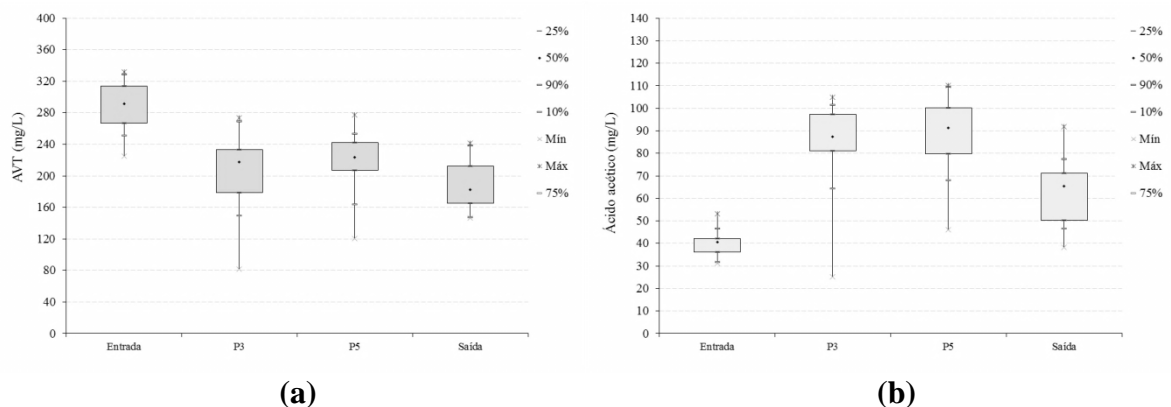


Figura 5.33. Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV} = 4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

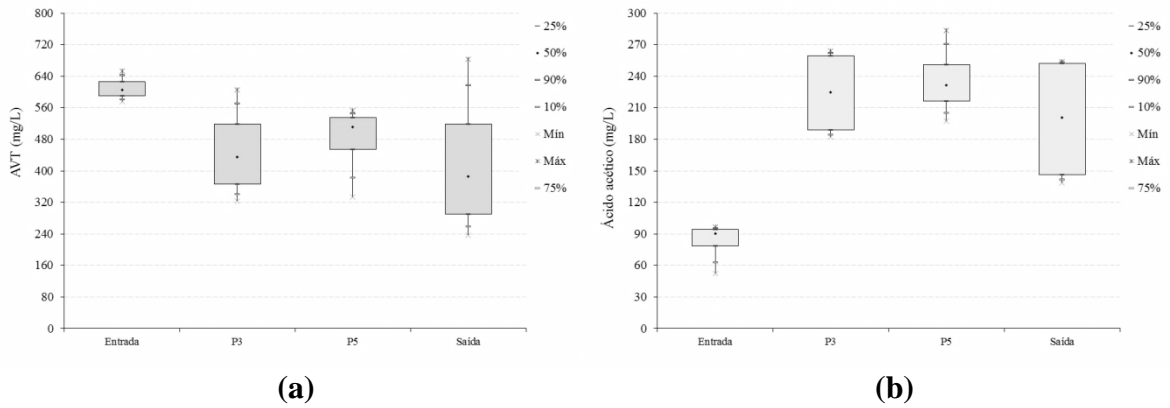


Figura 5.34. Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV} = 8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

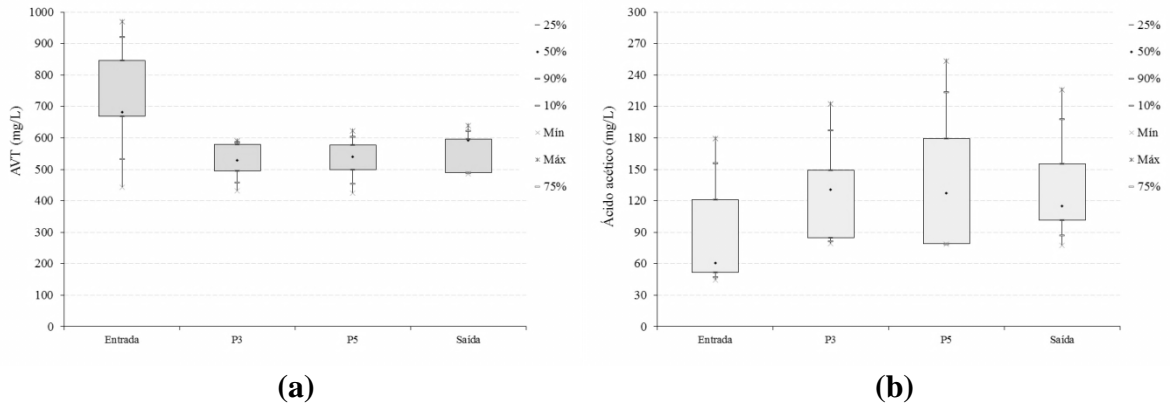


Figura 5.35. Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV} = 10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

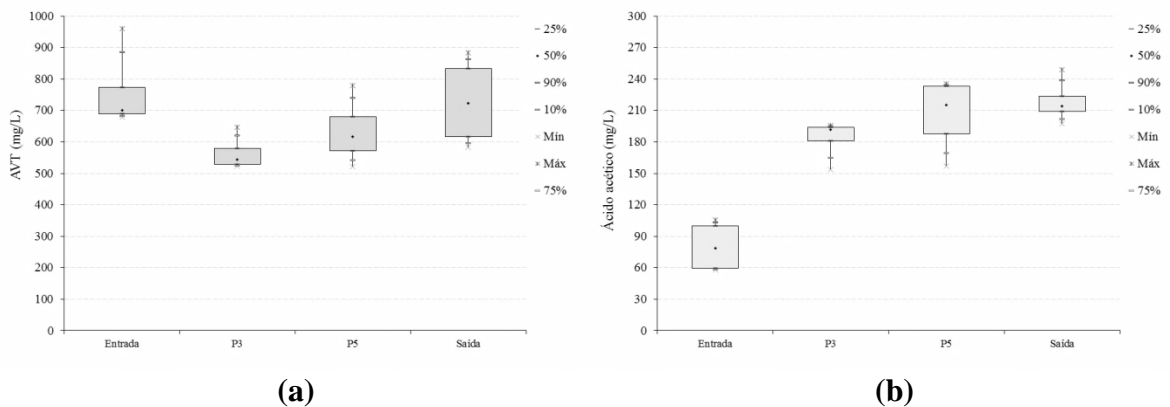


Figura 5.36. Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV} = 10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

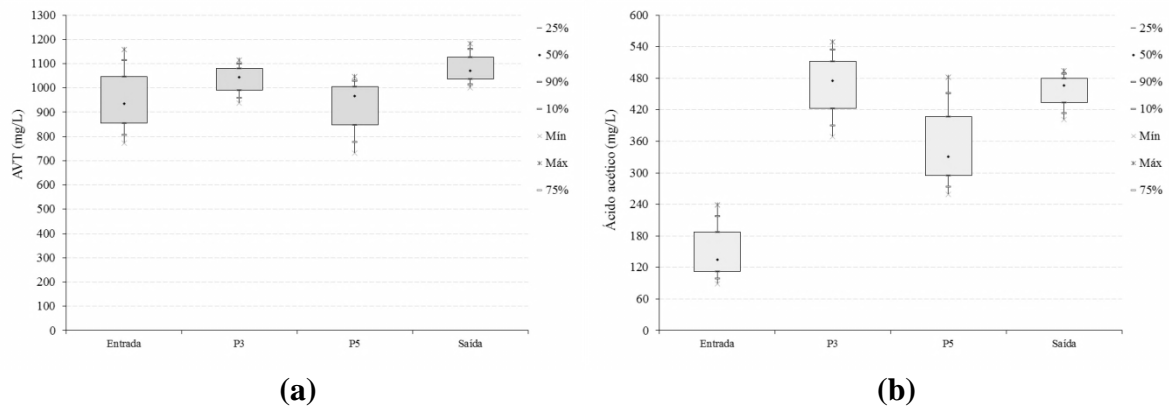


Figura 5.37. Concentração de (a) ácidos voláteis totais e (b) ácido acético ao longo do reator no ensaio com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$ e $\text{COV} = 15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Na Etapa 1, tem-se o comportamento esperado para um processo completo de digestão anaeróbia, com as cargas de 2, 4 e 8 $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, ou seja, os ácidos voláteis presentes no afluente são consumidos, ao passo que, o ácido acético é produzido (acetogênese) e em seguida consumido (metanogênese).

Com a carga de 10 $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, observa-se que ocorre um menor consumo do ácido acético produzido, e um certo acúmulo dos outros ácidos, indicando um desequilíbrio do sistema. Aumentando a velocidade ascensional (Etapa 2), este possível desequilíbrio se acentua.

Tal comportamento pode ser devido ao aumento de ácidos voláteis no afluente, com o aumento da carga orgânica, que pode ter dificultado a manutenção do equilíbrio do consórcio microbiano presente no reator. Com o aumento da velocidade, estes microrganismos que ainda estavam em recuperação devido ao choque de carga, sofreram o choque hidráulico, que provavelmente acentuou a condição de desequilíbrio.

Segundo Aquino e Chernicharo (2005), a presença de AGV no efluente reflete uma condição de instabilidade, a acumulação de acetato, propionato e butirato não deve ser encarada como inevitável, mas sim como um sintoma de que uma ou mais etapas do consórcio anaeróbio está sendo prejudicada. De acordo com os autores, reatores que não propiciam o fluxo pistonado e que favorecem o crescimento disperso, não garantem uma efetiva separação das fases acidogênica, acetogênica e metanogênica, assim, é provável que o acúmulo de propionato e butirato ocorra durante condições de estresse (choques de carga, presença de compostos tóxicos, limitação nutricional), devido às limitações termodinâmicas causadas pela acumulação de hidrogênio e, principalmente, acetato.

O acúmulo de AGV acima de 150 mg.L^{-1} é uma primeira indicação de que o sistema não está operando em condições ótimas, ocorrendo mesmo antes de se observar alterações de pH (MOTERANI, 2010).

No presente trabalho, o acúmulo médio de ácidos voláteis foi abaixo de 100 mg.L^{-1} na Etapa 1, para os ensaios com carga orgânica de 2, 4 e $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}\text{d}^{-1}$. Nos ensaios com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}\text{d}^{-1}$, observou-se um aumento no acúmulo (superior a 300 mg.L^{-1}), indicando que os microrganismos estavam produzindo os ácidos voláteis, no entanto, estes não estavam sendo consumidos com a mesma velocidade.

Nos pontos 3 e 5, observou-se ao longo de todo o ensaio que o ácido acético estava sendo produzido, e em seguida consumido, mantendo-se durante toda a Etapa 1, com acúmulo de ácido acético inferior a 60 mg.L^{-1} , com o aumento da velocidade ascensional (Etapa 2), observou-se um aumento no acúmulo deste, apresentando valores superiores a 200 mg.L^{-1} .

De acordo com Zegers (1987) citado por Pereira et al (2009), as bactérias fermentativas acidificam o substrato em uma velocidade oito vezes mais rápida do que as arqueas metanogênicas consomem os AGV, assim, se a carga de matéria orgânica no reator exceder a capacidade metanogênica, ocorrerá uma acumulação de AGV, o pH diminuirá e em consequência esses ácidos poderão se tornar tóxicos ao consórcio microbiano.

Apesar de o reator não ter apresentado diminuição no pH, observou-se um maior acúmulo de AGV após o aumento da carga, e principalmente, após as cargas de 10 e $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}\text{.d}^{-1}$. Tais condições mostraram-se desfavoráveis à digestão anaeróbia completa.

De modo geral, observa-se que o aumento na carga orgânica implicou em um maior acúmulo de AGV, o que também foi observado por Albuquerque (2014) em um reator UASB.

Segundo Chernicharo (1997), os ácidos voláteis intermediários mais importantes, precursores da formação do metano são o acético e o propiônico. De acordo com o autor, o ácido propiônico resulta principalmente da fermentação dos carboidratos e proteínas, e o ácido acético é o intermediário mais abundante, sendo formado praticamente a partir de todos os compostos orgânicos.

Ahring et al (1995) cita que propionato e acetato tem sido sugerido por alguns investigadores para indicar desequilíbrio do sistema, mostrando que de acordo com Hill (1982) e Hill et al (1987) uma relação propionato/acetato superior a 1,4, assim como valores de acetato superiores a 13 mM indicam desequilíbrio do sistema. No reator em estudo, apesar de alguns resultados indicarem possível desequilíbrio, os valores de acetato não ultrapassaram 8,22 mM, e a maior relação propionato/acetato obtida foi de 1,29 na amostra que apresentou maior acúmulo de AGV.

O ácido acético é precursor direto dos microrganismos metanogênicos acetoclásticos, que contribuem com cerca de 70% do metano produzido biologicamente, e o ácido propiônico é outro intermediário comum do metabolismo de açúcares, proteínas, ácidos orgânicos de cadeia longa e compostos orgânicos mais complexos, podendo responder por até 20% do fluxo de elétrons canalizado para a produção de metano, baixas concentrações deste indicam bom funcionamento do processo anaeróbico, ao passo que o acúmulo de tal intermediário normalmente reflete um desequilíbrio entre as etapas metabólicas (SPEECE, 1996; AQUINO; CHERNICHARO, 2005; MESQUITA et al, 2013).

Na água residuária sintética utilizada, a proporção de ácidos na alimentação do reator foi de aproximadamente 3,5% ácido propiônico, 10,9% ácido acético e 85,6% os outros ácidos. No interior do reator (pontos 3 e 5) e na saída do reator, a proporção foi a apresentada na Tabela 5.9.

