



Universidade Federal de Pernambuco

Centro Acadêmico do Agreste

Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental

Área de Concentração: Tecnologia Ambiental

MODELAGEM SIMPLIFICADA DE REATORES ANAERÓBIOS DO TIPO UASB

Mestranda: Martina Tamires Lins Cezano

Orientadora: Profa. Dra. Sávia Gavazza

Co-orientador: Prof. Dr. Eduardo Cleto Pires

Caruaru

2016

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO ACADÊMICO DO AGRESTE
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: TECNOLOGIA AMBIENTAL

MODELAGEM SIMPLIFICADA DE REATORES ANAERÓBIOS DO TIPO UASB

Discente: Martina Tamires Lins Cezano

Orientador: Prof. Dra. Sávia Gavazza

Co-Orientador: Prof. Dr. Eduardo Cleto Pires

Dissertação submetida ao programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco, Centro Acadêmico do Agreste, como parte dos requisitos necessários para obtenção ao título de Mestre em Engenharia Civil e Ambiental.

Caruaru

2016

Catálogo na fonte:
Bibliotecária – Simone Xavier CRB/4 - 1242

C425m Cezano, Martina Tamires Lins.
 Modelagem simplificada de reatores anaeróbios do tipo UASB. / Martina Tamires Lins
Cezano. – 2016.
 93f. il. ; 30cm.

 Orientadora: Sávia Gavazza dos Santos Pessoa
 Coorientador: Eduardo Cleto Pires
 Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco, CAA, Programa de
 Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental, 2016.
 Inclui Referências.

 1. Modelagem. 2. Resíduos industriais. 3. Corantes. 4. Digestão anaeróbia. 5.
Tecnologia ambiental. I. Pessoa, Sávia Gavazza dos Santos (Orientadora). II. Pires,
Eduardo Cleto (Coorientador). III. Título.

620 CDD (23. ed.)
UFPE (CAA 2016-060)



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL E
AMBIENTAL

A comissão examinadora da Defesa de Dissertação de Mestrado

MODELAGEM SIMPLIFICADA DE REATORES ANAERÓBIOS DO TIPO UASB

defendida por

MARTINA TAMIRES LINS CEZANO

Considera a candidata APROVADA

Caruaru, 16 de fevereiro de 2016.

Dra. SÁVIA GAVAZZA DOS SANTOS PÊSSOA – PPGECAM/UFPE
(orientadora e Presidente da banca)

Dr. EDUARDO CLETO PIRES – USP-SP
(co-orientador)

Dra. KARINA QUERNE DE CARVALHO PASSIG – UTFPR
(examinadora externa)

Dr. MARIO TAKAYUKI KATO - PPGEC/UFPE
(examinador externo)

DEDICATÓRIA

Aos meus pais (Juscelino e Marta),
meus irmãos (Laurita e Natan) e
meus avós (Manoel e Laurita) por
sempre acreditarem em mim.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus por me dar forças, determinação e coragem para vencer os desafios.

À minha orientadora, Sávia Gavazza, pela grande paciência, apoio, incentivo, confiança, orientações e explicações dedicadas a mim, que foram muito importantes para a realização deste trabalho.

Aos meus pais, pelos ensinamentos, lições e apoio. Em especial a minha mãe, Marta Cezano, por estar sempre presente em todos os momentos de minha vida, principalmente os mais difíceis, pelo incentivo e confiança em mim depositada.

Ao Prof. Eduardo Cleto e à Profa. Karina Carvalho pelas sugestões e materiais que contribuíram neste trabalho.

Ao Prof. Eugênio Foresti e à Profa. Marcia Damianovic por todo carinho e cuidado quando estive em São Carlos.

À minha turma de mestrado em Tecnologia Ambiental, pelos momentos agraváveis vividos durante os estudos e na realização deste trabalho, em especial a Devson Paulo.

Aos professores, técnicos e colegas do Laboratório de Engenharia Ambiental pelos ensinamentos, momentos de descontração e pela grande amizade.

Ao Djalma Ferraz e a Fernanda Amaral pelo fornecimento dos dados experimentais para a calibração do modelo.

Ao secretário da Pós-Graduação, José Marcelo Vanderley, pela disposição e boa vontade para ajudar e agilizar os problemas burocráticos.

A família IPR Jovem, em especial a Dinorá Antunes, Cassiano Antunes, Marcela Maia, César Maia, Jasiel Macagnan, Carina Carvalho, Camila Carvalho, Carolina Cury e

Jessica Guimarães, por me receberem com muito carinho quando eu estive em São Carlos, pela amizade e pelas orações.

As amigas de apartamento, Lívia Alves e Juliana Coelho, pela amizade e pelos momentos de descontração.

Aos meus amigos, Anderson Farias, Mirele Almeida (Mirow), Clayne Costa, Carla Soraia, Fellipe Borba, Heverton Alves, Arthur Aurélio e Tiago Agra, que mesmo nos vendo poucas vezes, sempre tiveram uma palavra de conforto e incentivo que me colocaram sempre pra frente.

A tia Carminha, tio Gilvan, meus primos Fabinho e Itamar, a Helena e Gabriele (Bibi) por me receberem com muito amor e carinho, e pelo apoio.

A Schayanna Macário, amiga de turma da EESC-USP, pelos momentos de estudos, amizade e por me escutar várias vezes com a intenção de ajudar.

Larissa, Paula e Sheila por se preocuparem comigo, e por me ajudarem com maior carinho no momento em que mais precisei. Serei sempre grata!

As técnicas Amanda e Claudete pela paciência de me escutar, pelos conselhos e por sempre desejarem o melhor pra mim.

Ao Programa de Demanda Social – DS da CAPES e a FACEPE (IBPG 1211-3.07/13) pela bolsa de mestrado concedida.

Ao CNPq – Projeto Casadinho (552308/2011-0) e a FACEPE – Pronex (APQ 0603-3.07/14) pelo auxílio financeiro.

Por fim, a todos que de alguma forma contribuíram para a conclusão deste trabalho.

“Ter sucesso na vida é uma arte de cair e saber levantar quantas vezes forem necessárias até que a vitória venha!”

Evandro Guedes

RESUMO

O Arranjo Produtivo Local (APL) do agreste pernambucano é um polo de confecção, especializado em jeans, que conta com aproximadamente 12 mil empresas distribuídas principalmente nos municípios de Toritama, Caruaru e Santa Cruz do Capibaribe. Em Caruaru, a principal atividade têxtil é a de lavagem de jeans, em que se utiliza grande volume de água, que é acompanhado do lançamento dos efluentes nos corpos d'água da região, sem tratamento adequado. Os efluentes despejados apresentam altas concentrações de corante, provenientes da não fixação no processo de tingimento. Com a finalidade de tratar estes efluentes de forma ambientalmente mais aceitável, do que os processos físico-químicos utilizados nas lavanderias de jeans, o tratamento biológico apresenta boa capacidade de remoção de cor e matéria orgânica (em torno de 80%). Nos processos biológicos, o uso de reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) têm resultado em eficiências de remoção de cor e matéria orgânica (MO) em torno de 50% e 75%, respectivamente. Com intuito de prever o comportamento da remoção de cor e matéria orgânica em reatores do tipo UASB, neste projeto foi adaptado um modelo matemático simplificado para representar o comportamento de remoção de MO. O modelo matemático foi baseado no balanço de massa considerando o reator tipo UASB formado por 4 compartimentos de mistura completa em série, com fluxo contínuo. Tanto a remoção de MO como de cor foram representadas por cinética de 1ª ordem. O método numérico utilizado foi o de Runge-Kutta de 4ª ordem, utilizando a ferramenta Matlab®. Para calibração do modelo foram utilizados dados experimentais de operação de reator tipo UASB em escala piloto, alimentado com efluente têxtil real, apresentados por Ferraz Junior (2010) e Amaral (2011). Os resultados obtidos indicaram que o modelo matemático simplificado que foi ajustado representou o comportamento do reator tipo UASB para tratamento de efluente têxtil para ambos os parâmetros, cor e de MO.

Palavras-chave: modelagem matemática; efluente têxtil; remoção de cor; degradação da matéria orgânica.

ABSTRACT

The Local Productive Arrangement (LPA) from agrest of Pernambuco is a pole of cloth confections, specialized in jeans. There are approximately 12 thousand companies distributed in the municipalities of Toritama, Caruaru, and Santa Cruz do Capibaribe in this LPA. In the city of Caruaru the main textile activity is washing jeans. This activity demands huge amount of water, which is followed by wastewater discharges in water bodies, usually without the correct treatment. The textile effluent contains high concentration of dyes, not fixed during the dyeing process at the companies. Aiming to treat these effluents in a more environmental friendly way, in comparison with the physical-chemical process used by the jean companies, the biological treatment usually presents good performance for color and organic matter removal (around 80%). For biological processes the use of anaerobic reactors like Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) has been resulting in color and organic matter (OM) removal efficiencies around 50% and 75%, respectively. Aiming to estimate the behavior for color and organic matter removal in UASB reactors, in this project we made adjustments in a simplified mathematical model to represent the behavior of organic matter. The mathematical model was based in the mass balance considering the UASB reactor composed of 4 completely mixed compartments, in continuous flux. Both OM and color removal were well represented by the first order kinetic model. The 4th order Runge-Kutta numerical model was used through Matlab[®] tools. The adjusted simplified model was calibrated using the experimental data from UASB reactor operation in pilot scale, fed with real textile wastewater, presented by Ferraz Junior (2010) and Amaral (2011). The results indicated that the adjusted simplified mathematical model adequately represented the behavior of the UASB reactor treating textile wastewater for both, color and OM.

Key-words: mathematical modeling; textile effluent; color removal; organic matter removal.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – FLUXOGRAMA GERAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO NA MAIOR PARTE DAS LAVANDERIAS EM CARUARU/PE	7
FIGURA 2 – DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM REATOR TIPO UASB	12
FIGURA 3 – ESQUEMA CONCEITUAL DOS QUATRO COMPARTIMENTOS INTEGRANTES DO REATOR TIPO UASB PARA FINS DE MODELAGEM	20
FIGURA 4 – ESQUEMA ILUSTRATIVO DAS PARCELAS USADAS NO BALANÇO DE MASSA PARA O REATOR TIPO UASB	21
FIGURA 5 – ESQUEMA ILUSTRATIVO DAS PARCELAS (SUBSTRATO, SÓLIDOS, VAZÃO E VOLUME) AFLUENTE E EFLUENTE EM CADA COMPARTIMENTO DO REATOR TIPO UASB	22
FIGURA 6 – APARÊNCIA DA JANELA GRÁFICA DO PROGRAMA	30
FIGURA 7 – FLUXOGRAMA DAS ETAPAS DE EXECUÇÃO DO PROGRAMA	31
FIGURA 8 – APARÊNCIA DA PLANILHA EM EXCEL [®] QUE CONTÉM OS DADOS DOS PARÂMETROS DE ENTRADA.....	32
FIGURA 9 – FLUXOGRAMA DAS ETAPAS DE EXECUÇÃO DA ANÁLISE ESTATÍSTICA.....	34
FIGURA 10 – IMAGENS DAS JANELAS GRÁFICAS DAS FUNÇÕES EXTRAS: A) POLINÔMIO E B) GERAÇÃO DE GRÁFICO (INPUT + OUTPUT)	35
FIGURA 11 – ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DO COEFICIENTE DE RETORNO DE LODO (Cs), PARA O INTERIOR DO REATOR OPERADO POR FERRAZ JUNIOR (2010) NA FASE FI, SOBRE O COMPORTAMENTO DA DQO (A) E SSV (B), NA FASE II, DA DQO (C) E SSV (D) E NA FASE FIII, DA DQO (E) E SSV (F) NO EFLUENTE DO REATOR TIPO UASB.	39
FIGURA 12 – SIMULAÇÃO DA FASE FI, FERRAZ JUNIOR (2010) PARA A DQO BRUTA (A) E EFICIÊNCIA DA DQO BRUTA (B)	43
FIGURA 13 – SIMULAÇÃO DA FASE FII, FERRAZ JUNIOR (2010) PARA A DQO BRUTA (A) E EFICIÊNCIA DA DQO BRUTA (B)	43
FIGURA 14 – SIMULAÇÃO DA FASE FIII, FERRAZ JUNIOR (2010) PARA A DQO BRUTA (A) E EFICIÊNCIA DA DQO BRUTA (B)	43
FIGURA 15 – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DO COMPORTAMENTO DO REATOR TIPO UASB NA FASE FI-A PARA: A) DQO BRUTA E B) EFICIÊNCIA DA DQO BRUTA.....	47
FIGURA 16 – SIMULAÇÃO DA FASE FI-A, AMARAL (2011): A) DQO FILTRADA E B) EFICIÊNCIA DA DQO FILTRADA	48