Tabela 5.9. Porcentagem de AGV nas amostras ao longo do reator e na saída do mesmo.

| v ($m.h^{-1}$) | COV ($kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$) | % Outros AGV | | | % Ac. Acético | | | % Ac. Propiônico | | |
|-----------------------|------------------------------------|--------------|------|-------|---------------|------|-------|------------------|------|-------|
| | | P3 | P5 | Saída | P3 | P5 | Saída | P3 | P5 | Saída |
| 6 | 2 | 35,1 | 36,1 | 80,0 | 45,2 | 45,4 | 13,9 | 19,7 | 18,5 | 6,1 |
| | 4 | 56,6 | 57,7 | 65,6 | 28,7 | 28,9 | 25,2 | 14,7 | 13,4 | 9,2 |
| | 8 | 47,5 | 48,9 | 53,8 | 33,6 | 33,4 | 32,9 | 18,9 | 17,7 | 13,3 |
| | 10 | 54,3 | 53,1 | 58,5 | 19,9 | 20,6 | 19,2 | 25,8 | 26,2 | 22,3 |
| 10 | 10 | 61,4 | 61,1 | 64,7 | 24,5 | 24,5 | 23,4 | 14,0 | 14,4 | 12,0 |
| | 15 | 49,2 | 55,5 | 53,6 | 30,9 | 27,9 | 29,6 | 19,9 | 16,7 | 16,9 |

Observa-se que nos pontos 3 (P3) e 5 (P5), a porcentagem dos ácidos foi similar ao longo do tubo do reator, similaridade que corrobora com os dados obtidos na análise do dendograma (item 5.3.2), onde a similaridade dos microrganismos, nas duas etapas experimentais, foi superior a 80% para as bactérias, responsáveis pela conversão dos compostos orgânicos complexos em compostos mais simples (hidrólise), destes em ácidos voláteis (acidogênese) e em acetato, hidrogênio e gás carbônico (acetogênese).

5.2.5. Composição do Biogás

Em relação à composição dos gases gerados, o metano é produzido na etapa metanogênica da biodigestão anaeróbia, enquanto que o gás carbônico pode ser produzido tanto na etapa metanogênica, quanto na anterior a esta, a etapa acetogênica.

A produção de biogás, somente apresentou valores acima do limite de detecção ($0,256 \mu\text{mol CH}_4$ e $0,711 \mu\text{mol CO}_2$) após os ensaios com carga de $10 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Com esta carga, na Etapa 1, a relação CH_4/CO_2 (Figura 5.38) foi de $1,00 \pm 0,24$. Após o aumento da velocidade ascensional para a Etapa 2, a parcela de metano no biogás sofreu grande queda, diminuindo de 1,99 a 0,32 durante ao primeiro ensaio da Etapa 2. Esta queda coincide com o desequilíbrio na produção e consumo de AGV observada anteriormente, possivelmente, as arqueas metanogênicas não foram capazes de converter o acetato a metano com a mesma velocidade que as bactérias o produziam.

Com o aumento da carga para $15 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, a média para a relação CH_4/CO_2 foi de $0,47 \pm 0,21$, apesar de apresentar tendências a uma recuperação, o sistema seguiu produzindo menor quantidade de metano em relação ao gás carbônico.

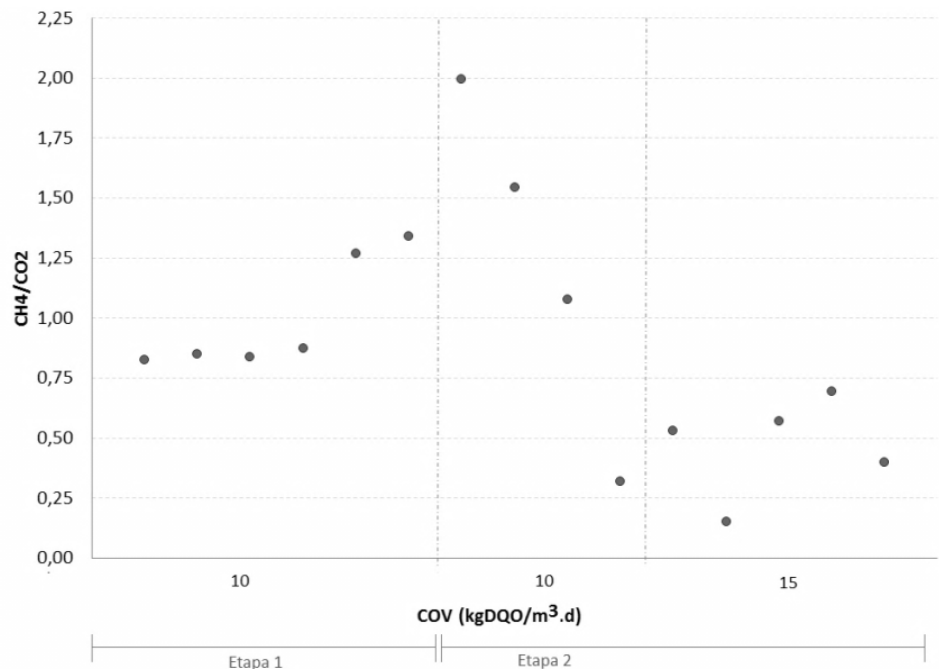


Figura 5.38. Relação CH_4/CO_2 observada ao longo do experimento.

5.3. Ensaio Microbiológicos

5.3.1. Diâmetro médio dos grânulos

Dividiu-se o total de cada amostra retirada em várias porções, que foram distribuídas em placas Petri, com o intuito de gerar imagens com o menor número de aglomerados possível, facilitando a medição dos grânulos presentes em cada amostra.

A Figura 5.39 apresenta, como exemplo, uma porção de cada uma das três amostragens realizadas. Pode-se observar que após operação com 6 m.h^{-1} tem-se a presença de flocos maiores, o que não é observado na amostra com a velocidade ascensional mais elevada.

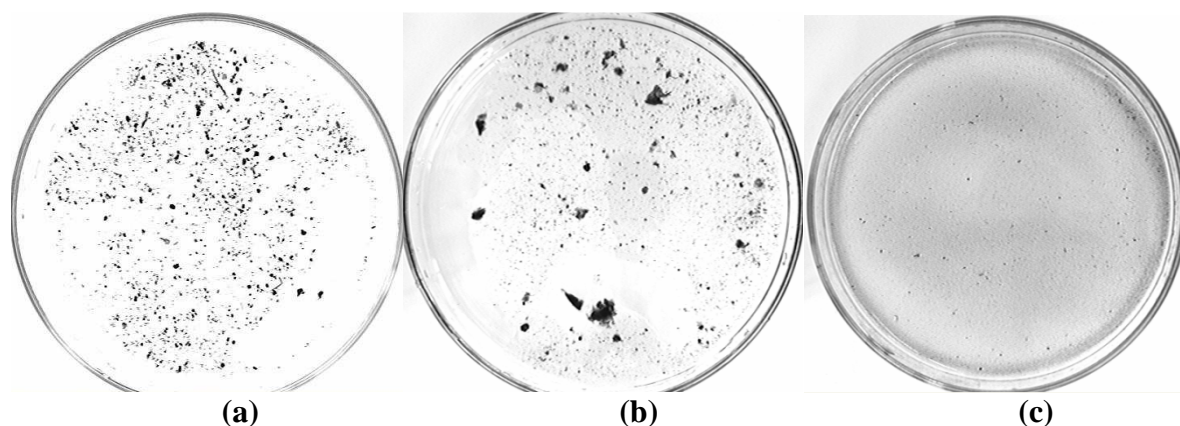


Figura 5.39. Porção das amostras coletadas (a) antes do lodo ser inoculado, (b) após operação com velocidade de 6 m.h^{-1} e (c) após operação com velocidade de 10 m.h^{-1} .

O programa *Image Pro Plus 6.0* utiliza a quantidade de pixels como referência no cálculo do diâmetro médio das partículas, e em alguns casos a ferramenta *Count/Size* considerou aglomerados de várias partículas como uma única. Por este motivo e, observando que os grânulos presentes na amostra não apresentam diâmetro superior a 3,5 mm, e que o limite de detecção mínimo foi de 0,2 mm, buscando minimizar erros, a faixa considerada para análise foi entre 0,3 mm e 3,5 mm.

Foram gerados histogramas de distribuição de diâmetro médio (Figura 5.40) para os valores obtidos em cada amostragem. Antes da inoculação, o lodo apresentou diâmetro médio de $0,74 \pm 0,42 \text{ mm}$, onde 78% dos grânulos apresentaram diâmetro médio entre 0,30 e 1,00 mm, e destes 63% menores que 0,60 mm e o restante entre 0,60 e 1,00.

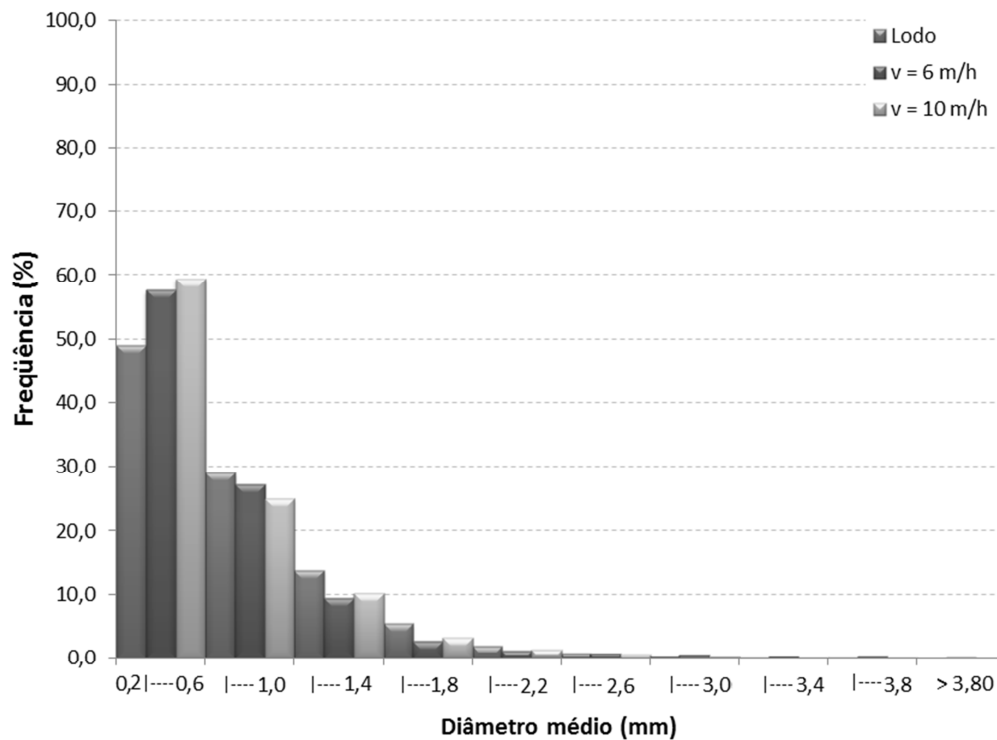


Figura 5.40. Histograma de distribuição dos valores de diâmetro médio observados no lodo antes de inocular e após a aplicação das duas velocidades ascensionais (6 e 10 m.h⁻¹).

Após operação com velocidade ascensional de 6 m.h⁻¹, a média obtida foi de $0,67 \pm 0,48$ mm, apresentando características de biomassa floculenta com a presença de alguns grânulos pequenos. Devido à presença dos flocos, o limite máximo de 3,5 foi ampliado para 5,0 mm, no entanto, esta parcela superior a 3,5 mm, representou somente 0,7% do total. Observou-se que 85% dos grânulos apresentou diâmetro médio entre 0,30 e 1,00 mm, destes, 60% com diâmetros inferiores a 0,60 mm.

Após a segunda etapa de operação ($v = 10$ m.h⁻¹), observou-se que com o aumento da velocidade o diâmetro médio dos grãos diminuiu. A média foi de $0,62 \pm 0,35$ mm e os flocos presentes no ensaio anterior praticamente se desfizeram provavelmente em consequência de uma maior agitação, causada pelo aumento na vazão de recirculação. Neste ensaio, 88% dos grânulos observados apresentaram diâmetro médio entre 0,30 e 1,00 mm e, destes, 72% com diâmetro médio inferior a 0,60 mm. Além disto, observa-se, pela Figura 5.39c, que com esta velocidade ascensional, ocorreu um arraste das células, diminuindo a quantidade de biomassa granular no interior do reator.

Chunjuan et al (2010) testou duas estratégias de partida para um reator EGSB visando tratamento de esgoto doméstico, inoculando primeiramente o lodo com efluente de cervejaria e posteriormente com o substrato a ser tratado, obtiveram 86% dos grânulos com diâmetro superior a 0,45 mm e 57% superior a 1,0 mm; e alimentando diretamente com esgoto sanitário, 57% dos grânulos apresentaram diâmetro superior a 0,45 mm e 31% superiores a 1,0 mm. Valores correspondentes aos obtidos no presente trabalho, em que após a Etapa 1 59% dos grânulos apresentaram diâmetro superior a 0,45 mm e 14,8% superior a 1,0 mm, e na Etapa 2, 63,5% com granulometria superior a 0,45 mm e 14,3% superior a 1,0 mm.

5.3.2 Dendogramas

Foram realizadas análises após operação com velocidade ascensional de 6 m.h⁻¹ (A) e 10 m.h⁻¹ (B), com amostragens nos pontos de coleta 3 (Pto3) e 5 (Pto5) do reator.

Após realizadas as análises de PCR-DGGE para os domínios *Bacteria* e *Archaea*, as bandas resultantes foram analisadas e os dendogramas gerados, aplicando o coeficiente de similaridade de Pearson, que mede a distância entre as bandas levando em consideração a intensidade das mesmas e as compara. Cada banda representa um grupo de bactéria ou archaea.

Nas Figuras 5.41 e 5.42 têm-se os dendogramas obtidos nos dois pontos de coleta do reator, referentes aos domínios *Bacteria* e *Archaea*, respectivamente.