FIGURA 17 – RESULTADOS OBTIDOS PARA O COMPORTAMENTO DA COR NO EFLUENTE DO REATOR TIPO UASB PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011) NA FASE FI-A, PELA APLICAÇÃO DIRETA DA CINÉTICA DE PRIMEIRA ORDEM: A) COR VERDADEIRA E B) EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR VERDADEIRA, C) COR APARENTE E D) EFICIÊNCIA DE COR APARENTE	51
FIGURA 18 – RESULTADOS OBTIDOS PARA O COMPORTAMENTO DA COR NO EFLUENTE DO REATOR TIPO UASB PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011) NA FASE FII, PELA APLICAÇÃO DIRETA DA CINÉTICA DE PRIMEIRA ORDEM: A) COR VERDADEIRA E B) EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR VERDADEIRA, C) COR APARENTE E D) EFICIÊNCIA DE COR APARENTE.....	52
FIGURA 19 – RESULTADO OBTIDO PARA O COMPORTAMENTO DA COR NO EFLUENTE DO REATOR TIPO UASB PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011) NA FASE FI-A, PELA EDO COM CINÉTICA DE PRIMEIRA ORDEM: A) COR VERDADEIRA E B) EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR VERDADEIRA, C) COR APARENTE E D) EFICIÊNCIA DE COR APARENTE	54
FIGURA 20 – RESULTADOS OBTIDOS PARA O COMPORTAMENTO DA COR NO EFLUENTE DO REATOR TIPO UASB PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011) NA FASE FII, PELA EDO COM CINÉTICA DE PRIMEIRA ORDEM: A) COR VERDADEIRA E B) EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR VERDADEIRA, C) COR APARENTE E D) EFICIÊNCIA DE COR APARENTE	55
FIGURA 21 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA DQO BRUTA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE FERRAZ JUNIOR (2010) PARA A FASE FI COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D).....	63
FIGURA 22 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA DQO BRUTA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE FERRAZ JUNIOR (2010) PARA A FASE FII COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D).....	64
FIGURA 23 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA DQO BRUTA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE FERRAZ JUNIOR (2010) PARA A FASE FIII COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D).....	65
FIGURA 24 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA DQO BRUTA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) PARA A FASE FI-A COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D)	66
FIGURA 25 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA DQO FILTRADA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) PARA A FASE FII COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D)	67

FIGURA 26 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA COR VERDADEIRA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) PARA A FASE FI-A COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D).....	68
FIGURA 27 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA COR APARENTE AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) PARA A FASE FI-A COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D)	69
FIGURA 28 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA COR VERDADEIRA AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) PARA A FASE FII COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D).....	70
FIGURA 29 – COMPORTAMENTO DO POLINÔMIO DA COR APARENTE AFLUENTE E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) PARA A FASE FII COM GRAU 3 (A), GRAU 4 (B), GRAU 5 (C) E GRAU 6 (D)	71
FIGURA 30 – ROTINA DO ARQUIVO DQO_BRUTA_1ORDEM.M DO MODELO SIMPLIFICADO	75
FIGURA 31 – ROTINA DO ARQUIVO COR_1ORDEM.M PARA APLICAÇÃO DIRETA DA CINÉTICA 1ª ORDEM	76
FIGURA 32 – ROTINA DO ARQUIVO COR_VERDADEIRA.M DO MODELO SIMPLIFICADO	76

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE TÊXTIL EM CARUARU/PE.....	9
TABELA 2 – CARACTERÍSTICA DO EFLUENTE TÊXTIL DE UMA INDÚSTRIA DE TINTURARIA TÊXTIL	10
TABELA 3 – VANTAGENS E DESVANTAGENS DO REATOR ANAERÓBIO TIPO UASB EM RELAÇÃO AOS PROCESSOS AERÓBIOS CONVENCIONAIS.....	11
TABELA 4 – DADOS OPERACIONAIS REFERENTES À APLICAÇÃO DE REATOR TIPO UASB PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES TÊXTEIS.....	14
TABELA 5 - EQUAÇÕES DE BALANÇO DE MASSA NOS COMPARTIMENTOS – CINÉTICA DE 1ª ORDEM	23
TABELA 6 – SÍMBOLOS EMPREGADOS NAS EQUAÇÕES DO MODELO E AS UNIDADES	23
TABELA 7 – DESCRIÇÃO DOS PARÂMETROS DO ARQUIVO EM EXCEL®	32
TABELA 8 – EQUAÇÕES DA VARIAÇÃO DA DQO BRUTA AO LONGO DO TEMPO E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO PARA OS DADOS DE FERRAZ JUNIOR (2010)	36
TABELA 9 – VALORES INICIAIS DE DQO BRUTA E SSV EM CADA COMPARTIMENTO DO REATOR TIPO UASB GERADOS PARA APLICAÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO.....	37
TABELA 10 – VALORES DAS DIFERENÇAS DO RETORNO DO LODO NO INTERIOR DO REATOR TIPO UASB COM OS DADOS DE FERRAZ JUNIOR (2010)	40
TABELA 11 – ANÁLISE DO TESTE U DE MANN-WHITNEY DOS DADOS SIMULADOS DE DQO E SSV EM RELAÇÃO C_s IGUAL A 0%, 40% E 80% COM $A = 5\%$	41
TABELA 12 – SÍMBOLOS, SIGNIFICADO E VALORES EMPREGADOS NAS EQUAÇÕES DO MODELO.	42
TABELA 13 – ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE FERRAZ JUNIOR (2010) SIMULADOS COM $A = 5\%$	44
TABELA 14 – RESULTADOS PARA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS E OS SIMULADOS NESTE TRABALHO	44
TABELA 15 – EQUAÇÃO DA VARIAÇÃO DA DQO AO LONGO DO TEMPO E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011).....	46
TABELA 16 – VALORES INICIAIS DE DQO BRUTA, DQO FILTRADA E SSV EFLUENTE A CADA COMPARTIMENTO DO REATOR TIPO UASB PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011).....	46

TABELA 17 – ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS EXPERIMENTAIS AMARAL (2011) DE DQO BRUTA E FILTRADA SIMULADOS COM $A = 5\%$	49
TABELA 18 – EQUAÇÃO DE VARIAÇÃO DA COR VERDADEIRA E COR APARENTE AO LONGO DO TEMPO E O COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR AMARAL (2011)	50
TABELA 19 – ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS EXPERIMENTAIS AMARAL (2011) DE COR VERDADEIRA E APARENTE SIMULADOS PELA APLICAÇÃO DIRETA DA CINÉTICA DE PRIMEIRA ORDEM COM $A = 5\%$ PARAS AS FASES FI-A E FII.....	52
TABELA 20 – ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) DE COR VERDADEIRA E APARENTE SIMULADOS PELA EDO COM CINÉTICA DE PRIMEIRA ORDEM COM $A = 5\%$	56
TABELA 21 – RESULTADOS DO TESTE DE NORMALIDADE DOS DADOS SIMULADOS DE SSV E DQO PARA AS FASES FI, FII E FIII A PARTIR DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE FERRAZ JUNIOR (2010).....	72
TABELA 22 – RESULTADOS DO TESTE DE NORMALIDADE DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE FERRAZ JUNIOR (2010) E DOS DADOS SIMULADOS DA DQO BRUTA PARA AS FASES FI, FII E FIII.....	73
TABELA 23 – RESULTADOS DO TESTE DE NORMALIDADE DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) E DOS DADOS SIMULADOS DA DQO BRUTA E DQO FILTRADA DA FASE FI-A	73
TABELA 24 – RESULTADOS DO TESTE DE NORMALIDADE DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) E DOS DADOS SIMULADOS DA COR PELA APLICAÇÃO DIRETA DA CINÉTICA DE 1ª ORDEM PARA AS FASES FI-A E FII	74
TABELA 25 – RESULTADOS DO TESTE DE NORMALIDADE DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE AMARAL (2011) E DOS DADOS SIMULADOS DA COR PELO BALANÇO DE MASSA PARA AS FASES FI-A E FII	74

LISTA DE ABREVIATURA E SIGLAS

ABIT	Associação Brasileira da Indústria Têxtil e de Confecção
ADM1	<i>Anaerobic Digestion Model No 1</i>
APL	Arranjo Produtivo Local
BAS	Biofiltro Aerado Submerso
CETESB	Companhia Ambiental do Estado de São Paulo
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CPRH	Agência Estadual do Meio Ambiente e Recursos Hídricos
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EDO	Equação Diferencial Ordinária
ITEP	Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco
MMS	Modelo Matemático Simplificado
MMSA	Modelo Matemático Simplificado Aprimorado
SST	Sólidos Suspensos Totais, [M.L ⁻³]
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis, [M.L ⁻³]
TAS	Taxa de Aplicação Hidráulica, [M.L ⁻³]
TDH	Tempo de Detenção Hidráulico, [T]
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor</i> (Reator anaeróbio de escoamento Ascendente e Manta de Lodo)

LISTA DE SÍMBOLOS

Q	Vazão, [L.T ⁻¹]
Q _{afl}	Vazão afluyente do reator, [L.T ⁻¹]
Q _{efl}	Vazão efluente do reator, [L.T ⁻¹]
V	Volume, [L ⁻³]
X	Concentração da biomassa, [M(SSV).L ⁻³]
S	Concentração do substrato, [M(DQO).L ⁻³]
S _{afl}	Concentração de substrato afluyente do reator, [M(DQO).L ⁻³]
Y	Coeficiente de produção celular, [M(SSV)/M(DQO)]
K _d	Coeficiente de respiração endógena, [T ⁻¹]
K ₁	Constante cinética de primeira ordem, [M.L ⁻³]
C _S	Coeficiente de retorno no lodo
C	Teor de cor no efluente do reator, [M(Pt-Co).L ⁻³]
C _{afl}	Teor de cor no afluyente do reator, [M(Pt-Co).L ⁻³]
K _C	Constante de descolorização para cinética de primeira ordem, [M.L ⁻³ .T ⁻¹]
θ _C	Tempo de retenção celular, [T]

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	1
1.1 Introdução	1
1.2 Objetivos	3
2. REVISÃO DA LITERATURA	5
2.1 Efluentes têxteis	5
2.2 Processo produtivo	6
2.3 Efluente têxtil e sua problemática	8
2.4 Reator tipo UASB (<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>).....	10
2.5 Modelos matemáticos cinéticos complexos e simplificados	14
3. METODOLOGIA	19
3.1 Equações cinéticas simplificadas para o substrato e a biomassa	19
3.2 Cinética de 1ª ordem para a remoção da cor	24
3.3 Programa MATLAB®	25
3.4 Resolução das Equações Diferenciais Ordinárias (ODEs) desenvolvida no programa MATLAB®	26
3.5 Análise estatística desenvolvida no programa MATLAB®	28
3.6 Designer do programa através do GUIDE	30
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES	36
4.1 Comportamento do modelo usando dados experimentais de Ferraz Junior (2010)...	36
4.1.1 Comportamento da DQO e SSV	36
4.2 Comportamento do modelo usando dados experimentais de Amaral (2011)	45
4.2.1 Comportamento da DQO	45
4.2.2 Comportamento da cor.....	49
5. CONCLUSÕES	57
6. REFERÊNCIAS	58
7. APÊNDICE	63
7.1 Curvas polinomiais e o coeficiente de correlação.....	63
7.2 Resultado do teste de normalidade de Shapiro-Wilk.....	71
7.3 Rotinas computacionais do modelo	75

MODELAGEM SIMPLIFICADA DE REATORES ANAERÓBIOS DO TIPO UASB

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

1.1 Introdução

Os diversos países do mundo, principalmente os mais desenvolvidos, já elucidaram os problemas de remoção de matéria orgânica de efluentes domésticos e industriais. Atualmente, os sistemas de tratamento têm focado na remoção de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, seguido da recuperação de produtos, como o próprio fósforo, enxofre, além da produção de compostos de valor agregado associado a partir de efluentes, como compostos da plataforma do ácido carboxílico e etanol (AGLER et al., 2011).