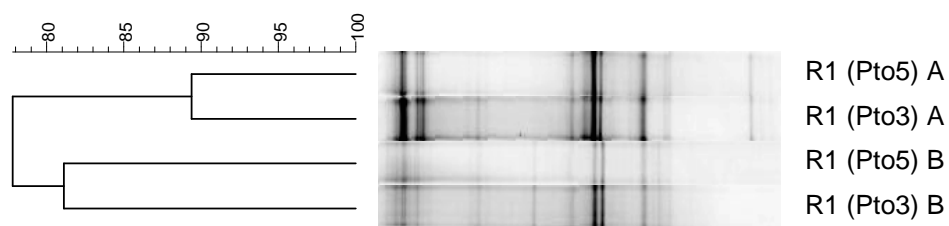


Figura 5.41. Dendograma obtido para o domínio *Bacteria* nos ensaios com velocidade ascensional de (A) 6 m.h⁻¹ e (B) 10 m.h⁻¹.

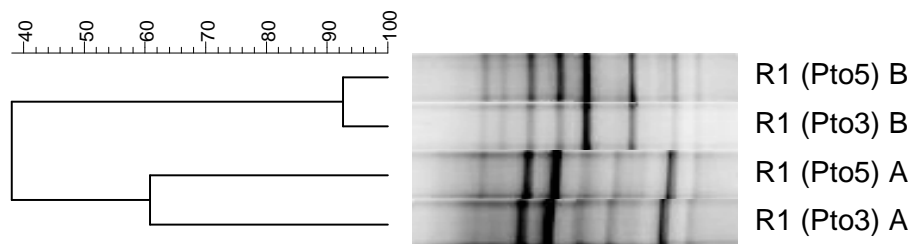


Figura 5.42. Dendrograma obtido para o domínio *Archaea* nos ensaios com velocidade ascensional de (A) 6 m.h⁻¹ e (B) 10 m.h⁻¹.

Nos dois domínios estudados, ocorreu diferenciação entre os grupos presentes nos ensaios com velocidade ascensional de 6 e 10 m.h⁻¹, apresentando 78% de similaridade entre os grupos bacterianos nos dois ensaios, e de 38% nos grupos de arqueas presentes nos dois ensaios.

Em relação à similaridade de microrganismos nas duas regiões do reator (pontos 3 e 5), no ensaio A, a similaridade foi de 89% para os grupos de bactérias e 61% para os grupos de arqueas. No ensaio B, as similaridades obtidas foram de 81 e 92% para os grupos de bactérias e arqueas, respectivamente.

Os valores de AGV analisados mostraram valores próximos nos pontos 3 e 5 do reator, corroborando com a alta similaridade obtida entre as bactérias, em ambos os ensaios nestes pontos.

Em relação às arqueas, devido à menor velocidade, estas podem estar distribuídas ao longo do reator no ensaio A, enquanto que, no ensaio B, a distribuição é mais homogênea, com similaridade superior entre os pontos.

5.3.3 Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV)

Nos sistemas biológicos de tratamento, os microrganismos presentes podem ser encontrados isolados ou agregados, formando colônias filamentosas ou granulares, cujas morfologias podem variar em diversas formas, no entanto as mais encontradas são cocos e bastonetes (NEVES, 2002; PEREIRA et al, 2009).

Dentre as arqueas metanogênicas acetoclásticas mais comumente encontradas em sistemas anaeróbios estão as do gênero *Methanosaeta* e as *Methanosarcina*. A primeira apresenta características morfológicas peculiares e distintas, com a disposição das células em filamentos curtos com extremidades retas e longas e filamentos dispersos ou agregados em

feixes, além de ser exclusivamente acetotrófica, enquanto que a segunda cresce em agregados de cocos, e é metabolicamente mais versátil, podendo metabolizar tanto H_2/CO_2 quanto acetato (ALVES, 1998; LECLERC et al, 2004).

O Domínio *Archaea*, importante na fase final da digestão anaeróbia, consiste de três divisões: *Crenarchaeota*, incluindo as arqueas hipertermófilas redutoras de enxofre; *Euryarchaeota*, que engloba uma grande diversidade de organismos, incluindo as espécies metanogênicas, as halófilas extremas e algumas espécies hipertermófilas; e *Korarchaeota*, uma divisão que engloba organismos hipertermófilos ainda pouco conhecidos (CARDOSO et al, 2003).

Na Figura 5.43, tem-se a microscopia eletrônica de varredura (MEV), com aumento de 100x, enfatizando a estrutura de um floco observado durante a operação do reator com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} .

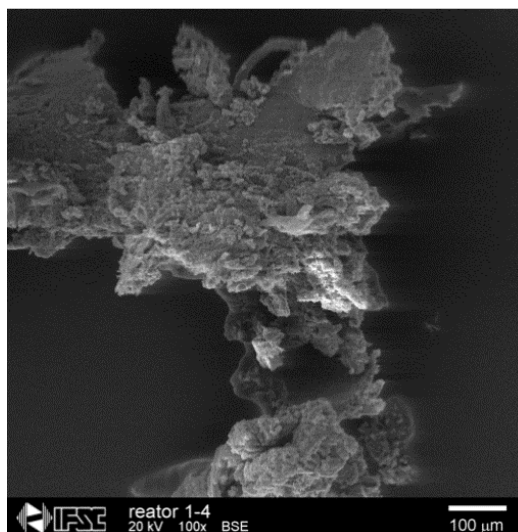


Figura 5.43. Microscopia eletrônica de varredura de um floco observado no reator operando com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} .

Nesta etapa de operação, observou-se a presença de diversas morfologias de microrganismos, apresentados nas Figuras 5.44 – 5.46, onde estão destacados os microrganismos com morfologia similar aos do gênero *Methanosaeta* (1) e *Metanosarcina* (2), além de bacilos (3) e cocos (4), entre outros.

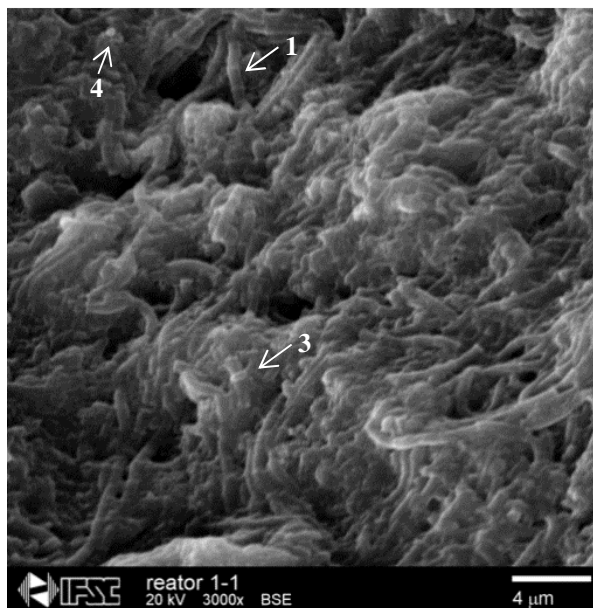


Figura 5.44. MEV da biomassa do reator operando com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos (3), cocos (4) e abundância de microrganismos similares aos do gênero *Methanosaeta* (1).

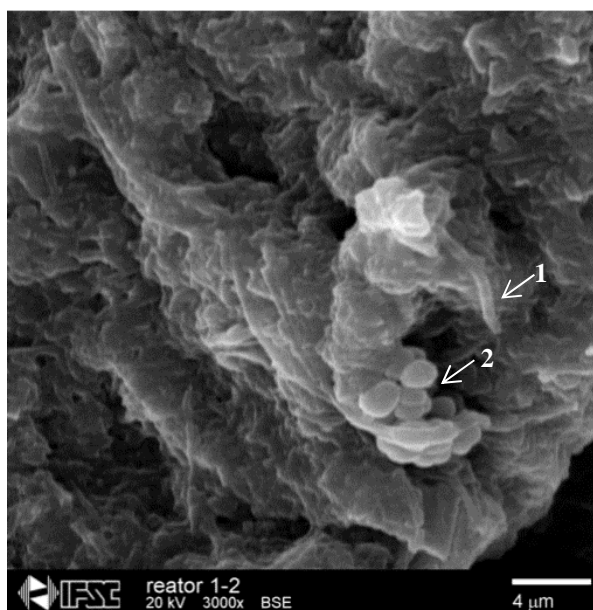


Figura 5.45. MEV da biomassa do reator operando com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de microrganismos similares aos do gênero *Methanosaeta* (1) e *Methanosarcina* (2).

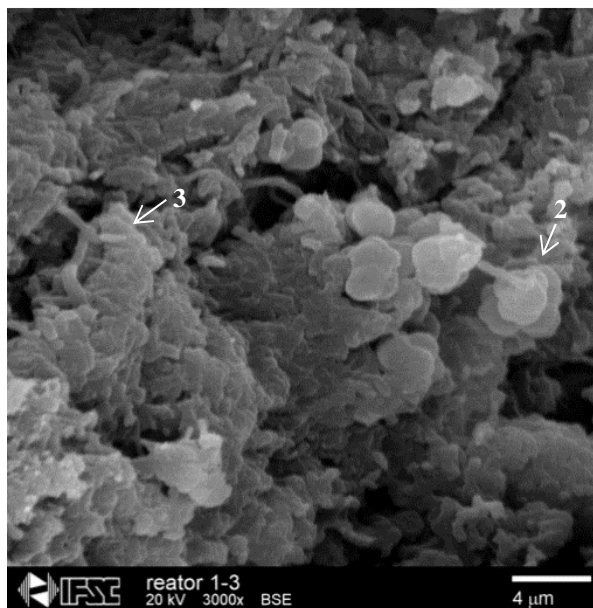


Figura 5.46. MEV da biomassa do reator operando com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos (3) e microrganismos similares aos do gênero *Methanosarcina* (2).

Na segunda etapa de operação dos reatores, com aumento da velocidade ascensional para 10 m.h^{-1} , observou-se uma diminuição no tamanho dos grânulos, pela análise de dimensionamento dos grânulos. No entanto, observa-se que nesta etapa, os microrganismos, principalmente as bactérias, apresentam um desenvolvimento mais acentuado, provavelmente em razão do aumento na carga orgânica.

Esta maior diversidade bacteriana é reforçada pela diminuição de similaridade observada no dendograma apresentado anteriormente.

Nas Figuras 5.47 – 5.49 têm-se as imagens de MEV obtidas nesta etapa operacional. Além da presença de microrganismos similares a *Methanosaeta* (1) e *Methanosarcina* (2), bacilos (3) de diversas dimensões e cocos (4), observados também na etapa anterior, observaram-se a presença de bacilos curvos (5), víbrios (6), e filamentos longos (7), entre outros.

De acordo com Oliveira (1997), a ocorrência de microrganismos filamentosos, observados nesta etapa operacional, pode ser associada a altas COV e consequente aumento de bactérias hidrolíticas e acidogênicas.

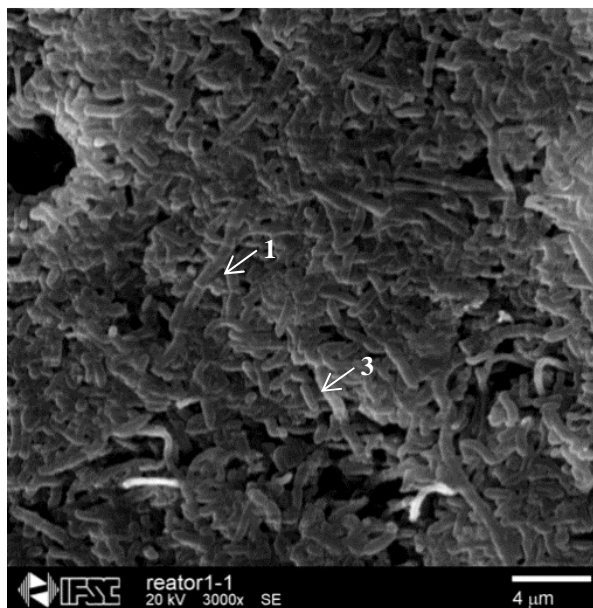


Figura 5.47. MEV da biomassa do reator operando com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos (3) e microrganismos similares aos do gênero *Methanosaeta* (1).

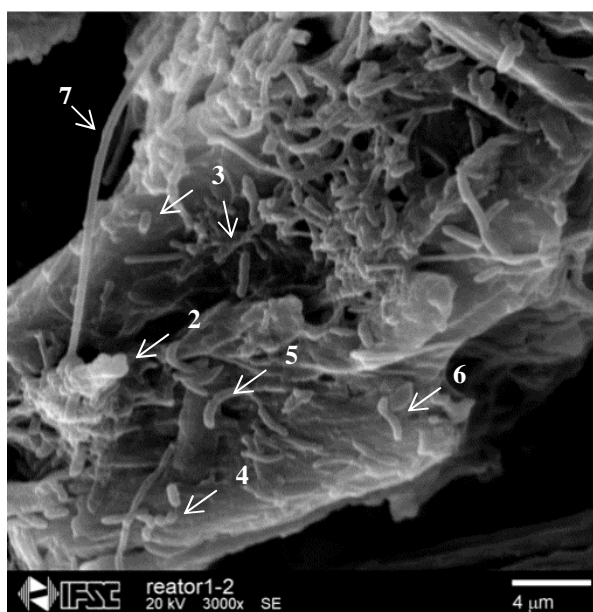


Figura 5.48. MEV da biomassa do reator operando com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de microrganismos similares aos do gênero *Methanosarcina* (2), bacilos de diversas dimensões (3), cocos (4), bacilos curvos (5), víbrios (6) e filamentos longos (7).

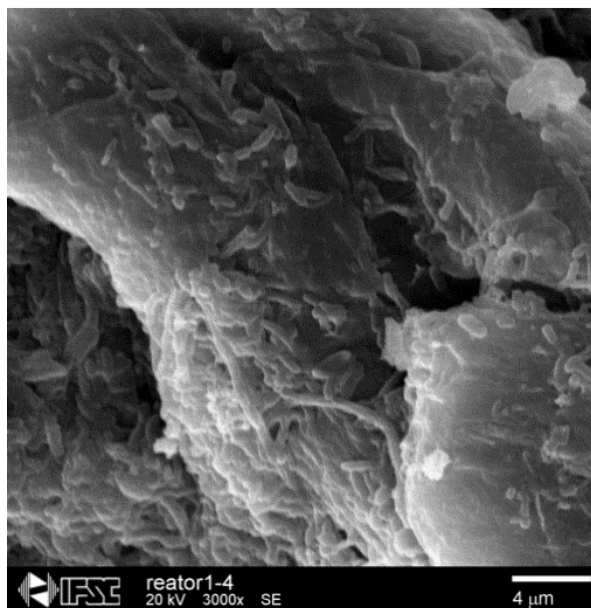


Figura 5.49. MEV da biomassa do reator operando com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$. Presença de bacilos de diversas dimensões.

Os microrganismos observados no presente trabalho apresentaram as mesmas morfologias encontradas em diversos outros trabalhos que analisaram a biomassa do biorreator utilizando microscopia eletrônica de varredura, em diferentes tipos de reator anaeróbio e substrato, como por exemplo, em um reator anaeróbio em batelada sequencial (ASBR) tratando esgoto doméstico (LAPA, 2003); em um reator anaeróbio de leito fluidificado (RALF), tratando água residuária sintética contendo pentaclorofenol (PCP) (FREIRE et al, 2008); na degradação de alquilbenzeno linear sulfonado (LAS) em reator UASB (ESTEVES, 2010) ou EGSB (DELFORNO, 2011); em um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) degradando formaldeído (OLIVEIRA, 2001); em um reator UASB utilizado no tratamento de efluente de abatedouro de aves (DEL NERY, 2008); e no tratamento de efluente de suinocultura, utilizando reator UASB (OLIVEIRA, 1997), reator anaeróbio híbrido – combinando UASB e filtro anaeróbio (GONÇALVES, 2012), e um sistema RAC-UASB (MOTERANI, 2010), entre outros.

Apesar de não ter sido realizada uma análise quantitativa, pela observação das imagens e pelo aumento no acúmulo de AGV observado, na Etapa 1, tem-se um predomínio de arqueas, responsáveis pelo consumo de acetato na etapa metanogênica, e na Etapa 2, o predomínio, aparentemente, é de bactérias, responsáveis pela conversão da matéria orgânica complexa em AGV.

5.4. Cinética Aparente

Os dados para ajuste da constante cinética aparente foram obtidos do ensaio de perfil realizado no reator operando com velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} e carga orgânica volumétrica de $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Na Figura 5.50, tem-se os dados de DQO e a eficiência de remoção desta ao longo do reator, obtidos no ensaio de perfil.

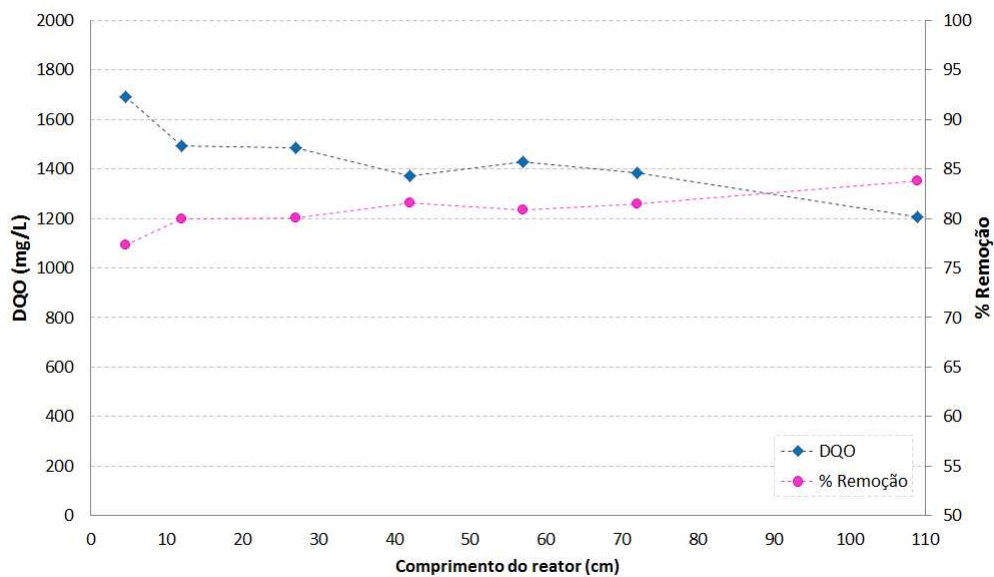


Figura 5.50. Ensaio de perfil: concentração de DQO e eficiência de remoção ao longo do comprimento do reator.

Observa-se que a eficiência de remoção manteve-se na faixa entre 75 e 85%, apresentando comportamento praticamente constante, reforçando a hipótese de o EGSB que pode ser trabalhado como uma série de reatores NCSTR.

No modelo, os N reatores CSTR não são divididos exatamente na altura dos pontos de amostragem (6 pontos). Assim, devido à altura de cada um deles, fez-se uma média, tendo que, o primeiro CSTR engloba os pontos de coleta 1, 2 e 3; o segundo CSTR contém os pontos 4 e 5; o terceiro o ponto 6; e a saída do reator, representa a concentração no quinto CSTR.

Partindo da quantidade de lodo inoculado no reator e sabendo a concentração de sólidos suspensos voláteis (em mgSSV.L^{-1}), presentes neste, estimou-se que a quantidade de biomassa presente no reator era de aproximadamente $6080 \text{ mgSSV.L}^{-1}$.

Para a realização do ajuste fez-se uma média dos valores obtidos na região de cada um dos NCSTR e estes foram ajustados, obtendo-se a constante cinética aparente (k_{ap}) de $0,35 \text{ h}^{-1}$ ($5,75 \cdot 10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$) com correlação de 0,96 e mínimos quadrados de $4,17 \cdot 10^4$. A resposta do modelo NCSTR e os dados nos pontos experimentais estão apresentados na Figura 5.51.

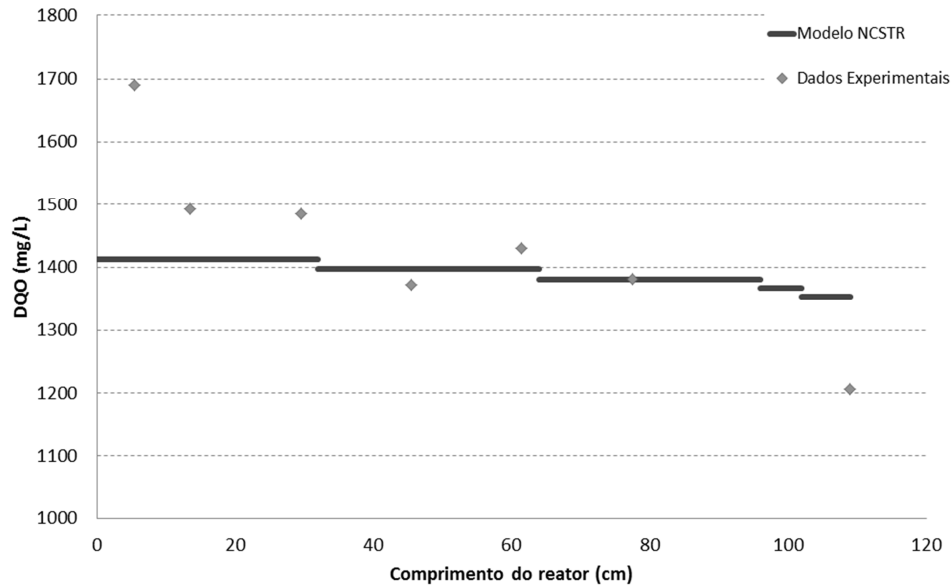


Figura 5.51. Ensaio de perfil: Ajuste da cinética aparente ao modelo NCSTR.

Como as concentrações nos pontos de coleta são em alturas diferentes das alturas propostas pelo modelo, e como foi observado no ajuste hidrodinâmico que o reator EGSB pode também ser representado como um reator tubular com dispersão seguido de um reator CSTR. Testou-se o ajuste do valor de k , como dois reatores em série, porém um tubular com dispersão e outro CSTR (modelo Tub-CSTR), cuja resposta é mostrada na Figura 5.52.

A constante de velocidade foi similar à obtida com o modelo anterior, $0,34 \text{ h}^{-1}$ ($5,60 \cdot 10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$) com soma dos mínimos quadrados de $9,6 \cdot 10^4$ e correlação de 0,89, mostrando que os dois modelos são muito parecidos, mesmo utilizando-se a média, como foi realizado no modelo anterior.

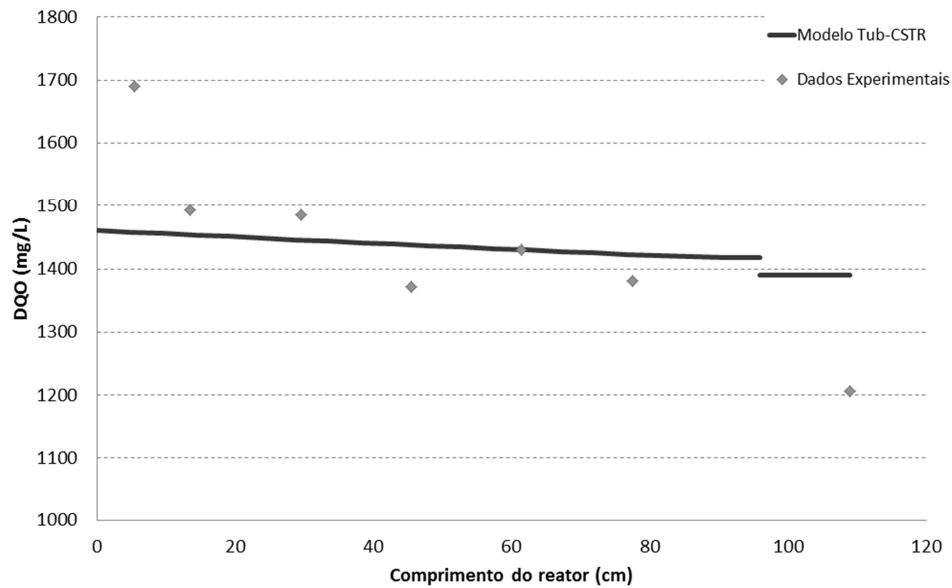


Figura 5.52. Ensaio de perfil: Ajuste da cinética aparente ao modelo Tub-CSTR.

Nos ensaio operacionais, trabalhando com velocidade ascensional de 6 m.h^{-1} , a DQO na alimentação do reator operando com COV de $2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ foi de $1016,3 \pm 277,9 \text{ mgDQO.L}^{-1}$. Operando com COV de $4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ foi de $2064,9 \pm 411,5 \text{ mgDQO.L}^{-1}$. Com COV de $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ a DQO na alimentação foi de $3988,6 \pm 190,8 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ e com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ foi de $4761,7 \pm 381,2 \text{ mgDQO.L}^{-1}$.

Com velocidade ascensional de 10 m.h^{-1} e COV $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ a DQO de entrada foi de $4773,1 \pm 154,1 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ e com COV de $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ foi de $7753,8 \pm 317,06 \text{ mgDQO.L}^{-1}$.

A DQO obtida durante os ensaios experimentais para cada etapa operacional do reator, nos pontos 3, 5 e saída, com as velocidades ascensionais de 6 e 10 m.h^{-1} e carga orgânica volumétrica (COV) de 2, 4, 8, 10 e $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ está disposta nas Tabelas 5.10 – 5.15.

Tabela 5.10. DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e COV $2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

| DQO (mg/L) | | |
|------------------|-----------------|-----------------|
| Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
| 134,0 | 118,0 | 113,0 |
| 87,3 | 74,9 | 63,0 |
| 118,8 | 104,7 | 42,4 |
| $113,4 \pm 23,8$ | $99,2 \pm 22,1$ | $72,8 \pm 36,3$ |

Tabela 5.11. DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e COV $4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

| DQO (mg/L) | | |
|-------------------|-------------------|------------------|
| Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
| 306,8 | 285,9 | 155,1 |
| 316,3 | 290,5 | 172,9 |
| 256,0 | 260,9 | 175,2 |
| 302,3 | 301,0 | 219,6 |
| 169,2 | 196,8 | 135,6 |
| 231,6 | 210,0 | 150,0 |
| $263,7 \pm 56,8$ | $257,5 \pm 44,12$ | $168,1 \pm 29,2$ |

Tabela 5.12. DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e COV $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

| DQO (mg/L) | | |
|-------------------|-------------------|-------------------|
| Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
| 380,4 | 418,8 | 364,8 |
| 616,5 | 606,0 | 571,2 |
| 428,4 | 369,9 | 334,0 |
| 438,0 | 410,5 | 499,6 |
| 361,2 | 387,6 | 279,6 |
| 748,6 | 647,0 | 678,4 |
| $495,5 \pm 153,5$ | $473,3 \pm 120,6$ | $454,6 \pm 154,2$ |

Tabela 5.13. DQO no ensaio com $v = 6 \text{ m.h}^{-1}$ e COV $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

| DQO (mg/L) | | |
|-------------------|-------------------|------------------|
| Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
| 729,8 | 654,2 | 641,1 |
| 642,9 | 633,5 | 569,7 |
| 760,4 | 768,9 | 646,2 |
| 650,7 | 532,5 | 599,9 |
| 515,1 | 585,9 | 609,5 |
| 930,9 | 842,7 | 779,3 |
| 823,7 | 655,4 | 572,4 |
| $721,9 \pm 135,2$ | $667,6 \pm 105,9$ | $631,1 \pm 71,8$ |

Tabela 5.14. DQO no ensaio com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$ e COV $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

| DQO (mg/L) | | |
|-------------------|-------------------|-------------------|
| Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
| 569,4 | 520,5 | 431,7 |
| 597,5 | 577,0 | 550,2 |
| 577,5 | 574,8 | 519,5 |
| 829,2 | 760,7 | 657,0 |
| 1164,0 | 1013,8 | 978,0 |
| $747,5 \pm 256,5$ | $689,3 \pm 202,8$ | $627,3 \pm 212,0$ |

Tabela 5.15. DQO no ensaio com $v = 10 \text{ m.h}^{-1}$ e COV $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

| DQO (mg/L) | | |
|--------------------|--------------------|--------------------|
| Ponto 3 | Ponto 5 | Saída |
| 1474,0 | 1458,6 | 1252,8 |
| 1840,5 | 921,0 | 1464,0 |
| 992,5 | 962,5 | 757,5 |
| 1610,0 | 1522,5 | 1617,5 |
| 1485,0 | 1480,0 | 1282,5 |
| $1480,4 \pm 310,1$ | $1268,9 \pm 299,9$ | $1274,9 \pm 324,6$ |

Partindo dos dados apresentados, determinou-se o coeficiente de velocidade de primeira ordem para cada ensaio. O método de ajuste considerou a menor soma dos mínimos quadrados de cada conjunto de dados, e em cada uma das etapas experimentais.