O Brasil, no entanto, coleta apenas 55% dos efluentes domésticos e, destes, trata apenas 29% (IBGE, 2016). A matéria orgânica é ainda um dos principais problemas de poluição nos corpos d'água, que, devido aos processos metabólicos de utilização e estabilização aeróbia, gera consumo de oxigênio dissolvido, prejudicando a vida aquática do meio. Assim, a remoção da matéria orgânica é o objetivo principal nos sistemas de tratamento de efluentes domésticos no Brasil.

Além dos esgotos domésticos, os efluentes industriais são também objeto de preocupação no país. No agreste pernambucano, por exemplo, o pólo de confecções do agreste, abriga 12,1 mil empresas, sendo que destas empresas apenas 8,1% são formais (ITEP, 2016). Isso trouxe desenvolvimento econômico ao estado, que não foi acompanhado dos cuidados que o ambiente requer. Para efluentes têxteis, além da matéria orgânica, os corantes devem ser objeto de remoção nos sistemas de tratamento, pois são compostos aromáticos de difícil degradação. Cerca de 80% dos corantes utilizados nas indústrias têxteis são do tipo azo, caracterizados pela presença de uma ou mais ligações azo ($R-N=N-R$). A remoção de corantes azo por vias biológicas, ocorre por meio de duas etapas, a primeira anaeróbia, em que matéria orgânica doa elétrons para quebra da ligação azo com formação de aminas aromáticas, que são melhores removidas por vias aeróbias (VAN DER ZEE et al., 2003).

Dependendo do tipo de matéria orgânica e das demais características das águas residuárias, o tratamento biológico tem sido a opção mais utilizada para remover matéria

orgânica de efluentes domésticos e industriais. Os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo, tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), têm sido cada vez mais utilizados no Brasil. Na década de 80 surgiram os primeiros resultados dos estudos com reatores tipo UASB no país, pela Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB) mostrando resultado da tecnologia de tratamento aplicada à esgoto sanitário (SOUSA e VIEIRA, 1986). Nos anos 90, o reator tipo UASB começou a ser mais aceito para aplicação em escala real no tratamento de esgotos doméstico.

Os reatores tipo UASB são reatores de fluxo ascendente, que possuem três camadas, sendo que nas duas primeiras (leito de lodo e manta de lodo), ocorre o processo de digestão anaeróbia, e na última camada está o separador trifásico, responsável pela separação das fases sólida, líquida e gasosa. A matéria orgânica é convertida biologicamente por microrganismos anaeróbios dispersos no reator e sua eficiência em relação à remoção pode variar de 65% a 80% (FORESTI, 2002).

O comportamento dos processos de digestão anaeróbia pode ser previsto através de modelagem matemática. Isso é de grande importância, porque permite prever o comportamento das reações no interior do reator sem precisar operá-los. Após a previsão, pode auxiliar o operador a tomar decisões.

Modelos matemáticos complexos estão disponíveis na literatura para que seja possível fazer essas previsões. Um dos modelos mais conhecidos e utilizados é o ADM 1 - *Anaerobic Digestion Model No 1* – proposto por Batstone et al. (2002). Outros modelos complexos também estão disponíveis, como os modelos para lodos ativados (ASM – *Activated Sludge Model* – ASM1, ASM 2, ASM2d, ASM3 - Henze et al., 2002). Esses modelos complexos são interessantes, pois neles, em geral, tanto as fases de degradação anaeróbia estão descritas e cineticamente detalhadas, quanto a parte que se refere ao comportamento hidrodinâmico do reator também está descrita nos modelos.

Em geral, para se utilizar esses modelos mais complexos, como o ADM1 (Batstone et al., 2002) ou o ASM (Henze et al., 2002), é necessário levantar uma série de dados, como temperatura, concentração da carga orgânica, parâmetros cinéticos de crescimento celular e de consumo de substrato, tempo de detenção, hidráulica, composição detalhada do esgoto (monossacarídeos, aminoácidos, ácidos graxos de cadeia longa), constantes de inibição, dentre outros.

No entanto, na vida prática, a obtenção de todas essas informações é uma limitação para uso dos modelos complexos, principalmente quando o reator não foi instalado e se deseja

apenas fazer uma previsão de comportamento. Além disso, quando se pretende prever apenas uma conversão mais simples, como a remoção da matéria orgânica, por exemplo, há poucos modelos simplificados acessíveis. Um dos modelos simplificados disponíveis é o MMS – Modelo Matemático Simplificado – apresentado por Carvalho e Pires (2002), que analisa a variação da taxa cíclica de variação de vazão diária do afluente sobre a remoção da matéria orgânica em reatores UASB. Outro modelo simplificado é o Modelo Matemático Simplificado Aprimorado (MMSA) de Carvalho (2006), que analisa também a variação cíclica efluente na degradação da matéria orgânica, pela otimização da constante cinética de primeira ordem.

A principal finalidade deste projeto se refere ao aprimoramento de um modelo matemático simplificado que descreva o comportamento da remoção de matéria orgânica em reatores tipo UASB aplicado para tratamento de efluente da indústria têxtil. Além disso, o comportamento de remoção de cor foi também modelado, em virtude da importância deste composto para efluentes têxteis, considerando a cinética de primeira ordem. Este trabalho se baseou nas equações simplificadas de remoção da matéria orgânica do modelo MMSA de Carvalho (2006), ajustando para a vazão constante. Para calibrar o modelo foram utilizados os dados experimentais de Ferraz Junior (2010) e Amaral (2011).

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo geral

Adaptar o modelo simplificado MMSA para prever o comportamento de remoção de matéria orgânica em reatores tipo UASB, e desenvolver um modelo para a remoção de cor, aplicados à efluentes têxteis.

1.2.2 Objetivos específicos

- Analisar a influência do retorno do lodo no interior do reator tipo UASB sobre o comportamento de remoção de matéria orgânica no reator;
- Desenvolver o algoritmo utilizando a ferramenta MATLAB® para solução do conjunto de equações do reator; e

- Calibrar o modelo empregando dados de operação de reatores em escala piloto utilizados para tratamento de efluente da indústria têxtil.

2. REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Efluentes têxteis

Segundo a Associação Brasileira de Indústria Têxtil e Confecção (ABIT), no ano base de 2010, o Brasil estava entre os maiores produtores mundiais de artigos de vestuário, ocupando a quarta posição; e na quinta posição em relação a produtos manufaturados têxteis, com a produção de 2.249 mil toneladas, representando 3% da produção mundial, ficando a trás da China, Índia, Estados Unidos e Paquistão (ABIT, 2015).

A receita operacional líquida de venda nas indústrias têxtil do Brasil, em 2011 correspondeu a R\$40,6 bilhões, sendo a região Sudeste (52,2%), seguida da região Sul (28,3%) e do Nordeste (15,6%) as mais representativas desta receita. Considerando as unidades de federação, São Paulo (região Sudeste) e Santa Catarina (região Sul) são os maiores produtores têxteis. No Nordeste, os estados de Ceará, Bahia, Rio Grande do Norte, Paraíba e Pernambuco são os mais representativos (BEZERRA, 2014).

No estado de Pernambuco, destacam-se três cidades do interior, Caruaru, Santa Cruz do Capibaribe e Toritama, que estão incluídas no Arranjo Produtivo Local de Confecção (APL) do Agreste de Pernambuco, devido à fabricação e à comercialização principalmente de malhas e de peças de jeans e que representam a fonte econômica destas cidades.

Pelas informações da ABIT (2015) as cidades de Caruaru, Toritama, Santa Cruz do Capibaribe e Riacho das Almas, movimentam anualmente mais de R\$ 1 bilhão, com uma produção de 700 milhões de peças e gerando, em média, 75 mil empregos diretos e 15 mil indiretos. Além disso, esse APL é responsável por 3% de arrecadação do PIB do Estado e pelo registro de 12 mil empresas formais no setor de confecção.

Apesar da região apresentar crescimento econômico devido às atividades de lavagem e tingimento do jeans, fortes impactos ambientais são observados, seja pela falta de suporte técnico-científico, de planejamento e de fiscalização. As informações técnicas utilizadas hoje pelo setor têxtil não subsidiam o desenvolvimento sustentável.

Esse crescimento econômico desordenado e rápido trouxe vários impactos ambientais, devido à utilização de grandes volumes de água e ao lançamento dos efluentes do processo de lavagem e tinturaria nos corpos d'água da região. Além do que, a maior parte de pequenos produtores possuem deficiências gerenciais e desconhecem também a necessidade de controle

interno do próprio processo industrial, principalmente quanto ao consumo de insumos químicos, energia e água, conforme Amaral (2011).

O Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco (ITEP), em 2008, registrou a existência de 110 empreendimentos regularizados, somente no bairro do Salgado, na cidade de Caruaru/PE. Enquanto, em Toritama 56 empreendimentos estavam regularizados. A maioria destes estabelecimentos é de pequeno a médio porte. São gerados em média 5,9 milhões de litros de efluentes por dia, o que equivale a cerca de 153.000 m³ de efluentes por mês.