Nas Figuras 5.53 – 5.56 têm-se os valores médios de DQO obtidos durante a operação do EGSB com velocidade ascensional no tubo de 6 m.h^{-1} e a curva gerada pelo modelo ajustado em função do comprimento do reator. Os pontos de coleta 3 e 5 estão localizados em 29,5 e 61,5 cm do reator e de acordo com o modelo, os comprimentos de saída de cada um dos 5 CSTR são 32, 64, 96, 102 e 108 cm.

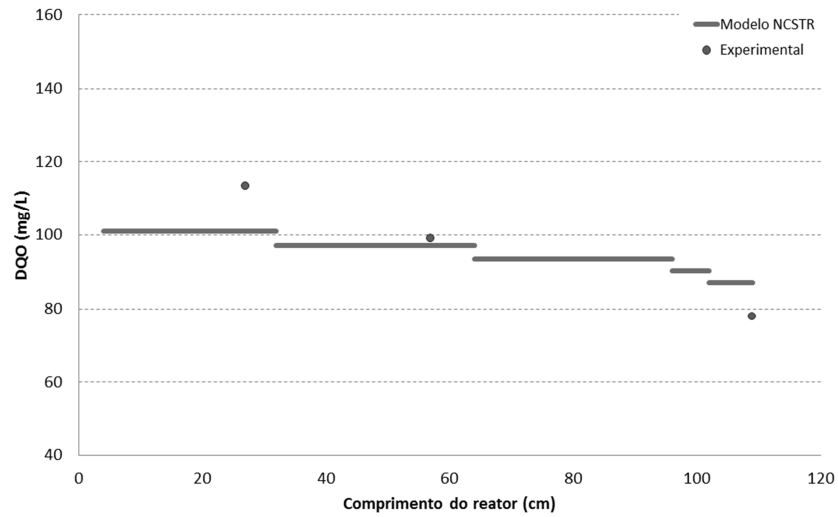


Figura 5.53. DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} .

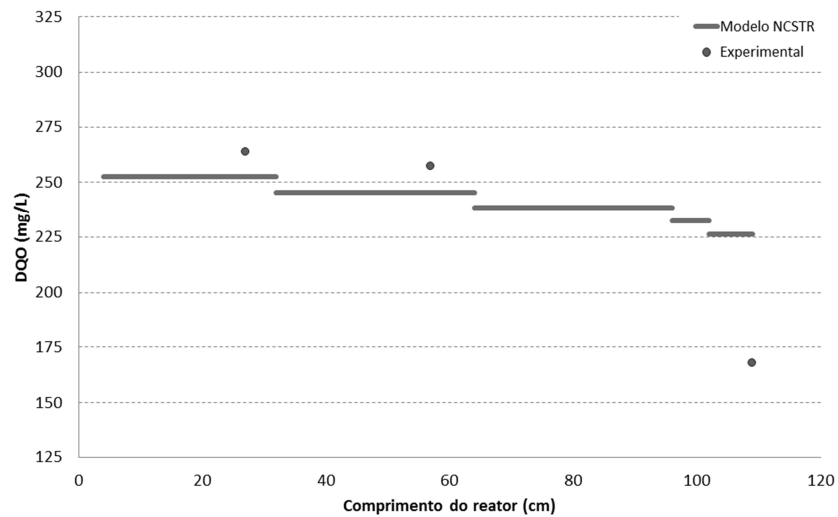


Figura 5.54. DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} .

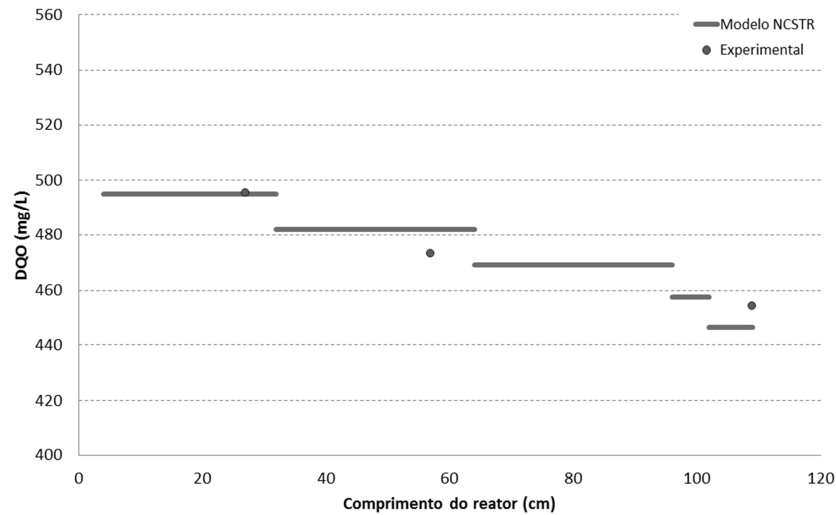


Figura 5.55. DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} .

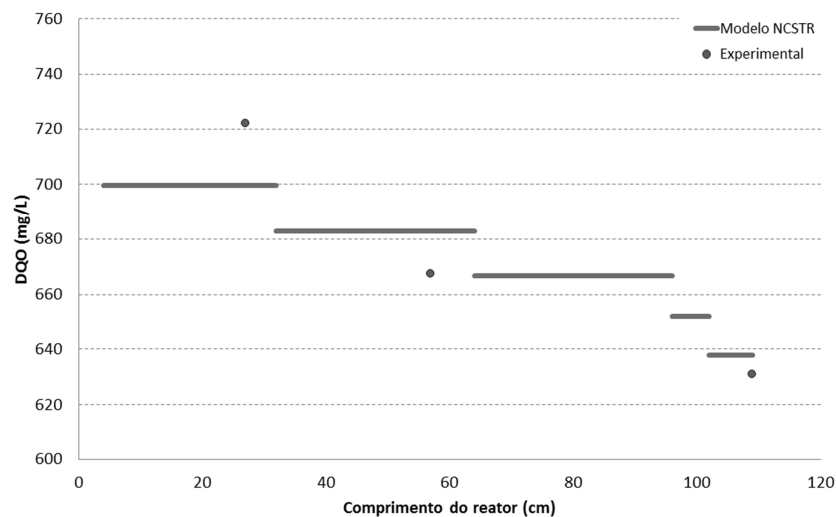


Figura 5.56. DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 6 m.h^{-1} .

Na Etapa 1, o coeficiente de velocidade aparente (k_{ap}) foi de $0,743 \text{ h}^{-1}$ nos ensaios operando com COV de $2 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, com um coeficiente de correlação de 0,97. Operando com $4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ foi de $0,578 \text{ h}^{-1}$, com correlação aos dados de 0,96. Com COV de $8 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ o k_a foi de $0,521 \text{ h}^{-1}$ e o coeficiente de correlação 0,93 e, com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ a constante de velocidade foi de $0,463 \text{ h}^{-1}$, também com correlação de 0,93.

Na Etapa 2, cujos dados operacionais e do modelo estão apresentados nas Figuras 5.57 e 5.58, o k_a obtido foi de $0,462 \text{ h}^{-1}$ e $0,387 \text{ h}^{-1}$ para as COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, respectivamente. Ambos os casos com correlação de 0,95.

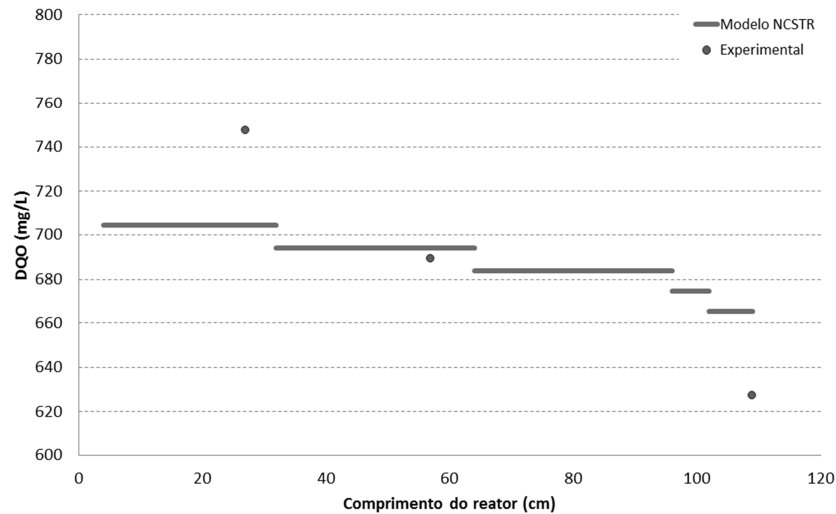


Figura 5.57. DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 10 m.h^{-1} .

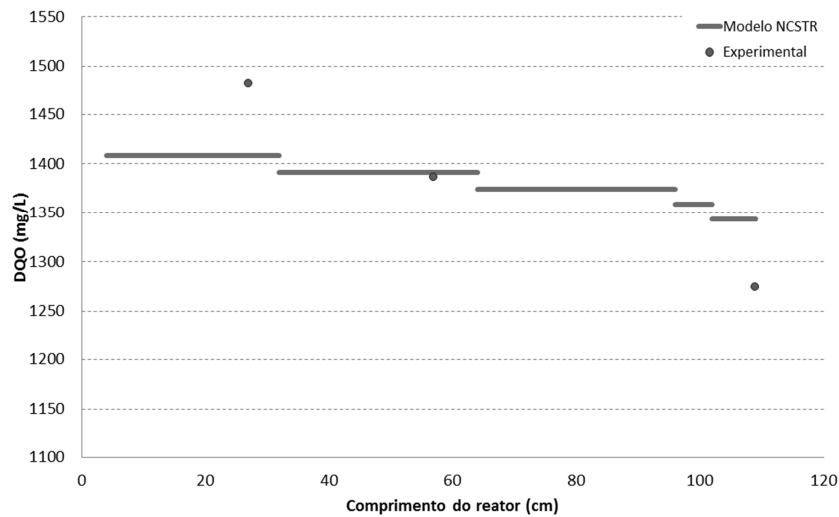


Figura 5.58. DQO obtida experimentalmente e pelo modelo NCSTR, operando com COV de $15 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e v de 10 m.h^{-1} .

Observou-se uma diminuição na constante cinética com o aumento da carga orgânica, ou seja, a velocidade de consumo foi mais lenta com o aumento na concentração de substrato.

Visto que a constante cinética depende da concentração de biomassa presente no meio, esta diminuição pode ter ocorrido devido à possível perda de biomassa ao longo da operação, causada por uma possível baixa eficiência do separador em manter a biomassa no interior do reator.

Gonçalves (2012), trabalhando com um reator híbrido (UASB-FA) no tratamento de efluente de suinocultura, observou o inverso, aplicando COV de $1,35 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, o valor de k foi $0,041 \text{ h}^{-1}$, aumentando para $0,077 \text{ h}^{-1}$ com COV de $2,62 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. De acordo com o autor, o aumento na quantidade de substrato implicou em maiores velocidades de conversão do mesmo, e concluiu que não houve limitações no metabolismo microbiano. No entanto, cita que os valores de k obtidos na literatura variam amplamente em função do sistema de tratamento, da configuração do reator e das características das águas residuárias.

Os parâmetros cinéticos são dependentes não só das características do lodo e da composição do substrato, como também das condições ambientais, por este motivo necessitam ser calculados especificamente para cada tipo de biomassa, água residuária, e nas condições ambientais de trabalho (MORAES, 2000).

5.5. Cinética Intrínseca

A cinética intrínseca pode ser determinada quando o ensaio ocorre em condições favoráveis para que as transferências de massa, interna e externa, possam ser desprezadas. Por este motivo, foram utilizadas as condições, que de acordo com Vieira (1996), possibilitam esta condição.

Os ensaios foram realizados com um sistema que simula uma operação em batelada, pois desta maneira, pode-se determinar a cinética em condições controladas. Segundo Gómez (2011), os valores dos parâmetros cinéticos determinados em reatores em batelada têm menos incerteza do que os valores determinados em outros tipos de reatores já que há menos variáveis a manusear.

O valor do pH no ensaio manteve-se numa faixa entre 6,10 e 6,77 no ensaio com concentração inicial de $191,2 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ (E1) e entre 6,40 e 6,95 quando C_0 foi de $325,3 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ (E2).

O modelo cinético de primeira ordem frequentemente é utilizado para descrever as reações que ocorrem no tratamento biológico de águas residuárias (PINHEIRO, 2006). Para aplicar esse modelo, presume-se que as transformações químicas são irreversíveis, e ocorrem com velocidade de reação homogênea de primeira ordem (GONÇALVES, 2012).

No presente trabalho, foi considerada cinética de primeira ordem e o balanço de massa realizado para um sistema operando em batelada.

No Ensaio 1 (Figura 5.59), o valor da constante cinética foi $7,07 \cdot 10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ ($0,071 \text{ h}^{-1}$) utilizando o método da regressão linear (RL) da curva de $\ln(C_0/C)$ em função do tempo e de $7,59 \cdot 10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ ($0,076 \text{ h}^{-1}$) pelo método dos mínimos quadrados (MQ), com soma dos mínimos quadrados (MQ) de 1137,79. Utilizando ambos os métodos, o coeficiente de correlação foi de 0,93.