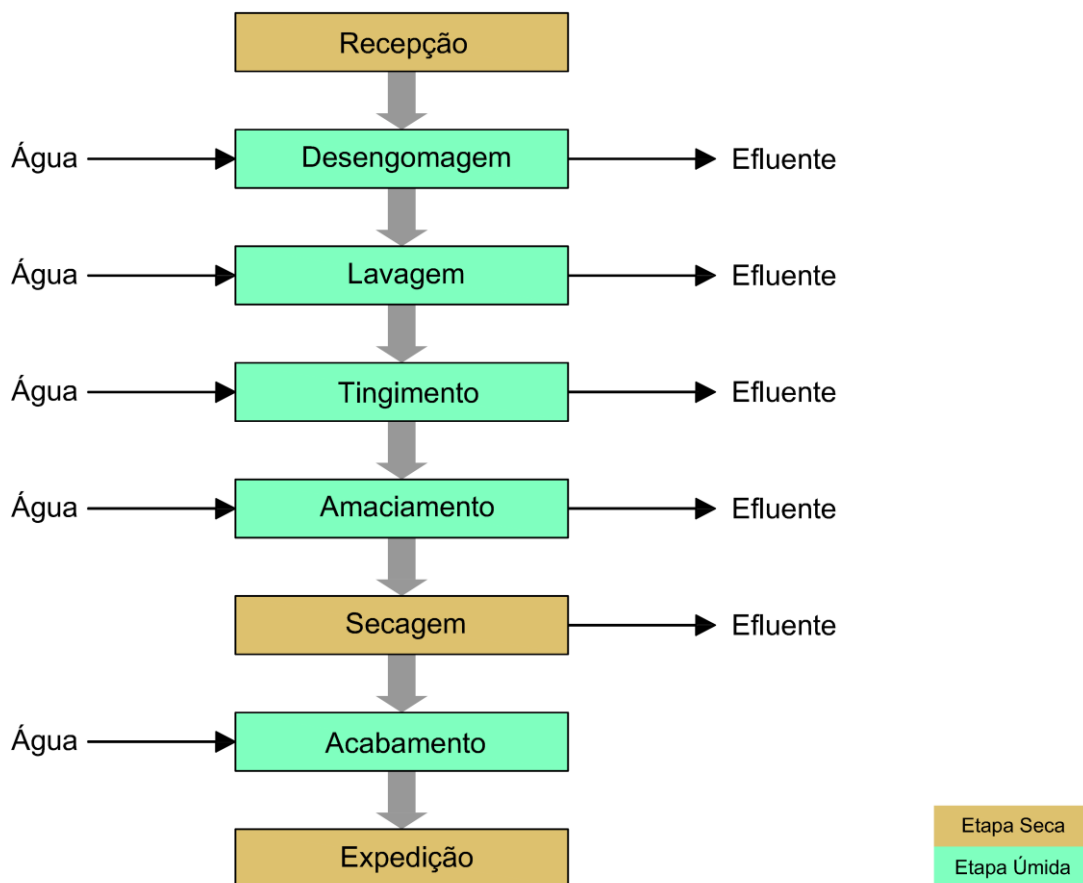
Estudo realizado por Silva Filho (2013) em 62 lavanderias da cidade de Caruaru/PE indicou consumo de água por quilo de peças de *jeans* lavado superior a 60 litros, em 44% das lavanderias estudadas. Para estes 44%, o autor estima que o consumo mensal de água, das lavanderias por ele analisadas, seja de 178.000 m³ com consumo médio de 126,72 L de água/kg de *jeans* produzido.

2.2 Processo produtivo

Classificadas como indústrias de beneficiamento têxtil pela Agência Estadual do Meio Ambiente e Recursos Hídricos (CPRH), as lavanderias estão associadas ao procedimento de beneficiamento das peças confeccionadas produzindo um bom aspecto visual, toque e estabilidade dimensional.

É de grande importância fazer a previsão da origem, quantidade e características dos efluentes têxteis produzidos pelas lavanderias. Assim, se faz necessário ter o conhecimento do processo produtivo dos efluentes gerados. Ferraz Júnior (2010) esquematiza o processo produtivo, que normalmente ocorrem na maior parte das lavanderias de Caruaru/PE, Figura 1, independente do porte da mesma.

Figura 1 – Fluxograma geral do processo de produção na maior parte das lavanderias em Caruaru/PE



Fonte: Adaptado de Ferraz Júnior (2010)

O processo de beneficiamento das peças de *jeans* se dar pelas seguintes etapas:

(I) Recepção - onde as peças passam por uma pesagem e são separadas pelo tipo de lavagem e tingimento a que serão submetidas, de acordo com a solicitação do cliente.

(II) Desengomagem – é a primeira etapa que requer a adição de água, com o objetivo de eliminar a goma do tecido que foi aplicado na engomagem. Nesta etapa se gera efluente líquido.

(III) Lavagem – a segunda etapa úmida que é determinada pela solicitação do cliente e, em geral, segue tendências da moda. Existem várias formas de ser realizada: com auxílio de pedras, enzimas (ácidas ou neutras), ou simplesmente com água. Nesta etapa também se gera efluente líquido.

(IV) Tingimento – etapa que determina o sucesso comercial dos produtos têxteis, o tingimento segue a tendência da moda, e segue conforme a solicitação do cliente. De acordo com Ferraz Junior (2010), num processo típico de tingimento das peças usa-se os seguinte produtos químicos: corantes ($0,01 - 8 \text{ g.kg}^{-1}$); sulfato de sódio ($80 - 160 \text{ g.kg}^{-1}$); hidróxido de

sódio 50% (16 ml.kg⁻¹); e cloreto de sódio (80 - 640 g.kg⁻¹). Nesta etapa também se gera efluente líquido.

(V) Amaciamento - etapa após a lavagem onde se objetiva conferir o toque desejado às peças. Esta é a última fase do processo úmido, na qual se gera efluente líquido.

(VI) Secagem - normalmente realizada em “*tumbler* de secagem”, é uma etapa a seco. Aqui se requer atenção especial com a temperatura, pois quando se eleva para mais de 90°C pode ocorrer o encolhimento das peças.

(VII) Acabamento – etapa parcialmente úmida, pois se aplica vapor de água, apesar de não gerar resíduo líquido. Esta etapa é realizada com a finalidade de eliminar as rugas das peças.

(VIII) Expedição – esta etapa tem a finalidade de fazer a verificação de algumas anormalidades no processo de lavagem e/ou tingimento, ou seja, as peças passam por controle de qualidade.

2.3 Efluente têxtil e sua problemática

No processo de lavagem das peças de *jeans* há retirada do excesso de corante, utilizado na etapa de tingimento, que não ficou fixado nas fibras. Este excesso fica presente nos efluentes gerados pelas indústrias têxteis, gerando preocupação ambiental.

Os corantes utilizados nas indústrias têxteis são, na grande maioria, cerca de 80% são corantes do tipo azo, caracterizados pela presença de, pelo menos, um agrupamento de dois átomos de nitrogênio (–N=N–) interligados por compostos aromáticos (SINGH et al., 2015). Estes corantes na sua maioria são tóxicos, mutagênicos ou cancerígenos (PINHEIRO et al., 2004; VAN DER ZEE et al., 2003).

Banat (1996) afirma que os corantes são detectados em cursos d’água em concentrações a partir de 1,56 mg.L⁻¹, e que concentrações a partir de 0,0005 mg.L⁻¹ já são visíveis em águas límpidas. Assim, a presença de corante no meio líquido afeta a transparência da água, e conseqüentemente diminui o processo de fotossíntese, afetando a base da cadeia alimentar.

No Brasil não há legislação na qual seja apresentada restrição em relação a cor para o padrão de emissão de efluentes. Porém a resolução nº 357 de 2005 do CONAMA limita o teor de cor verdadeira em 75 mg Pt.L⁻¹ para corpos de água classes 2 e 3.

No processo de beneficiamento do jeans pode-se gerar também uma alta quantidade de matéria orgânica. No estudo realizado por Ferraz Jr et al. (2011) em uma lavanderia de jeans do APL de Confecções do Agreste de Pernambuco, os autores indicam valor médio da demanda química de oxigênio (DQO) igual a $763 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$, enquanto Santos (2006) indica DQO média de $1.135 \text{ mg O}_2\text{.L}^{-1}$. Esta variação de DQO está relacionada à produção, pois nos períodos de maior demanda há maior atividade associada à desengomagem, lavagem e tingimento.

Outros fatores relevantes são a alta salinidade e as moderadas a altas concentrações de sulfato. Geralmente, o sulfato é adicionado durante o processo de tingimento ou pode ser formado pela oxidação de espécies mais reduzidas de enxofre, como por exemplo, sulfeto de hidrogênio ou hidrossulfitos, utilizadas no tingimento (VAN DER ZEE et al., 2003).

Nos efluentes têxteis a alta concentração de salinidade é devido à grande quantidade de cloreto de sódio utilizado, pelo baixo custo, e que auxilia e garante a máxima fixação dos corantes às fibras de celulose (ISIK, 2004). Na região do APL o consumo de cloreto de sódio nas lavanderias de médio porte pode chegar a 4.987 kg no período de grande demanda de produção (SANTOS, 2006).

Na Tabela 1 podem-se visualizar as características de efluentes têxteis da região de Caruaru/PE, que apresentam elevada concentração de corante, alta quantidade de DQO, além de outros compostos.

Tabela 1 – Características do efluente têxtil em Caruaru/PE

Parâmetro	Referências		
	Ferraz Junior (2010)	Marcelino (2013)	Amaral (2015)
pH	6,9	8,85 – 6,71	7,47
Salinidade (‰)	2,6	5,9 – 0,6	3,2
Temperatura (°C)	31	28 – 25	27
Cor verdadeira (mg Pt-Co.L ⁻¹)	-	307,17	228
DQO bruta (mg O ₂ .L ⁻¹)	880	675,67	692
DQO filtrada (mg O ₂ .L ⁻¹)	728	351,74	401
Sulfato (mg SO ₄ ⁻² .L ⁻¹)	21	518,69	323
NTK (mg N.L ⁻¹)	36	29,78	-

Na Tabela 2 são mostradas as características do efluente de uma indústria de tinturaria têxtil, que opera com o tingimento e estamparia de tecidos planos e malhas, com fios de algodão e sintéticos, conforme Tunussi e Além Sobrinho (2003).

Tabela 2 – Característica do efluente têxtil de uma indústria de tinturaria têxtil

Parâmetro	Faixa
Temperatura (°C)	27 a 35
pH	7 a 9
DBO (mg O ₂ .L ⁻¹)	200 a 400
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	500 a 1800
N-NTK (mg.L ⁻¹)	15 a 50
Cor (mg Pt.L ⁻¹)	700 a 2000

Fonte: Tunussi e Além Sobrinho (2003)

Observa-se que a indústria de tinturaria têxtil exemplificada por Tunussi e Além Sobrinho (2003) a concentração de cor é bem superior dos efluentes têxteis de Caruaru/PE. Tunussi e Além Sobrinho (2003) afirmam que no processo de tingimento pode chegar a utilizar concentrações de 1000 mg.L⁻¹ de corante, e no banho de tingimento chega-se a conservar de 20 a 40% do corante, sendo os demais descarregados no efluente após o enxague.

2.4 Reator tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*)

Dentre os diversos tipos de reatores utilizados em processos anaeróbios destaca-se nesta pesquisa o reator tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). Inicialmente, esse tipo de reator, foi elaborado para tratar efluentes industriais com elevada concentração e em temperaturas mesofílicas (LETTINGA et al., 1980)¹, *apud* CARVALHO (2006).

De acordo com Chernicharo (1997) a utilização do reator tipo UASB para tratamento de esgotos domésticos é uma realidade no Brasil, como também em países tropicais, do Oriente Médio e África, que foi observada por experiências bem sucedidas aplicadas a esse tipo de tecnologia.

¹ LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W., DE ZEEW, W; KLAPWIJK, A. **Use of the Up-flow Sludge Blanket (USB) concept for biological waste water treatment, specially for anaerobic treatment.** *Biotechn. Bioeng.*, 22, 699–734, 1980.

Os processos anaeróbios, nos reatores tipo UASB, quando aplicados em países com clima quente, apresentam diversas vantagens em comparação aos processos aeróbios convencionais. Também podem se listar as desvantagens relacionadas com o mesmo (Tabela 3). Mas, vale ressaltar, que essas desvantagens podem estar associadas às condições operacionais do processo e ao tipo de efluente (CARVALHO, 2006).