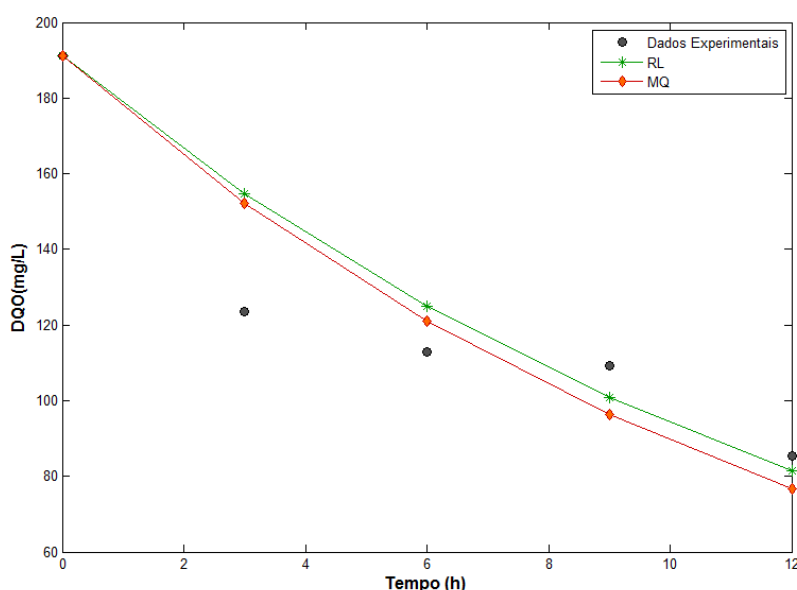


Figura 5.59. Dados experimentais e ajustes da constante cinética intrínseca utilizando o método da regressão linear (RL) e dos mínimos quadrados (MQ) para o ensaio E1.

No Ensaio 2 (Figura 5.60), o coeficiente de correlação foi 0,94 e a constante cinética foi de $6,35 \cdot 10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ ($0,109 \text{ h}^{-1}$) pelo primeiro método e $7,40 \cdot 10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ ($0,126 \text{ h}^{-1}$) pelo segundo, com soma dos erros de 4363,3.

Os valores apresentados pelos dois métodos foram próximos. No entanto, recomenda-se o uso do MQ, a fim de minimizar erros causados por aproximação.

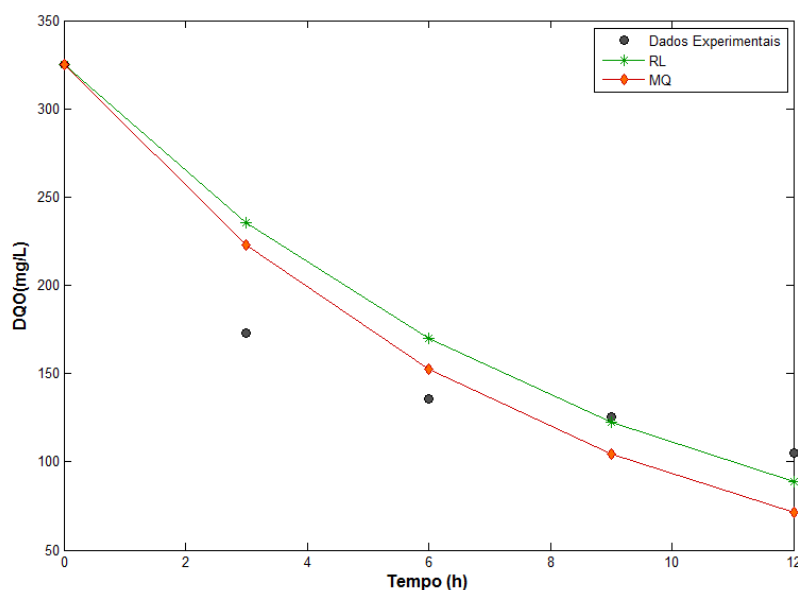


Figura 5.60. Dados experimentais e ajustes da constante cinética intrínseca utilizando o método da regressão linear (RL) e dos mínimos quadrados (MQ) para o ensaio E2.

Moraes e Paula Jr. (2001) realizaram um ensaio de biodegradabilidade anaeróbia de efluentes agroindustriais, lodo de abatedouro de aves com substrato de bovinocultura e suinocultura adaptado (60 dias) e não adaptado, lodo de bovinocultura de suinocultura com seus respectivos substratos, em ensaio utilizado *shaker*. Na avaliação do lodo e substrato de suinocultura, como proposto no presente trabalho, os autores obtiveram valor de k de $0,041 \text{ h}^{-1}$. Valor inferior ao observado neste trabalho. No entanto, os autores utilizaram uma relação substrato/biomassa de 0,5, enquanto que no presente trabalho, a relação foi de 0,2.

Devido a problemas ocorridos com a câmara de controle de temperatura do reator, o ensaio de cinética intrínseca não foi realizado com a biomassa que já estava adaptada ao reator durante toda a operação do mesmo. Utilizou-se o mesmo lodo inicial, e este foi adaptado no reator novamente durante cerca de 20 dias.

6. CONCLUSÕES

Ajustando os dados hidrodinâmicos do reator EGSB ao modelo de dois reatores tubulares em série (Tub-Tub) concluiu-se que, o escoamento deste pode ser aproximado como tubular com alta dispersão na região do tubo, seguido de um reator contínuo de mistura completa na região do separador. Simplificando este modelo para duas séries de N reatores CSTR (NCSTR), obteve-se que o reator pode ser considerado como cinco reatores contínuos de mistura completa em série, sendo três na região do tubo e dois na região do separador.

Após a operação do reator EGSB com água residuária sintética como substrato, observou-se que, com o aumento da COV aplicada ocorreu uma pequena queda na eficiência de remoção de DQO, provavelmente em razão de um separador trifásico com eficiência abaixo da necessária para a retenção da biomassa no interior do reator, implicando em perdas da mesma, isto aliado a uma possível sobrecarga para o consórcio microbiano. Apesar disto, a eficiência foi satisfatória, apresentando valores superiores a 75%.

O possível desequilíbrio na microbiota do reator foi confirmado com o acúmulo de ácidos graxos voláteis, principalmente após o aumento da COV para $10 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, se agravando com o aumento da velocidade para início da Etapa 2.

A relação AI/AP no efluente foi superior à recomendada, porém, não foi responsável por efeitos negativos na eficiência de remoção de matéria orgânica, pois não foram observadas quedas significativas nos valores de pH.

Para que o reator EGSB seja utilizado para remoção de compostos nitrogenados juntamente com os compostos orgânicos, é importante que novas técnicas sejam adotadas ou que seja aplicado um sistema de pós-tratamento.

Foi observada uma grande diversidade microbiológica distribuída de forma relativamente homogênea ao longo do reator, com presença de microrganismos característicos em sistemas de digestão anaeróbia, tais como cocos e bacilos de diferentes dimensões, e microrganismos similares aos dos gêneros *Methanosaeta* e *Methanosarcina*.

No estudo da cinética, adicionando o termo reacional no modelo adotado, o NCSTR, e ajustando-o aos dados operacionais em cada uma das condições aplicadas, tem-se que a constante cinética de primeira ordem aparente apresentou diminuição com o aumento da carga orgânica volumétrica aplicada, provavelmente devido a um desequilíbrio microbiano causado pelo excesso de substrato, aliado a uma perda de biomassa ao longo do processo. E, no ensaio para determinação da cinética intrínseca, obteve-se um valor de $7,5.10^{-5} \text{ L.mgSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ para a constante cinética de primeira ordem.

7. SUGESTÕES

- Em relação à hidrodinâmica, sugere-se que novos modelos sejam propostos, considerando e ajustando um possível tempo morto. E, também trabalhando com o ajuste de NCSTR, porém com volumes diferentes.
- Visando um conhecimento ainda mais aprofundado das características do reator EGSB, sugere-se que ensaios sejam realizados com coleta de dados em mais pontos do reator, inclusive ao longo do separador, a fim de que se comprove a importância de se trabalhar com a divisão do reator em duas regiões (tubo e separador), além da realização de ajustes cinéticos relacionando um maior número de pontos.
- O separador trifásico utilizado foi baseado em separadores de reatores UASB. No entanto, sugere-se que, devido à alta taxa de recirculação, que separadores mais eficientes sejam utilizados.
- A fim de estudar o tempo de recuperação do reator a choques de carga e hidráulicos, sugere-se a realização de estudos transientes, com análises, por exemplo, de DQO, AGV, pH e alcalinidade ao longo do tempo.
- Avaliar de modo mais aprofundado a microbiota dos grânulos, analisando-os em suas diferentes camadas, como realizado por Oliveira (1997) em reator UASB, podendo-se assim ter um melhor conhecimento da formação dos grânulos neste tipo de reator. Além disto, a análise microbiológica poderia ser complementada com a identificação mais específica dos microrganismos.
- Foi observado que a constante cinética depende da quantidade de biomassa adicionada ao sistema. Assim, sugere-se que o ensaio para a determinação da cinética intrínseca, apresentado no presente trabalho, seja realizado para diferentes concentrações de biomassa, com o intuito de se obter uma relação entre o valor de k e a quantidade de biomassa aplicada.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABREU NETO, M. S. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 170 p. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária). Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho" (UNESP), Jaboticabal, 2007.

AHRING, B. K.; SANDBERG, M.; ANGELIDAKI, I. Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. **Applied Microbiology Biotechnology**, v. 43, p. 559 – 565, 1995.

AIVASIDIS, A.; DIAMANTIS, V. I. Biochemical reaction engineering and process development in anaerobic wastewater treatment. **Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology**, v. 92, p. 49 – 76, 2005.

ALBUQUERQUE, M. F. G. **Tratamento do glicerol bruto proveniente da produção de biodiesel visando a geração de metano**. 2014. 80 p. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia). Universidade Federal de Ouro Preto. Ouro Preto, 2014.

ALPHENAAR, P. A.; VISSER, A.; LETTINGA, G. The effect of liquid upward velocity and hydraulic retention time on granulation in UASB reactors treating wastewater with a high sulfate content. **Bioresource Technology**, v. 43, n. 3, p. 249-258, 1993.

ALVES, M.M., MOTA, M., NOVAES, J.M. Técnicas de Caracterização e Estudo de Digestores Anaeróbio. **Boletim de Biotecnologia**, n. 52, p. 103-110, 1995.

ANNACHHATRE, A. P. Anaerobic treatment of industrial wastewaters. **Resources, Conservation and Recycling**. n. 16, p. 161 – 166, 1996.

ANTONOPOULOU, G.; GAVALA, H. N.; SKIADAS, I. V.; LYBERATOS, G. Modeling of fermentative hydrogen production from sweet sorghum extract based on modified ADM1. **International Journal of Hydrogen Energy**. v. 37, n. 1, p. 191-208, 2012.

ANUNZIATO, P. A. **Efeito do *thiobacillus thiooxidans* na corrosão do aço 430**. 2008. 73 p. Dissertação (Mestrado em Química Aplicada). Universidade Estadual do Centro-Oeste, (UNICENTRO), Guarapuava – PR, 2008.

APHA (AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION); AWWA (AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION); WEF (WATER ENVIRONMENT FEDERATION). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 19 ed. 1995.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C.A.L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária Ambiental**. v.10, n.2, 2005.

ARAÚJO JR, M. M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 160 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo (USP), São Carlos, 2006.

ARAÚJO, O. Q. F. Modelagem Dinâmica de Processos. **Notas de Aula**. Edição 09/2003. Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2003.

ATKINS, P.; PAULA, J. **Físico-Química**. 8 ed., v. 2, cap. 22, 427 p. Tradução: Silva, E. C. et al. RJ:LTC, 2008.

BADINO JR, A. C.; CRUZ, A. J. G. **Fundamentos de balanço de massa e energia: um texto básico para análise de processos químicos**. São Carlos: EdUFSCar, 236 p. 2010.

BARANA, A.C. **Avaliação de tratamento de manureira em biodigestores fase acidogênica e metanogênica**. 2000. 95 p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônomicas, UNESP. Botucatu - SP. 2000.

BASSIN, J. P. **Remoção biológica de nutrientes em sistemas compactos e estudo da diversidade microbiana por técnicas de biologia molecular**. 2012. 209 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio de Janeiro – COPPE, 2012.

BATSTONE, D. J. Mathematical modelling of anaerobic reactors treating domestic wastewater: Rational criteria for model use. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, 5, p. 57 – 71, 2006.

BATSTONE, D. J.; KELLER, J.; ANGELIDAKI, I.; KALYUZHNYI, S. V.; PAVLOSTATHIS, S. G.; ROZZI, A.; SANDERS, W. T. M.; SIEGRIST, H.; VAVILIN, V. A. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). **Water Science and Technology**, v. 45, n. 10, p. 65–73. 2002.

BEJAN, A. **Convection heat transfer**. 2 ed. John Wiley & Sons. 1995.

BERGMANN, B. A.; CHENG, J.; CLASSEN, J.; STOMP, A. In vitro selection of duckweed geographical isolates for potential use in swine lagoon effluent renovation. **Bioresource Technology**, v. 73, p. 13-20, 2000.

BERTONCINI, E. I. Dejetos da Suinocultura – Desafios para o uso Agrícola. **Pesquisa & Tecnologia**, v. 8, n. 2, 2011.

BHATTACHARYYA, D.; SINGH, K. S. Understanding the Mixing Pattern in an Anaerobic Expanded Granular Sludge Bed Reactor: Effect of Liquid Recirculation. **Journal of Environmental Engineering**. v. 136, p. 576-584, 2010.

BOLLE, W. L. et al. An integral dynamic model for the UASB reactor. **Biotechnology and Bioengineering**. v.28, n.11, p. 1621-1636, 1986. Cited by: CARVALHO, K. Q; SALGADO, M. T.; PASSIG, F. H; PIRES, E. C. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Engenharia Sanitária e Ambiental [online]**. v. 13, n. 2, p. 226-235, 2008.