Tabela 3 – Vantagens e desvantagens do reator anaeróbio tipo UASB em relação aos processos aeróbios convencionais

Vantagens	Desvantagens
Sistema compacto (baixa demanda de área)	Possibilidade de emanção de maus odores
Baixo custo de implantação e de operação	
Baixa produção de lodo	Baixa capacidade do sistema tolerar cargas
Baixo consumo de energia	tóxicas
Eficiência de remoção de DBO e de DQO	
(65% a 75%)	Elevado intervalo de tempo necessário para
Possibilidade de rápido reinício, mesmo após	partida do sistema
longas paralisações	
Elevada concentração do lodo excedente	Necessidade de uma etapa de pós-tratamento
Boa desidratabilidade do lodo	

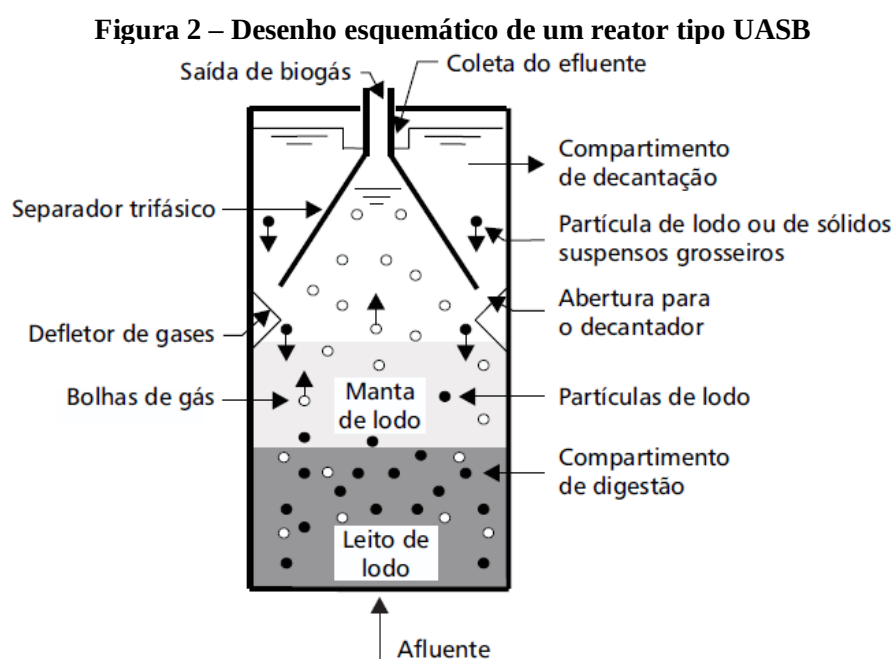
Fonte: CHERNICHARO et al. (1997)

Uma das desvantagens destacada por Chernicharo et al. (1997) (Tabela 3) é a necessidade de um pós-tratamento do efluente, devido a matéria orgânica não ser totalmente degradada nos reatores tipo UASB. Quando utiliza estes reatores no tratamento de efluente têxtil, além da necessidade do pós-tratamento para a remoção mais eficiente da DQO, é de fundamental importância outra etapa de tratamento para reduzir a toxicidade do efluente, decorrente das aminas aromáticas geradas pela quebra da ligação azo ($-N=N-$).

A remoção completa do corante azo pode ser alcançada utilizando uma estratégia lógica como o tratamento sequencial anaeróbio-aeróbio. A mineralização do corante tipo azo ocorre em duas etapas (VAN DER ZEE et al, 2003). A primeira etapa envolve a clivagem redutiva das ligações azo ($-N=N-$) dos corantes, pela degradação biológica, necessariamente em condições anaeróbias, uma vez que este tipo de corante é confeccionado para resistir ao ataque aeróbio, resultando na formação de aminas aromáticas, que são compostos geralmente isentos de cor, porém potencialmente tóxicos e/ou cancerígenos (PINHEIRO et al., 2004). Na

segunda etapa ocorre a degradação dessas aminas aromáticas em ambiente aeróbio. É importante ressaltar, que a etapa aeróbia deve ser atingida, pois é nela que é reduzida a toxicidade do corante e dos subprodutos de degradação.

Nos reatores tipo UASB (Figura 2), a entrada do afluente é feita na base e este escoar de forma ascendente, passando pela primeira camada de lodo, o leito, onde há maior concentração da biomassa ativa. Em seguida, passa pela manta de lodo, na qual a biomassa é menos densa e os sólidos apresentam velocidades de sedimentação mais baixas. Por fim, a água residuária passa pelo separador trifásico, onde ocorre a separação das três fases (sólida, líquida e gasosa), permitindo a saída dos gases, a retenção e o retorno do lodo mais denso para a fase líquida e as partículas mais leves saem juntamente com o efluente final.



Fonte: (CHERNICHARO et al., 1999)

De acordo com Foresti (2002), as características básicas requeridas para o sistema de tratamento de esgoto são satisfeitas pelo reator tipo UASB, pois estes reatores apresentam elevada capacidade para reter a biomassa em seu interior, e isso permite que o reator opere com alta capacidade da retenção da biomassa, com menor requerimento de nutrientes, e com uma produção mais baixa de lodo. Em caso de variações nas características do afluente, há estabilidade e tolerância no tratamento de elevada cargas orgânicas.

Os reatores tipo UASB utilizados para tratamento de esgotos domésticos podem operar com bons resultados em temperatura superior a 20 °C. Em geral, para taxa de

carregamento orgânico inferior a $3 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ a eficiência de remoção de DQO varia entre 65% e 80%, com o tempo de detenção hidráulica variando de 6 a 10 horas. Esse tempo de detenção pode ser inferior a 6 horas se a temperatura da região for perto de 25°C ou superior, sem afetar o desempenho do reator (FORESTI, 2002).

Ferraz Jr et al. (2011) utilizaram um reator tipo UASB, com volume de 250 L, seguido de um biofiltro aerado submerso (BAS) de 187 L, para tratamento de efluente têxtil gerado em uma lavanderia de *jeans* de pequeno porte, em Caruaru-PE. A operação dos reatores foi feita em três fases distintas denominadas PI, PII e PIII. Em cada fase os autores modificaram o TDH e a taxa de carregamento orgânico, da seguinte forma: 24 h e $1,3 \text{ kg DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, em PI; 16 h e $1,2 \text{ kg DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, em PII; 12 h e $3,2 \text{ kg DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, em PIII. Como resultados de eficiência da remoção de DQO os autores reportam 59, 69 e 48%, respectivamente, em PI, PII e PIII. Para remoção de cor o desempenho de remoção foi 64, 53 e 42%, respectivamente, em PI, PII e PIII, considerando somente o desempenho do reator tipo UASB.

Utilizando o mesmo sistema operado por Ferraz Jr et al. (2011), Amaral et al. (2014) transferiram os reatores para outra indústria têxtil, desta vez uma empresa de médio porte. Amaral et al. (2014) também operaram o sistema em três fases diferentes, P-1, P-2 e P-3, variando o TDH do sistema de tratamento (UASB/BAS) de 12h/9h (em P-1), 12h/9h (em P-2), e 8h/6h (em P-3). Neste caso, a eficiência média da remoção de DQO para o UASB foi igual a 40, 43 e 34%, nas fases P-1, P-2 e P-3, respectivamente, com correspondentes eficiências máximas iguais a 88, 86 e 72%. Em relação à remoção de cor, a eficiência média foi de 16%, 20% e 32%, e as eficiências máximas correspondente de 37%, 62% e 54%, para as 3 respectivas fases. O desempenho médio do reator tipo UASB, quando operado por Amaral et al. (2014) foi bem inferior ao obtido por Ferraz Jr et al. (2011), principalmente em relação à remoção de cor. Amaral et al. (2014) creditam o baixo desempenho de remoção de cor à presença de sulfato no efluente (cerca de 300 mg/L), que deve ter competido com os corantes pelos elétrons disponíveis, tendo levando vantagem termodinâmica em condições anaeróbias.

Tunussi e Além Sobrinho (2003) utilizaram, em escala piloto, reatores em série, UASB seguido de lodos ativados, para o tratamento de efluente têxtil. Segundo os autores, as eficiências do sistema foram melhores depois do terceiro mês, quando o reator tipo UASB estabilizou. Os autores reportam eficiência média mensal de remoção de DQO variando de 69% a 78%, e eficiência de remoção de cor acima de 85%, considerando somente os resultados do reator tipo UASB.

Para facilitar a compreensão dos resultados obtidos por esses autores citados, a Tabela 4 ilustra as condições de operação referentes ao reator tipo UASB em cada um dos trabalhos citados, e os respectivos resultados de eficiência média de remoção de DQO e cor.

Tabela 4 – Dados operacionais referentes à aplicação de reator tipo UASB para tratamento de efluentes têxteis

Referência	Fases	Volume (L)	Vazão (L.h ⁻¹)	TDH (h)	Carga orgânica (kg DQO.m ⁻³ d ⁻¹)	Eficiência de remoção (%)	
						DQO	COR
Ferraz Jr et al. (2011)	FI	250	10,42	24	1,30	59	64
	FII	250	15,63	16	1,20	60	53
	FIII	250	20,83	12	3,20	48	42
Amaral et al. (2014)	P-1	250	20,83	12	1,84	40	16
	P-2	250	20,83	12	2,42	43	20
	P-3	250	31,25	8	2,70	34	32
Tunussi e Além Sobrinho (2003)	-	3.300	350	10	1,30 a 4,60	69 a 78	>85

Os resultados obtidos pelos diferentes autores (Tabela 4) indicam boa aplicabilidade de reatores com configuração tipo UASB para tratamento de efluente têxtil, tanto em relação à remoção de DQO, quanto em relação à remoção de cor (dados apresentados por Tunissi e Além Sobrinho, 2003). Como boa parte das lavanderias de Caruaru/PE não possuem um controle dos produtos químicos utilizados no processo de beneficiamento das peças de *jeans*, isso pode ter refletido na baixa eficiência da remoção da DQO e cor no reator UASB operado por Amaral et al. (2014).

2.5 Modelos matemáticos cinéticos complexos e simplificados

Os modelos matemáticos servem para prever e representar situações que poderão ocorrer na prática. Eles são desenvolvidos para melhor compreensão dos fenômenos que podem surgir, e assim, auxiliar na melhor solução para os problemas.

Quando trabalhamos com processos biológicos utilizamos os modelos matemáticos para facilitar a compreensão sobre o comportamento das etapas que estão envolvidas na conversão biológica. Durante a conversão da matéria orgânica pode acontecer alguma falha no processo, devido às mudanças operacionais ou ambientais, por exemplo, e através da modelagem é possível prever as falhas, e assim, pode-se buscar soluções para minimizar as falhas.

Um dos modelos matemáticos mais utilizados para processos de digestão anaeróbia é o modelo ADM1 – *Anaerobic Digestion Model No 1*, desenvolvido por Batstone et al. (2002). Trata-se de um modelo complexo e que pode ser aplicado a diversos tipos de sistemas. Este modelo considera a remoção dos compostos orgânicos complexos através dos processos: bioquímico e físico-químico. Além disso, o modelo considera ainda as rotas de degradação: desintegração, quebra das partículas homogêneas em carboidratos, proteínas e lipídeos; hidrólise, na qual há conversão das proteínas, carboidratos e lipídeos em aminoácidos, açúcares e ácidos graxos de cadeia longa; acidogênese, na qual a conversão dos açúcares e aminoácidos em ácidos graxos voláteis e hidrogênio; acetogênese, na qual os ácidos graxos de cadeia longa e os voláteis são convertidos em acetato; e metanogênese, de acetato e hidrogênio/CO₂. A desvantagem do modelo é que não considera a rota da sulfetogênese. Neste modelo, o crescimento microbiano é descrito pela cinética de Monod, e o consumo do substrato pela cinética de primeira ordem.

O ADM1 possui limitações devido a grande quantidade de dados de entrada que são difíceis de serem determinadas, tais como: parâmetros cinéticos de crescimento celular e de consumo de substrato, composição detalhada do esgoto (monossacarídeos, aminoácidos, ácidos graxos de cadeia longa), constantes de inibição, dentre outros.

Na literatura podemos encontrar diversas pesquisas que utilizaram o ADM1 para entender o comportamento da degradação biológica. Carvalho (2006) utilizou dados experimentais da operação de um reator tipo UASB, com volume de 160 L, tratando esgotos sanitários, com outros dados utilizados por Batstone et al. (2002), para calibrar o modelo. As simulações foram feitas para o tempo de retenção celular, θ_c , igual ao TDH de 0,4 d (9,6 h) e, posteriormente, o θ_c foi modificado para 50 e 100 dias. Como resultado da análise de DQO efluente, para θ_c de 50 d e 100 d, os valores de DQO efluente convergiram para aproximadamente 281 mg.L⁻¹ e 291 mg.L⁻¹, respectivamente, com uma diferença de 8% a 12% entre o valor obtido durante a operação do reator e o calculado pelo modelo (ADM1). No caso de θ_c igual ao TDH (0,4 d), a DQO efluente convergiu para 474 mg.L⁻¹, com uma diferença de 79% entre os valores observado e calculado do modelo.

Guimarães (1997) modelou o reator tipo UASB considerando a associação de dois modelos, o modelo da digestão anaeróbia, que representa o leito de lodo e a manta de lodo, e o modelo separador, que representa o separador trifásico. O modelo da digestão anaeróbia considera a digestão da matéria orgânica através da conversão da matéria orgânica diretamente em microrganismos e em biogás ($S \rightarrow X + CO_2 + CH_4$). Com isso, não se

considera o conteúdo de ácidos voláteis intermediários. A dificuldade de medição das variáveis cinéticas necessárias justifica a simplificação do modelo. As equações foram obtidas através do balanço de massa para biomassa e substrato, e são representados por sólidos suspensos voláteis (SSV) e DQO, respectivamente. O crescimento da biomassa no modelo proposto por Guimarães (1997) é representado pelas equações cinéticas de Monod e Haldane. A modelagem também considera a produção de metano, fazendo a relação de que o substrato que não foi convertido em biomassa é transformado em biogás. No caso do modelo para o separador trifásico, os valores de sólidos suspensos totais são obtidos através de uma equação que depende do valor da taxa de aplicação superficial (TAS). Essa taxa é definida de acordo com a vazão, o teor de sólidos suspensos totais (SST) antes do separador trifásico e na saída do UASB, e o tempo de detenção hidráulico, aplicado à estação piloto modelada. A DQO particulada foi calculada por uma regressão que depende de SST. Assim, a DQO solúvel é obtida pela diferença entre a DQO total e a DQO particulada. O modelo desenvolvido por Guimarães (1997) tem como saída valores de DQO total, DQO particulada, DQO solúvel, concentração de biomassa na entrada do separador e SST na saída do separador.

O Modelo Matemático Simplificado (MMS) apresentado por Carvalho e Pires (2002) analisa a variação da taxa cíclica de vazão do afluente sobre a remoção de DQO. As considerações do modelo são feitas para o reator tipo UASB, considerando duas regiões importantes: a zona de reação biológica e a zona de sedimentação. Devido aos aspectos hidrodinâmicos e à cinética das reações, o reator foi dividido em quatro compartimentos em série, de modo que, os três primeiros compartimentos são considerados como zonas em que ocorrem as reações biológicas e o quarto compartimento, como separador de fases, onde o sólido em suspensão retido retorna para o segundo compartimento. Esse retorno é considerado para simular o movimento do lodo que acontece no interior do reator tipo UASB.

Para a equação do balanço de massa simplificado, Carvalho e Pires (2002) consideraram somente dois componentes, o substrato, que é expresso como DQO, e a biomassa ativa, como a massa de SSV. O modelo considera o regime de escoamento contínuo do efluente de mistura completa em reatores em série. As equações cinéticas de reação primeira ordem e de Monod são consideradas para conversão do substrato e crescimento da biomassa, respectivamente. Para representar a variação horária do afluente foi aplicada uma vazão com um comportamento senoidal, durante as 24 horas do dia.

Com a finalidade de verificar a remoção da DQO devido aos efeitos do comportamento senoidal da vazão, a análise do modelo foi feita considerando a vazão

afluente constante e variações de 25% e 50%, para dois valores distintos de DQO, 500 mg O₂.L⁻¹ e 1.000 mg O₂.L⁻¹. Com resultado, Carvalho e Pires (2002) observaram que a vazão senoidal não causou efeitos significativos na eficiência média na remoção de DQO ficando em torno de 88%, e o mesmo aconteceu em relação aos sólidos suspensos. Porém com o aumento da DQO afluente para 1000 mg O₂.L⁻¹ houve aumento de sólidos suspensos no efluente do reator, que não foi verificado com a variação da vazão. Em relação à variação de $\pm 25\%$ da vazão, a amplitude da DQO efluente correspondeu a $\pm 9\%$ em relação à média da DQO afluente para os dois valores de DQO. No caso da variação de $\pm 50\%$ da vazão houve aumento da amplitude de flutuação de saída para $\pm 16\%$. Pelos resultados simulados os autores concluíram que o reator UASB tem capacidade de amortecer as variações cíclicas impostas pela vazão afluente. Ainda concluíram que esse amortecimento está relacionado aos fenômenos bioquímicos e hidrodinâmicos que acontecem no interior do reator tipo UASB.

Carvalho (2006) aprimorou o MMS, e formulou o Modelo Matemático Simplificado Aprimorado (MMSA) que considera ambos, o crescimento da biomassa e a degradação de substrato, ocorrendo segundo modelo cinético de primeira ordem. O regime adotado foi de escoamento contínuo de mistura completa em reatores em série. O modelo permaneceu com o reator tipo UASB dividido em quatro compartimentos, em que nos três primeiros ocorrem as reações biológicas, e no quarto não há acúmulo de substrato e biomassa. Neste modelo, a autora criou uma função objetivo para minimizar as diferenças dos dados experimentais da DQO efluente e os valores simulados do modelo. A partir desta minimização da diferença é obtida o valor otimizado da constante cinética aparente de primeira ordem (k_1).

A simulação do MMSA foi realizada fixando valores da DQO no efluente e SSV no reator. As análises foram feitas considerando diversos pontos de coletas ao longo da altura do reator, sendo cada ponto de coleta denominado de perfil, da base ao topo do reator (Carvalho, 2006). Num total foram considerados seis perfis de amostragens considerando diferentes equações da variação da DQO afluente ao reator tipo UASB, no tempo de 21 horas. Os perfis 1 e 2, representam a DQO de entrada no reator tipo UASB como volume de 146 L, e os perfis 3 e 4, do reator UASB de volume 160 L, esses perfis são considerados com a vazão afluente constante. Nos perfis 6 e 8, a vazão afluente sofre uma variação cíclica de 40% e 60%, respectivamente, considerando o reator de 160 L. Nas simulações foram observados valores de DQO efluente uma variação de 162 a 229 mg O₂.L⁻¹ para o perfil 1; 148 a 398 mg O₂.L⁻¹ para o perfil 2; 214 a 311 mg O₂.L⁻¹ para o perfil 3; 232 a 409 mg O₂.L⁻¹ para o perfil 4; 342 a 456 mg O₂.L⁻¹ para o perfil 6; e 204 a 452 mg O₂.L⁻¹ para o perfil 8. As faixas de valores

simuladas resultaram numa diferença de aproximadamente 17%, 48%, 37%, 8%, 59% e 56% para os perfis 1, 2, 3, 4, 6 e 8, respectivamente, em relação aos resultados de DQO experimental. A autora afirma que as maiores diferenças, perfis 6 e 8, se justifica pelo fato de o arraste de sólido ser mais significativo quando aplicado variações na vazão afluyente, e o modelo tem como limitação não considerar o arraste dos sólidos no efluente, que ocorreu ao longo de toda operação do reator.

Lopez e Borzacconi (2009) utilizaram o modelo AM2, proposto por Bernard et al. (2001)² para simular o comportamento da digestão anaeróbia de águas residuárias, em reatores tipo UASB em escala real. O modelo AM2 considera a digestão ocorrendo em duas etapas, a acidogênese e a metanogênese. Na primeira etapa o substrato orgânico é convertido para ácidos graxos voláteis e CO₂, pelas bactérias acidogênicas. No passo seguinte, os ácidos são convertidos, pelas arqueias metanogênicas, em metano e CO₂. Os autores descrevem que o modelo de AM2 requer um bom controle dos reatores, como se tem em reatores de escala piloto e bancada; a análise para reatores em escala real não produziu resultados satisfatórios. Desta forma, incluíram o balanço global da DQO para o substrato orgânico (S₁) e os ácidos graxos voláteis (S₂), e aplicaram a um reator tipo UASB de escala real de 250 m³, tratando efluente de maltagem. Com o balanço global da DQO os autores determinaram os coeficientes estequiométricos necessários para as reações biológicas. Com os coeficientes determinados, eles estimaram a concentração da biomassa acidogênica e metanogênica contida no interior do reator. A validação do modelo foi feita através de dados experimentais da produção de metano. Com este modelo, consegue-se similaridade nos dados simulados e experimentais para a remoção do substrato e dos sólidos suspensos voláteis.

Para os modelos matemáticos relatados, a grande maioria utilizou dados experimentais de reatores tratando esgotos domésticos para simular a degradação da matéria orgânica e de outros parâmetros. Os resultados simulados da degradação da matéria orgânica mostraram-se próximos aos dos dados experimentais. Espera-se que o modelo trabalhado nesta pesquisa represente de forma significativa a degradação da matéria orgânica em efluentes têxteis.

² BERNARD, O; HADJ-SADOK, Z; DOCHAIN, D; GENOVESI, A; STEYER, J. P. **Dynamical model development and parameter identification for an anaerobic wastewater treatment process**, *Biotechnol. Bioeng.* 75 (4) (2001) 424–438

3. METODOLOGIA

Neste capítulo é apresentada metodologia utilizada para simular a degradação da matéria orgânica e a remoção de cor em efluente têxteis em reatores tipo UASB. Para degradação da matéria orgânica foi adaptado o modelo matemático simplificado MMSA, sendo a remoção de cor aplicada a cinética de primeira ordem. Além disso, foi feita a análise da influência do retorno do lodo no interior do reator tipo UASB. Para comparar se haviam diferenças significativas entre os dados experimentais e simulados foram aplicados o teste estatístico de variância ANOVA (para dados paramétricos) e o Teste de U de Mann-Whitney (para dados não-paramétricos).

3.1 Equações cinéticas simplificadas para o substrato e a biomassa

As equações cinéticas simplificadas de remoção anaeróbia da matéria orgânica foram baseadas no modelo MMS Aprimorado (MMSA) de Carvalho (2006), no qual se considera o modelo cinético de 1ª ordem e o balanço simplificado de duas componentes: o substrato e a biomassa. O processo envolvido para quantificar a remoção da matéria orgânica considera a conversão do substrato em biomassa ativa. No caso do substrato as equações são expressas como DQO e para a biomassa, como massa de SSV.

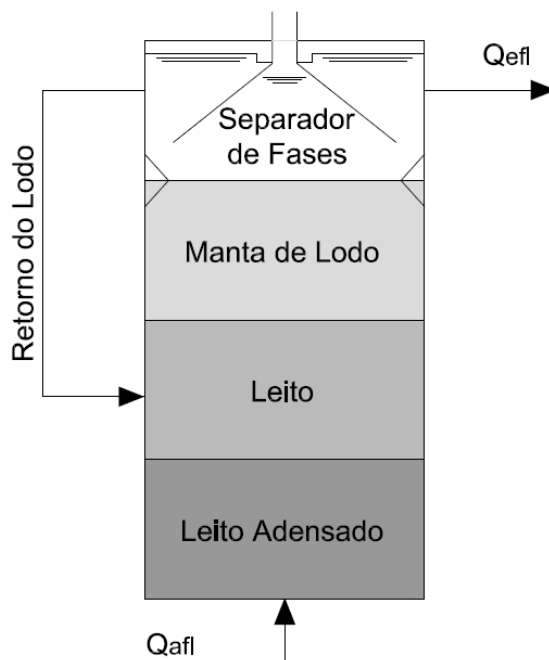
No modelo MMSA a divisão do reator tipo UASB foi definida através da hidrodinâmica no reator. Conforme Carvalho e Pires (2002) a velocidade das reações biológicas pode ser influenciada pela hidrodinâmica do reator, devido às reações distribuídas ao longo do reator e as modificações na taxa de transferência de massa.