BORGES, A. C. **Influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbio em batelada sequencial contendo biomassa imobilizada**. 2003. 137 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo, São Carlos. 2003.

BRITO, A. G.; MELO, L. F. A Simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors. **Environmental Technology**. v. 18, p. 35-44, 1997.

CALLEGARI-JACQUES, S. M. **Bioestatística: princípios e aplicações**. Porto Alegre: Artemed. 255p. 2003.

CAMPOS, C. M. M.; DAMASCENO, L. H. S.; MOCHIZUKI, E. T.; BOTELHO, C. G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 2, p. 390-399, 2005.

CAMPOS, J. R.; PEREIRA, J. A. R. Reator anaeróbio de leito expandido/fluidizado. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. **PROSAB**, Cap. 8. 1999.

CARDOSO, A. M.; CLEMENTINO, M. B. M.; MARTINS, O. B.; VIEIRA, R. P.; ALMEIDA, R. V.; ALQUERES, S. M. C.; ALMEIDA, W. I. *Archaea*: potencial biotecnológico. **Revista Biotecnologia, Ciência e Desenvolvimento**. 30 ed., p. 71 – 77, 2003.

CARRIÓN, J. M. P. **Análisis de flujos y factores que determinan los periodos de retención**. Manual de evaluación. Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano. Lima, CEPIS/OPS. cap. 2. 1992.

CARVALHO, K. Q; SALGADO, M. T.; PASSIG, F. H; PIRES, E. C. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Engenharia Sanitária e Ambiental [online]**. v.13, n. 2, p. 226-235, 2008.

CARVALHO JR, O. **Nova configuração de biofiltro aerado submerso utilizado no pós-tratamento do efluente de reator UASB**. 2008. 144 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

CESTARI, J. L.; MATSUMOTO, T.; DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; LIBANIO, M. Avaliação hidrodinâmica de unidade piloto de floculação mecanizada. **Engenharia Sanitária e Ambiental [online]**. v. 17, n. 1, p. 95-106, 2012.

CHEN, T.; PING, Z.; SHEN, L.; DING, S.; MAHMOOD, Q. Kinetic characteristics and microbial community of Anammox-EGSB reactor. **Journal of Hazardous Materials**. v. 190, ed. 1-3, p. 8-35, 2011.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: Princípio do tratamento biológico de águas residuárias**. v. 5, 2 ed. Belo Horizonte: UFMG, 1997.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A. C.; FORESTI, E. CYBIS, L. F. Aplicabilidade da tecnologia anaeróbia para o tratamento de esgotos domésticos. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, **PROSAB**, 2001.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A.; AISSÉ, M. M. CAVALCANTI, P. F. F. Reatores anaeróbios de manta de lodo. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. **PROSAB**, Cap. 7. 1999.

CHOU, H. H.; HUANG, J. S.; CHEN, S. K.; LEE, M. C. Process kinetics of an expanded granular sludge bed reactor treating sulfate-containing wastewater. **Chemical Engineering Journal**. v. 170, n. 1, p. 233–240, 2011.

CHOU, H. H.; HUANG, J. S.; JHENG, J. H.; OHARA, R. Influencing effect of intra-granule mass transfer in expanded granular sludge-bed reactors treating an inhibitory substrate. **Bioresource Technology**, 99, p. 3403–3410, 2008.

CHRISTOFOLETTI, A. **Modelagem de sistemas ambientais**. Edgard Blücher, São Paulo. 2004.

CHUNJUAN, D.; QINGWEI, L.; ZHAOYU, G.; HAIHUI, W.; ZENGZHANG, W. Quick startup of EGSB reactor seeded with anaerobic digestion sludge for the treatment of actual domestic sewage under ambient temperature. **Bioinformatics and Biomedical Engineering (iCBBE)**, p. 2151-7614, 2010.

CLAUDEL, S. FONTEIX, C.; LECLERC, J. P.; LINTZ, H. G. Aplicação da teoria de possibilidades para a modelagem de compartimento de padrão de fluxo em processos industriais. **Chemical Engineering Science**. v. 58, n. 17, p. 4005-4016, 2003.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE (CONAMA). **Resolução nº 430 de 13 de maio de 2011**. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Diário Oficial da União. 9 p. 2011.

CORREIA, G. T. **Tratamento Biológico de Manipueira utilizando Reator Anaeróbio Compartmentado Vertical (RACoV)**. 2007. 32 p. Monografia (Bacharelado em Química Ambiental). Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas (IBILCE). UNESP, 2007.

CORREIA, G. T.; KWONG, W. H. Simulation of anaerobic fixed bed reactors using high Peclet number values. In: World Congress on Anaerobic Digestion, Recovering (bio) Resources for the World (AD13), 13, 2013, Santiago de Compostela - Espanha. **Anais do XIII World Congress on Anaerobic Digestion**, 2013.

CORREIA, G. T. **Efeito da Concentração do Meio Suporte e Relação entre Áreas no Desempenho de Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado com Circulação Interna no Tratamento de Esgoto Doméstico**. 2010. 111 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil – Rec. Hídricos e Tecnologias Ambientais). Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira (FEIS). UNESP. 2010.

DAI, R.; LIU, Y.; LIU, X.; ZHANG, X.; ZENG, C.; LI, L. Investigation of a sewage-integrated technology combining an Expanded Granular Sludge Bed (EGSB) and an electrochemical reactor in a pilot-scale plant. **Journal of Hazardous Materials**. v. 192, p. 1161 – 1170, 2011.

DE ZEEUW, W.J.; LETTINGA, G. Use of anaerobic digestion for wastewater treatment. **International Journal of General and Molecular Microbiology**. v. 46, n. 1, p. 110-112, 1980.

DEL NERY, V.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; DOMINGUES, M. R.; ZAIAT, M. Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. **Bioresource Technology**. v. 99, p. 2018–2024, 2008.

DELFORNO, T. P.; MOURA, A. G. L.; OKADA, D. Y.; VARESCHE, M. B. A. Effect of biomass adaptation to the degradation of anionic surfactants in laundry wastewater using EGSB reactors. **Bioresource Technology**, v. 154, p. 114–121, 2014.

DELFORNO, T. P. **Caracterização microbiana e remoção do alquilbenzeno linear sulfonado em reator EGSB**. 2011. 102 p. Dissertação (Mestrado em Ciências da Engenharia Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, 2011.

DIAMANTIS, V.; AIVASIDIS, A. Kinetic analysis and simulation of UASB anaerobic treatment of a synthetic fruit wastewater. **Global NEST Journal**. v. 12, n. 2, p. 175-180, 2010.

DUDA, R. M. **Desempenho de sistema composto por reatores anaeróbios em série seguido de filtro biológico percolador no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2010. 241 p. Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária). Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias. UNESP, Jaboticabal, 2010.

ESTEVES, A. S. **Degradação de alquilbenzeno linear sulfonado em reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente**. 2010. 53 p. Monografia. Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, 2010.

FABIANO, M. **Simulação estacionária e dinâmica do reator anaeróbio horizontal de leito fixo para o tratamento de águas residuárias**. 2005. 96 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), 2005.

FANG, C.; O-THONG, S.; BOE, K.; ANGELIDAKI, I. Comparison of UASB and EGSB performance, for treatment of raw and deoiled palm oil mill effluent (POME). **Journal of Hazardous Materials**. v. 189, p. 229 – 234, 2011.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto**. 2001. 80 p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, UNESP. Botucatu, 2001.

FERNANDES, G. F. R.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 26, n. 1, p. 243-256, 2006.

FONTOURA, D. V. R. **Contribuição à modelagem matemática do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) para tratamento de águas residuárias**. 2004. 131 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2004

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P.F.F. Fundamentos do tratamento anaeróbio, In: CAMPOS, J.R. (Coord.) Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES. **PROSAB**, Cap. 2, p.29-52. 1999.

FRANCESCHINI, F. S. **Modelagem mecânica e aproximação por métodos estabilizados de escoamentos multicomponentes**. 2002. 168 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Escola de Engenharia - Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2002.

FREIRE, F. B.; PIRES, E. C.; FREIRE, J. T. Tratamento anaeróbio de pentaclorofenol em reator de leito fluidificado alimentado com água residuária sintética contendo glicose como fonte única de carbono. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. v. 13, n. 3, p. 339-346, 2008.

FUENTES, M.; SCENNA, N. J.; AGUIRRE, P. A. A coupling model for EGSB bioreactors: Hydrodynamics and anaerobic digestion processes. **Chemical Engineering and Processing**. v. 50, p. 316–324, 2011.

GERVÁSIO, E. W. **Suinocultura: análise da conjuntura agropecuária. prognóstico**. Secretaria da agricultura e do abastecimento. Governo do Estado do Paraná, 2013.

GÓMEZ, R. R. **Upflow Anaerobic Sludge Blanket reactor: modelling**. Thesis (Licentiate in Chemical Engineering). 2011. 52 p. School of Chemical Science and Engineering. Royal Institute of Technology. Stockholm, Sweden. 2011.

GONÇALVES, G. C. **Desempenho de reator anaeróbio híbrido no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2012. 83 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola). Universidade Federal de Viçosa, Viçosa – MG. 2012.

GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; ANDRADE NETO, C. O.; SOBRINHO, P. A. KATO, M. T.; COSTA, R. H. R. AISSE, M. M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbio, **PROSAB**, v. 2, 82 p. 2001.

GRIFFITHS, R. I.; WHITELEY, A. S.; DONNELL, A. G.; BAILEY, M. J. Rapid method for coextraction of DNA and RNA from natural environments for analysis of ribosomal DNA- and rRNA-based microbial community composition. **Applied and Environmental Microbiology**. v. 66, n. 12, p. 5488-5491, 2000.

GUO, W. Q.; REN, N. Q.; WANG, X. J.; XIANG, W. S.; MENG, Z. H.; DING, J.; QU, Y. Y. ZHANG, L. S. Biohydrogen production from ethanol-type fermentation of molasses in an expanded granular sludge bed (EGSB) reactor. **International Journal of Hydrogen Energy**. v. 33, p. 4981–4988, 2008.

HANISCH, W. S E PIRES, E. C. Modelagem hidrodinâmica de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB). **Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental**, 25, 1996. Cidade do México. 1996.

HERNANDEZ-MARTINEZ, E.; PUEBLA, H.; MENDEZ-ACOSTA, H. O.; ALVAREZ-RAMIREZ, J. Fractality in pH time series of continuous anaerobic bioreactors for tequila vinasses treatment. **Chemical Engineering Science**. v. 10, p. 17–25. 2014.

HILL, D. T. A comprehensive dynamic model for animal waste methanogenesis. **Transactions of the American Society of Agricultural Engineers**. v. 25, n. 5, p. 1374-1380, 1982.

HILL, D. T.; Cobb, S. A.; Bolte, J. P. Using volatile fatty acid relationships to predict anaerobic digester failure. **Transactions of the American Society of Agricultural Engineers**. v. 30, n. 2, p. 496-501, 1987.

HOBSON, P. N. e WHEATLEY, A. D. **Anaerobic digestion modern theory and practice**. Elsevier Science Publishers, London, 1993.

INCE, B.; CETECIOGLU, Z.; CELIKKOL, S.; INCE, O. The microbial diversity, methane production, operational routine of an anaerobic reactor treating maize processing wastewater. **Water Practice and Technology**. v. 7, n. 2, 2012.

KATO, M. T.; FLORENCIO, L; ARANTES, R. F. M. Tratamento de esgotos sanitários em reatores tipo EGSB anaeróbio e aeróbio. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, PROSAB, v. 2, p. 175 – 184. 2001.

KATO, M. T.; REBAC, S. R.; LETTINGA, G. Anaerobic treatment of low-strength brewery wastewater in expanded granular sludge bed reactor. **Applied Biochemistry and Biotechnology**. v. 76, p. 15 – 22, 1999.

KUDO, Y.; NAKAJIMA, T.; MIYAKI, T.; OYAIZU, H. Methanogen flora of paddy soils in Japan. **FEMS Microbiology Ecology**. v. 22, n. 1, p. 39–48, 1997.

LAPA, K. R. **Avaliação de desempenho do reator anaeróbio em batelada sequencial (ASBR), contendo biomassa imobilizada em pedra pome, para tratamento de esgoto sanitário**. 2003. 106 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, 2003.

LAZARO, C Z ; HIRASASWA, J S ; VARESCHE, M. B. ; ADORNO, M A T . Development of an HPLC method for the analysis of eleven short chain organic acids in bioproduction of hydrogen. In: Congresso Latino Americano de Cromatografia e Técnicas Relacionadas (COLACRO), 12, 2008, Florianópolis - SC. **COLACRO**, 2008.

LECLERC, M.; DELGÈNES, J. P.; GODON, J. J. Diversity of the archaeal community in 44 anaerobic digesters as determined by single strand conformation polymorphism analysis and 16S rDNA sequencing. **Environmental Microbiology**. v. 6, n. 8, p. 809 – 819, 2004.

LEE, Y. S.; HAN, G. B. Pig slurry treatment by a hybrid multi-stage unit system consisting of an ATAD and an EGSB followed by a SBR reactor. **Biosystems Engineering III**. p. 243 – 250. 2012.

LEITE, V.D., LOPES, W.S., SOUSA, J.T., PRASAD, S. Tratamento anaeróbio de resíduos orgânicos com baixa concentração de sólidos. **Engenharia Sanitária Ambiental**, v. 9, n.4. 2004.

LETTINGA, G. Direct anaerobic treatment handles wastes effectively. **Industrial Wastes**. v. 25, n. 1, p. 18-20, 1979.

LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A. F. M.; HOBMA, S. W.; DE ZEEUW, W. J.; KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 22, p. 699-734. 1980.

LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., DE ZEEUW, W., HOBMA, S.W. Feasibility of the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) process. Conference Proceeding Paper. **Environmental Engineering**. p. 35-45, 1979.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L. Advanced reactor design, operation and economy. *Water Science and Technology*. v. 18, n. 12, p. 99 – 108, 1986.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. 3 ed. São Paulo: Edgard Blucher. 2000.

LI, X. M.; GUO, L.; YANG, Q.; ZENG, G. M.; LIAO, D. X. Removal of carbon and nutrients from low strength domestic wastewater by expanded granular sludge bed-zeolite bed filtration (EGSB-ZBF) integrated treatment concept. **Process Biochemistry**. v. 42, n. 8, p. 1173–1179, 2007.

LIN, P. Y.; WHANG, L. M.; WU, Y. R.; REN W. J.; HSIAO, C. J.; LI, S. L.; CHANG, J. S. Biological hydrogen production on the genus *Clostridium*: Metabolic study and mathematical model simulation. **International Journal of hydrogen energy**, v. 32, p. 1728 – 1735, 2007

LIU, Y.; XU, H. L.; SHOW, K. Y.; TAY, J. H. Anaerobic granulation technology for wastewater treatment. **World Journal of Microbiology & Biotechnology**. v.18, p. 99-113, 2002.

LIU, J. Y.; BIAN, H. D. B.; CAO, Y. L. ZHONG, J. P.; HU, J.; LIU, Q.; QIAN, G. R.; LIU, F. TAI, J. Quick start-up of EGSB reactor treating fresh leachate of municipal solid waste. **Journal of Shanghai University (English Edition)**. v. 15, n. 3, p. 212-217, 2011.

LÓPEZ, I.; BORZACCONI, L. Modelling of an EGSB treating sugarcane vinasse using first-order variable kinetics. **Water Science & Technology**. v. 64, p. 2080-2088. 2011.

LÓPEZ-FERNÁNDEZ, R.; ARISTIZÁBAL, C.; IRUSTA, R. Ultrafiltration as an advanced tertiary treatment of anaerobically digested swine manure liquid fraction: A practical and theoretical study. **Journal of Membrane Science**. v. 375, n. 1-2, p. 268–275, 2011.

LOURENÇO, A. M. P. **Desempenho de um sistema composto de reator UASB filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa para o tratamento de águas residuárias da suinicultura**. 2006. 129 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola). Universidade Federal de Lavras, Lavras – MG, 2006.

MARTINS, V. F.; PASSIG, K. Q. C.; PASSIG, F. H. Resposta dinâmica de reator UASB submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos. **Seminário de Iniciação Científica e Tecnológica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR)**, 17, 2012.

MATANGUE, M. T. A.; CAMPOS, C. M. M. Determination of kinetic parameters of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB), treating swine wastewater. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 35, n. 6, p. 1204-1210, 2011.

MESQUITA, P. L.; AFONSO, R. J. C. F.; AQUINO, S. F.; LEITE, G. S. Validação de método de cromatografia líquida para a determinação de sete ácidos graxos voláteis intermediários da digestão anaeróbia. **Engenharia Saniária e Ambiental [online]**. v.18, n.4, p. 295-302, 2013.

MOLETTA, R. VERRIER, D.; ALBAGNAC, G. Dynamic modelling of anaerobic digestion. **Water Research**. v. 20, n. 4, p. 427-434, 1986.

MONROY, O. Control de la digestión anaerobia. Curso de bioprocesos anaerobios para el tratamiento de aguas residuales industriales, 1992. In: Pacheco, J., Magaña A., Arranque de un reactor anaerobio, **Ingeniería Revista Académica**, v. 7, n. 1, p. 21-25, 2003.

MORAES, L. M.; PAULA JR, D. R. Avaliação da Biodegradabilidade Anaeróbia de Águas Residuárias da Bovinocultura e da Suinocultura. **Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 21, 2001, João Pessoa – PB. 2001.

MORAES, L. M. **Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de dejetos oriundos de atividades zootécnicas**. 2000. 96 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola). Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas, 2000.

MOTERANI, F. **Monitoramento biológico e físico-químico de reatores anaeróbios (RAC-UASB) no tratamento de efluentes líquidos da suinocultura**. 2010. 220 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola). Universidade Federal de Lavras, Lavras – MG, 2010.

MUYZER, G.; DE WAAL, E. C. UITIERLINDEN, A. G. Profiling of Complex Microbial Populations by Denaturing Gradient Gel electrophoresis Analysis of Polymerase Chain Reaction-Amplified Genes Coding for 16S rRNA. **Applied and Environmental Microbiology**, p. 695-700, 1993.

NARDI, I. R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Respostas do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) nos Ensaio Hidrodinâmicos com Diferentes Traçadores. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 19, 1997. **ABES**. Foz do Iguaçu - PR. 1997.

NEVES, L. M. G. F. **Caracterização de biomassa anaeróbia granular: Análise qualitativa e quantitativa de imagem, hibridização com sondas genéticas (FISH) e técnicas histológicas**. 2002. 102 p. Dissertação (Mestrado em Tecnologia do Ambiente). Escola de Engenharia. Universidade do Minho, 2002.

NUBEL, U.; ENGELEN, B.; FELSRE, A.; SNAIDR, J.; WIESHUBER, A.; AMANN, R. I.; LUDWIG, W.; BACKHAUS, H. Sequence heterogeneities of genes encoding 16S rRNAs in *Paenibacillus polymyxa* detected by temperature gradient gel electrophoresis. **Journal of Bacteriology**. v. 178, n. 19, p. 5636-5643, 1996.

NÚÑEZ, L.A.; MARTÍNEZ, B. Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in an expanded granular sludge bed (EGSB) reactor. **Water Science and Technology**, v. 40, n. 8, p. 99 – 106, 1999.

NTAIKOU, I.; GAVALA, H. N.; LYBERATOS, G. Application of a modified Anaerobic Digestion Model 1 version for fermentative hydrogen production from sweet sorghum extract by *Ruminococcus albus*. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 35, p. 3423 – 3432, 2010.

OLIVEIRA, R. A. **Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura**. 1997. 359 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo. São Carlos – SP, 1997.

OLIVEIRA, R. A.; SANTANA, A. M. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios seguidos de reator operado em batelada sequencial (RBS). **Engenharia Agrícola [online]**. v. 31, n. 1, p. 178-192, 2011.

OLIVEIRA, R. A.; SANTANA, A. M.; DUDA, E. R. M. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores UASB em série. **Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion (DAAL)**, 10, 2011. Ouro Preto – MG. 2011.

OLIVEIRA, S. V. W. B. **Avaliação da degradação e toxicidade de formaldeído em reator anaeróbio horizontal de leito fixo**. 2001. 112 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, São Carlos – SP, 2001.

PACHECO, J.; MAGAÑA A. Arranque de un reactor anaerobio, **Ingeniería Revista Académica**, v. 7, n. 1, p. 21-25, 2003.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando efluentes de suinocultura. **Revista Ambiente & Água**, Taubaté, v. 4 n. 3, p. 157-168, 2009.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; QUADRO, M. S.; ANTUNES, R. M.; KOETZ, P. R. Influência da recirculação e da alcalinidade no desempenho de um reator UASB no tratamento de efluente de suinocultura. **Revista Brasileira de Agrociência**, v. 10, n. 1, p. 103-110. 2004.

PILOTTO, J. S. **Contribuições para modelagem matemática do comportamento dos tanques sépticos para remoção de matéria orgânica**. 2004. 187 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos). Universidade Federal do Paraná. Curitiba - PR, 2004.

PINHEIRO, D. M. **Influência da velocidade de recirculação no tratamento anaeróbio de esgoto sintético em biorreator operado em batelada sequencial contendo biomassa granulada**. 2006. 116 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos). Escola de Engenharia de Mauá. São Caetano do Sul – SP, 2006.

PINTO, J. C.; LAGE, P. L. C. **Métodos numéricos em problemas de engenharia química**. Escola piloto em engenharia química COPPE/UFRJ. 1 ed. Rio de Janeiro: E-papers, 2001.

PONTES, R. F. F.; PINTO, J. M. Analysis of integrated kinetic and flow models for anaerobic digesters. **Chemical Engineering Journal**. v. 122, n. 1- 2, p. 65-80, 2006.

PUYOL, D.; MOHEDANO, A. F.; SANZ, J. L.; RODRÍGUEZ, J. J. Comparison of UASB and EGSB performance on the anaerobic biodegradation of 2,4-dichlorophenol. **Chemosphere**. v. 76, p. 1192 – 1198, 2009.

REN, T. T.; MU, Y.; NI, B. J.; YU, H. Q. Hydrodynamics of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors. **Environmental and Energy Engineering**. v. 55, n. 2. p. 576-528, 2009.

RIPLEY, L. F.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 58, n. 5, p. 406 – 411, 1986.

RODRIGUES, L.; SILVA, I. J.; ZOCRATO, M. C. O. PAPA, D. N.; VON SPERLING, M.; OLIVEIRA, P. R. Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental [online]**. v. 14, n. 1, p. 94-100, 2010.

RODRÍGUEZ-GÓMEZ, R.; RENMAN, G.; MORENO, L.; LIU, L. A model to describe the performance of the UASB reactor. **Biodegradation**, p. 1-13. 2014.

SALÉH, B. B.; CAMPOS, C. M. M.; FIGUEIREDO, J. G. Levantamento de parâmetros cinéticos medidos em reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala-piloto tratando efluentes de laticínio. **Acta Scientiarum. Technology**, Maringa, v. 31, n. 1, p. 51-56, 2009.

SÁNCHEZ, E.; BORJA, R.; TRAVIESO, L. MARTÍN, A.; COLMENAREJO, M. F. Effect of organic loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary upflow anaerobic sludge bed reactor treating piggery waste. **Bioresource Technology**. v. 96, p. 335 – 344, 2005.

SANT'ANNA JR, G. L. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Ed. Interciência. 480 p. 2010.

SANTOS, J. E. S. **Controle preditivo não-linear para sistemas de Hammerstein**. 2007. 139 p. Tese de (Doutorado em Engenharia Elétrica). Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis – SC, 2007.

SÃO PAULO (Estado). **Decreto nº 8468 de 08 de setembro de 1976**. Aprova o regulamento da Lei nº 997 de 31 de maio de 1976, que dispõe sobre a prevenção e o controle da poluição do meio ambiente. Legislação estadual: controle de poluição ambiental, CETESB, 1991.

SCHULZ, C. K.; SANTOS, M. S.; KOETZ, P. R.; VSCHORNCK, F. Tratamento de efluentes da indústria de arroz parboilizado em reatores EGSB. **Revista Brasileira de Agrociência**. v. 7, p. 68 – 72, 2001.

SECCHI, A. R. Análise de sistemas da análise de sistemas da engenharia. Aula 3: Análise não linear do CSTR não isotérmico; Modelagem do PFR com dispersão axial; Ferramentas de análise. **Notas de Aula**. Universidade Federal do Rio de Janeiro – COPPE, 2014.

SILVA, P. D. B.; COSTA, C. G.; CAVALLINI, C. A.; OKI, F. H. GARCIA, L. M.; MEREJOLLI, R.; PIRANI, V. A. B. O método dos mínimos quadrados utilizando a fatoração LU. **Congresso Nacional de Matemática Aplicada e Computacional**, 34, 2012. Águas de Lindóia – SP.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: Sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. v. 9, n. 2, 2005.

SILVA, G.H.R., ZANELLA, L., NOUR, E.A.A. Comportamento de um Reator Compartimentado Híbrido submetido a um período de operação precária: Estabilidade do Sistema. **Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 27, 2000. Porto Alegre - RS. 2000.

SOUZA, T. H. Y. **Estudo hidrodinâmico de um reator aeróbio-anóxico de leito fixo (RAALF)**. 2012. 71 p. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 2012.

SPEECE, R.E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville (EUA): Archae Press. 416 p. 1996.

TAVARES, A. C. **Modelagem matemática da degradação da glicose, com produção de hidrogênio, em reatores anaeróbios de leito fixo**. 2008. 85f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento), Escola de Engenharia, USP, São Carlos, 2008.

TURKDOGAN-AYDINOL, F. I.; YETILMEZSOY, K.; COMEZ, S.; BAYHAN, H. Performance evaluation and kinetic modeling of the start-up of a UASB reactor treating municipal wastewater at low temperature. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 34, n. 2, p. 153-62, 2011.

VAN HAANDEL, A.; KATO, M. T.; CAVALCANTI, P. F. F.; FLORENCIO, L. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science & Biotechnology**, v. 5, n. 1, p. 21-38, 2006.

VIANA, A. B. **Tratamento anaeróbio de vinhaça em reator UASB operado em temperatura na faixa termofílica (55°C) e submetido ao aumento progressivo de carga orgânica**. 2006. 87 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento), Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VIEIRA, L. G. T. **Estimativa de parâmetros cinéticos intrínsecos de utilização de substrato por lodo anaeróbio imobilizado**. 1996. 63 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Princípios do tratamento biológico das águas residuárias. DESA/UFMG, Belo Horizonte, v. 1, 3. ed. 2006.

WANG, J., HUANG, Y., ZHAO, X. Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor. **Bioresource Technology**, v. 93, p. 205-208. 2004.

WEBER, M. I. **Avaliação da eficiência de um reator anaeróbio de leito fluidizado para o tratamento de resíduos líquidos da indústria de refrigerantes**. 2006. 184 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental). Universidade Federal do Paraná, Curitiba – PR, 2006.

WU, M.; HICKEY, R. Dynamic model for UASB reactor including reactor hydraulics, reaction, and diffusion. **Journal of Environmental Engineering**, v. 123, p. 244 – 252, 1997.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias: reator anaeróbio horizontal de leito fixo, reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais**. 2003. 123 p. Livre Docência. Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

ZHANG, Y.; YAN, L.; CHI, L.; LONG, X.; MEI, Z.; ZHANG, Z. Startup and operation of anaerobic EGSB reactor treating palm oil mill effluent. **Journal of Environmental Sciences**, v. 20, p. 658 – 663, 2008.