Com a finalidade de representar de forma otimizada os resultados na remoção da DQO, conforme o MMSA, o presente trabalho considerou o reator UASB dividido em quatro compartimentos (leito de lodo adensado, leito do lodo, manta de lodo e separador trifásico), ilustradas na Figura 3. Além disso, em cada parte foram aplicadas equações diferentes, já que as reações ao longo do reator ocorrem de forma sequencial e de maneiras distintas.

Diferentemente do modelo MMSA, neste trabalho não considerou a flutuação cíclica da vazão ao longo do tempo. A vazão permaneceu constante, pois foram utilizados resultados experimentais de operação em escala piloto na calibração, cujas vazões afluentes são constantes.

A modelagem foi feita considerando o retorno do lodo, com o intuito de representar os sólidos que retornam ao leito (Figura 3), após separação no separador trifásico. O retorno do lodo é feito no segundo compartimento, conservando a ideia do modelo MMSA, em que o lodo sedimentava no leito de lodo, e que dificilmente chegaria a atingir a primeira camada, leito adensado, pelo fato de esta ser bastante adensada. Além disso, a modelagem também foi feita desconsiderando esse retorno do lodo, com a finalidade de verificar se há interferência dessa parcela nos resultados de DQO e SSV no efluente. Os coeficientes de retorno (C_S) de lodo testados foram: $C_S = 0\%$ (sem retorno); $C_S = 40\%$ e $C_S = 80\%$. Esses valores foram baseados em comportamento descrito por Carvalho e Pires (2002) e Carvalho (2006) que relataram influência do C_S de 80% para reator tratando esgoto doméstico. O valor de 0% foi escolhido com o objetivo de verificar se havia influência nos resultados caso o retorno de lodo fosse totalmente desconsiderado. O C_S igual a 40% foi adicionado neste estudo para verificar se haveria alguma influência significativa para um valor intermediário de retorno de lodo, entre 0% e 80%.

Figura 3 – Esquema conceitual dos quatro compartimentos integrantes do reator tipo UASB para fins de modelagem

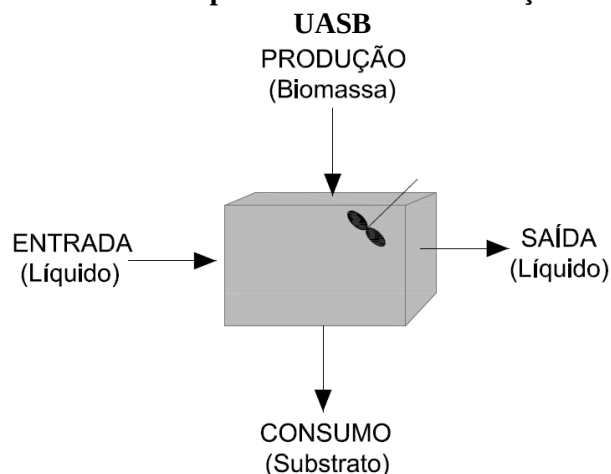


Fonte: Adaptado de Carvalho e Pires (2002)

As equações de cinética foram baseadas no balanço de massa considerando os dois termos: o escoamento (entrada e saída de líquido) e a reação (produção de biomassa e

consumo do substrato), ilustrados na Figura 4. Desta forma, as equações para o substrato e a biomassa foram obtidas a partir da forma geral do balanço de massa indicado na Equação 1.

Figura 4 – Esquema ilustrativo das parcelas usadas no balanço de massa para o reator tipo



Fonte: Adaptado de von Sperling (1996)

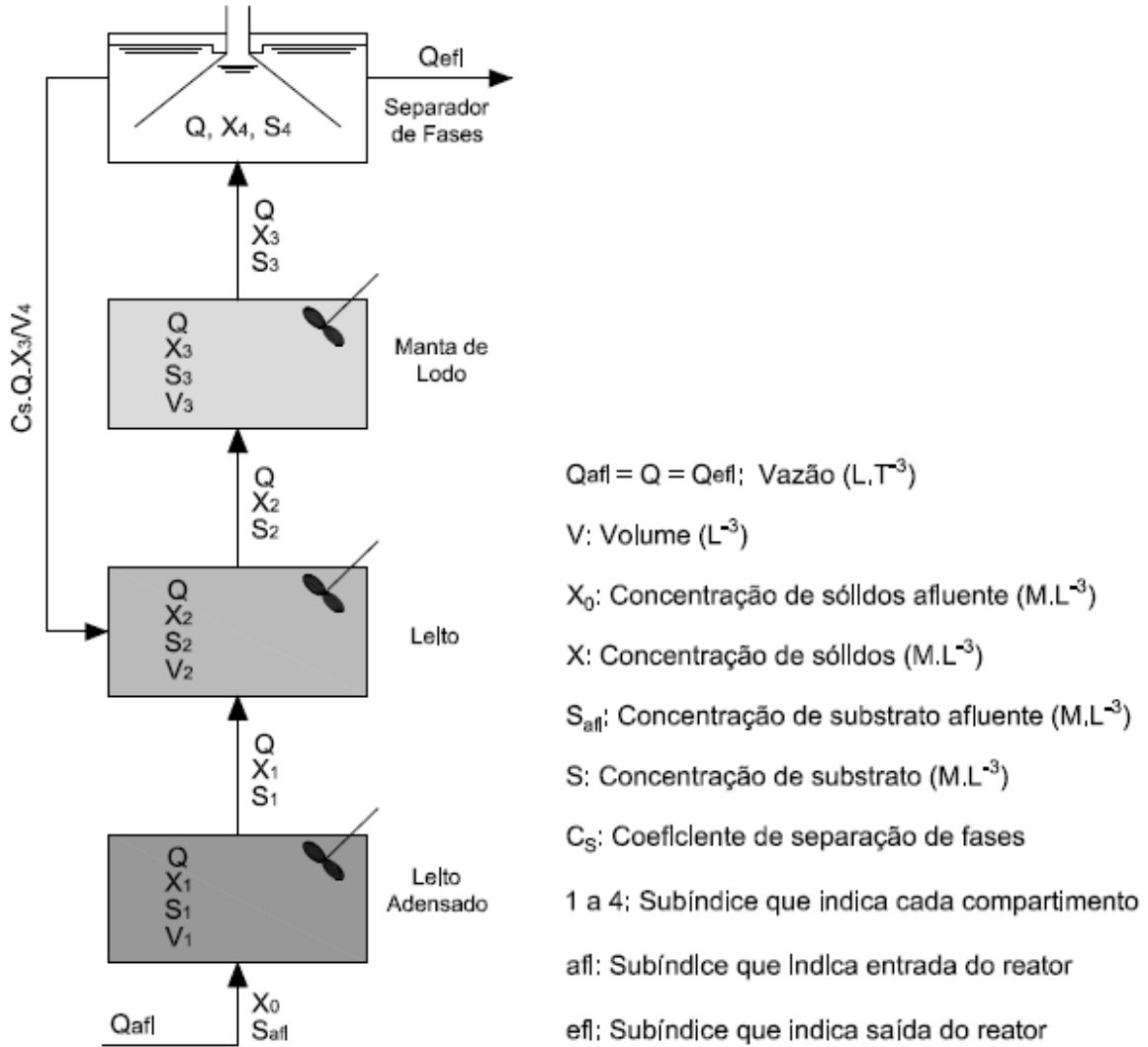
$$Acumulação = Entrada - Saída + Produção - Consumo \quad \text{Eq. (1)}$$

Para a modelagem do reator UASB os quatro compartimentos previamente definidos (Figura 3) foram considerados como reatores de mistura completa em série e de fluxo contínuo. Sendo que, nos três primeiros compartimentos ocorrem às reações biológicas, e o quarto compartimento serve somente como separador das fases, em que não há produção de biomassa, nem consumo de substrato.

Uma característica geral, quando se considera um reator de mistura completa, é que o efluente sai com a mesma concentração do líquido no interior de qualquer parte do reator. (LEVENSPIEL, 2000). Desta forma, a concentração de entrada do líquido em um compartimento do reator será a concentração do leito de lodo no compartimento anterior, e assim sucessivamente até o atingir o separador de fases.

Na Figura 5 são mostradas de forma ilustrativa e explicativa as parcelas do substrato, sólidos, vazão e volume no afluente e efluente do reator tipo UASB, para cada compartimento.

Figura 5 – Esquema ilustrativo das parcelas (substrato, sólidos, vazão e volume) afluente e efluente em cada compartimento do reator tipo UASB



Fonte: Adaptado de Carvalho e Pires (2002)

Assumindo que não há influência da concentração de microrganismos e que as condições do estado estacionário prevalecem ($dX/dt = 0$), o valor de X_0 utilizado foi nulo ($X_0 = 0 \text{ mg.SSV.L}^{-1}$) (METCALF & EDDY, 2003). A concentração do substrato (S_{afl}) na entrada do reator é definida através de um polinômio (Equação 2), que pode ser de grau 3, 4, 5, ou 6. A escolha do polinômio é baseada no comportamento do substrato (DQO) no afluente.

$$S_{afl} = Gt^6 + Ft^5 + Et^4 + Dt^3 + Ct^2 + Bt + A \quad \text{Eq. (2)}$$

Em que,

G, F, E, D, C, B e A – são coeficientes da equação polinomial.

As equações cinéticas simplificadas (substrato e biomassa) para cada compartimento do reator tipo UASB estão expostas na Tabela 5.

Tabela 5 - Equações de balanço de massa nos compartimentos – cinética de 1ª ordem

Substrato	Biomassa
Compartimento 1 – Leito Adensado	
$\frac{dS_1}{dt} = \frac{Q}{V_1}(S_{afl} - S_1) - K_1X_1$	$\frac{dX_1}{dt} = -\frac{Q}{V_1}X_1 + YK_1X_1 - K_dX_1$
Compartimento 2 – Leito	
$\frac{dS_2}{dt} = \frac{Q}{V_2}(S_1 - S_2) - K_1X_2$	$\frac{dX_2}{dt} = \frac{Q}{V_1}(X_1 - X_2) + C_S\frac{Q}{V_4}X_3 + YK_1X_2 - K_dX_2$
Compartimento 3 – Manta de Lodo	
$\frac{dS_3}{dt} = \frac{Q}{V_3}(S_2 - S_3) - K_1X_3$	$\frac{dX_3}{dt} = \frac{Q}{V_1}(X_2 - X_3) + YK_1X_3 - K_dX_3$
Compartimento 4 – Separador Trifásico	
$S_{efl} = S_4 = S_3$	$X_4 = X_3(1 - C_S)$

Fonte: Adaptado de Carvalho (2006)

Os símbolos empregados, seus significados e as unidades consideradas no modelo podem ser visualizados na Tabela 6.

Tabela 6 – Símbolos empregados nas equações do modelo e as unidades

Símbolo	Significado	Unidade
Q	Vazão	L ³ .T ⁻¹
V	Volume	L ³
X	Concentração de biomassa (SSV)	M.L ⁻³
S	Concentração do substrato (DQO)	M.L ⁻³
Y	Coeficiente de produção celular	M(SSV)/M(DQO) _{removida}
K _d	Coeficiente de respiração endógena	T ⁻¹
K ₁	Constante de primeira ordem	M.L ⁻³
C _S	Constante de separação do separador de fase	—
1 a 4	Subíndices que indica o compartimento do reator	—
afl	Subíndice que indica a entrada no reator	—
efl	Subíndice que indica a saída no reator	—

Fonte: Adaptado de Carvalho (2006)

3.2 Cinética de 1ª ordem para a remoção da cor

Por não possuir dados experimentais do teor de cor ao longo da altura do reator, não foi possível considerar a divisão do reator tipo UASB em quatro compartimentos. Desta forma, para modelar o comportamento da remoção de cor, o reator foi considerado com único compartimento, de fluxo contínuo e mistura completa.

A modelagem da remoção da cor nos efluentes têxteis foi inicialmente feita aplicando a cinética de primeira ordem (Equação 3).

$$C = C_{afl}e^{-K_{1c}t} \quad \text{Eq. (3)}$$

Em que,

C_{afl} – Teor de cor no afluente do reator (M(Pt-Co).L⁻³)

C – Teor de cor no efluente do reator (M(Pt-Co).L⁻³)

K_{1c} – Constante de descolorização para cinética de primeira ordem (T⁻¹)

t – Tempo (T)

O teor de cor no afluente do reator (C_{afl}) é representado por um polinômio, da mesma forma que a DQO de entrada no reator (Equação 2).

Nas simulações foi considerada a aplicação direta da equação cinética de primeira ordem de forma integrada (Equação 3), em que houve incoerência nos resultados simulados em relação ao dados reais de operação do reator. À medida que, o intervalo de simulação era maior, a remoção de cor ia aumentando. A eficiência estava sempre de forma crescente, não representando a realidade. Desta forma, optou-se também em aplicar as equações de forma diferencial, cinética de ordem zero e de primeira ordem, porém, independente do valor da constante de descolorização os resultados tendiam a valores nulos, fazendo a eficiência chegar em 100%, também não representando a realidade. Por esta razão optou-se em fazer o balanço de massa também para cor, pois pode considerar o escoamento no sistema (entrada e saída) e a remoção de cor é representada pela equação cinética de primeira ordem.

A partir da equação geral do balanço de massa em um reator (Equação 1), foi obtida a equação diferencial ordinária (EDO) para modelagem da remoção da cor (Equação 4).

$$\frac{dC}{dt} = \frac{Q}{V}(C_{afl} - C) - K_{1c}C \quad \text{Eq. (4)}$$

Em que,

C_{afl} – Teor de cor no afluente do reator UASB (M(Pt-Co).L⁻³)

C – Teor de cor no efluente do reator UASB (M(Pt-Co).L⁻³)

K_{1c} – Constante de decolorização para cinética de primeira ordem (T⁻¹)

Q – Vazão (L.T⁻¹)

V – Volume total do reator (L⁻³)

3.3 Programa MATLAB^{®3}

O MATLAB[®] (**MAT**rix **LAB**oratory) é um *software* de alto desempenho voltado para efetuar cálculos numéricos em um ambiente interativo de computação numérica, visualização e programação. Esta ferramenta também possui uma linguagem de programação de alto nível. O *software* permite fazer análise de dados, desenvolver algoritmos e elaborar modelos e aplicações (processamento de sinais e comunicação, imagem e processamento de vídeo, sistemas de controle, testes e medição, e inclui ainda a parte de finanças e biologia computacional).

O MATLAB[®] agiliza o desenvolvimento de algoritmos para fins específicos, disponibiliza bibliotecas dedicadas com ferramentas adicionais, chamadas de *toolboxes*, que possuem rotinas especialmente projetadas e dedicadas em resolver problemas específicos.

O programa dispõe de uma janela principal, *Command Window*, por onde o usuário pode executar os comandos, rodar rotinas criadas, abrir janelas e gerenciar o uso do MATLAB[®].

Uma vantagem do ambiente de programação MATLAB[®] é a baixa complexidade, do ponto de vista do usuário, que o permite escrever suas próprias bibliotecas. Através de arquivos com extensão ‘.m’, chamados de *M-files*, pode-se incorporar novas funções ao programa principal.

Há duas formas de utilizar os *M-files*, através de roteiros (*scripts*) ou funções (*functions*). Ambas as formas, possuem uma sequência de comandos a executar, diferenciados na forma de armazenamento das variáveis, na entrada e saída dos dados. Enquanto os *scripts*

³ Este item é baseado em MATHWORKS (2015)

não recebem parâmetros de entrada e saída, e as variáveis utilizadas são armazenadas no Workspace⁴, as *functions* aceitam parâmetros de entrada e retornam os de saída, sendo as variáveis armazenadas no espaço de memória destinado as funções.

O MATLAB[®] também possui ferramentas de projeto para interfaces gráficas. O GUIDE, *Graphic User Interface Design Environment*, permite desenvolver interfaces gráficas. Assim, a utilização da ferramenta de simulação desenvolvida pode se tornar mais fácil e intuitiva ao usuário.

Nesta pesquisa foi utilizado o programa MATLAB[®] versão R2013a (8.1.0.604).

3.4 Resolução das Equações Diferenciais Ordinárias (ODEs) desenvolvida no programa MATLAB[®]

O método numérico de *Runge-Kutta* é um dos métodos mais utilizados para calcular soluções aproximadas de problemas de valor inicial, devido a sua simplicidade e precisão. Este método tem a finalidade de eliminar o cálculo das derivadas considerando um polinômio de Taylor mais apropriado para resolver uma EDO. Para isso faz-se várias avaliações em função da equação em cada passo de tempo. Além disso, pode ser construído para qualquer ordem (ARENALES e DAREZZO, 2010).

Uma recomendação é que o método de Runge-Kutta de 4ª ordem seja utilizado como primeira tentativa nas resoluções das EDOs (MATLAB, 2013).

A aplicação desse método foi feita utilizando a função *ode45*, própria da biblioteca do MATLAB[®]. A sintaxe do comando dessa função é representada na Equação 5.

$$[T \ X] = ode45(@funcao, [t_0 \ t_i \ t_f], y_0) \quad \text{Eq. (5)}$$

Em que,

T – vetor coluna com a saída do tempo;

X – vetor coluna com a saída da DQO;

$@função$ – função que consta a equação diferencial;

t_0 – tempo inicial da simulação;

t_i – incremento do tempo da simulação;

⁴ Workspace - é uma janela do MATLAB[®] que permite a visualização e gerenciamento das variáveis que estão em uso.

t_f – tempo final da simulação;

y_0 – vetor com valor inicial (valor no primeiro ponto do intervalo)

No caso da simulação do crescimento da biomassa e do consumo de substrato, o vetor y_0 é composto de quatro pares (DQO e SSV) referente a cada compartimento do reator, Equação 6.

$$y_0 = [S_1 \ X_1 \ S_2 \ X_2 \ S_3 \ X_3 \ S_4 \ X_4] \quad \text{Eq. (6)}$$

Em que,

S – DQO (M.L⁻³);

X – SSV (M.L⁻³);

1 a 4 – índice referente a cada compartimento do reator UASB

A função (Equação 5) foi aplicada para simular DQO bruta, DQO filtrada, cor verdadeira e cor aparente, e estão expostas nas Equações 7, 8, 9 e 10, respectivamente.

$$[T \ X] = \text{ode45}(@DQO_Bruta_1Ordem, [t_0 \ t_i \ t_f], [S_{b1} \ X_1 \ S_{b2} \ X_2 \ S_{b3} \ X_3 \ S_{b4} \ X_4]) \quad \text{Eq. (7)}$$

$$[T \ X] = \text{ode45}(@DQO_Filtrada_1Ordem, [t_0 \ t_i \ t_f], [S_{f1} \ X_1 \ S_{f2} \ X_2 \ S_{f3} \ X_3 \ S_{f4} \ X_4]) \quad \text{Eq. (8)}$$

$$[T \ X] = \text{ode45}(@COR_Verdadeira, [t_0 \ t_i \ t_f], C_v) \quad \text{Eq. (9)}$$

$$[T \ X] = \text{ode45}(@COR_Aparente, [t_0 \ t_i \ t_f], C_a) \quad \text{Eq. (10)}$$

Outras funções de resolução de EDO contidas na biblioteca do MATLAB®, como a função *ode23* e a *ode15s*, foram utilizadas com finalidade de verificar se havia variações nos resultados. No entanto, não se observou diferença no comportamento dos resultados simulados para DQO aplicando a função *ode23* em relação à função *ode45*. No caso da função *ode15s* os resultados não foram precisos, apesar do comportamento ser similar das demais funções.

3.5 Análise estatística desenvolvida no programa MATLAB®

Neste trabalho foram utilizados dois testes estatísticos, o teste de variância ANOVA (paramétrico), utilizado quando os dados experimentais e simulados possuem um comportamento normal, e o teste U de Mann-Whitney (não-paramétrico) que não exige a normalidade dos dados.

A verificação da normalidade dos dados experimentais e simulados foi feito aplicando o teste de normalidade de Shapiro-Wilk, considerando as seguintes hipóteses para o nível de significância de 5%:

- H_0 (hipótese nula): os dados possuem o comportamento normal;
- H_1 (hipótese alternativa): os dados não possuem o comportamento normal.

O teste de normalidade foi feito considerando a função *swtest*⁵, fornecida no próprio site da Mathworks, com o formato próprio para ser utilizado no MATLAB®. Esta função é válida para as mostras com tamanho entre 3 a 5.000 dados. A sintaxe do comando dessa função é representada na Equação 11.

$$[h, p, swstat] = swtest(Y) \quad \text{Eq. (11)}$$

Em que,

- h – variável que indica a rejeição da hipótese nula;
- p – valor de significância (p-valor);
- Y – vetor coluna, com os dados a serem analisados;
- $swstat$ – estatística do teste Shapiro-Wilk.

Para verificar o ajuste do modelo comparando os dados simulados com os dados experimentais (reais) utilizou-se a análise de variância (ANOVA) fator único para os dados normais, e teste U de Mann-Whitney para os dados que não possuem distribuição normal. Em ambos os testes foi considerado o nível de significância (valor α) entre os valores de 5%.

As hipóteses consideradas para as simulações da DQO bruta, DQO filtrada, SSV, cor verdadeira e cor aparente para o teste ANOVA, foram:

⁵ Função criada por Ahmed Bem Saïda. Copyright (c) 17 de Março de 2009. Department of Finance, IHEC Sousse – Tunisia. Disponibilizada pelo site: <<http://www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/13964-shapiro-wilk-and-shapiro-francia-normality-tests/content/swtest.m>>. Acesso: 08 de março de 2016.

- H_0 (hipótese nula): Não há diferença significativa entre as médias dos valores simulados e experimentais.
- H_1 (hipótese alternativa): Há diferença entre as médias dos valores simulados e experimentais.

No caso do teste U de Mann-Whitney, as hipóteses foram:

- H_0 (hipótese nula): Não há diferença significativa entre os valores simulados e experimentais;
- H_1 (hipótese alternativa): Há diferença entre os valores simulados e experimentais.

O teste estatístico ANOVA foi feito considerando a função *anova1*, própria da biblioteca do MATLAB®. A sintaxe do comando dessa função é representada na Equação 12.

$$p = \text{anova1}(Y) \quad \text{Eq. (12)}$$

Em que,

p – valor de significância entre as médias (p-valor);

Y – vetor coluna, com os dados experimentais e simulados.

O teste U de Mann-Whitney foi feito considerando a função *ranksum*, da própria da biblioteca do MATLAB®. A sintaxe do comando dessa função é representada na Equação 13.

$$[p, h, stats] = \text{ranksum}(X_1, X_2) \quad \text{Eq. (13)}$$

Em que,

p – valor de significância entre os dados (p-valor);

h – variável que indica a rejeição da hipótese nula;

$stats$ – estatística do teste U de Mann-Whitney;

X_1 – vetor coluna, com os dados experimentais;

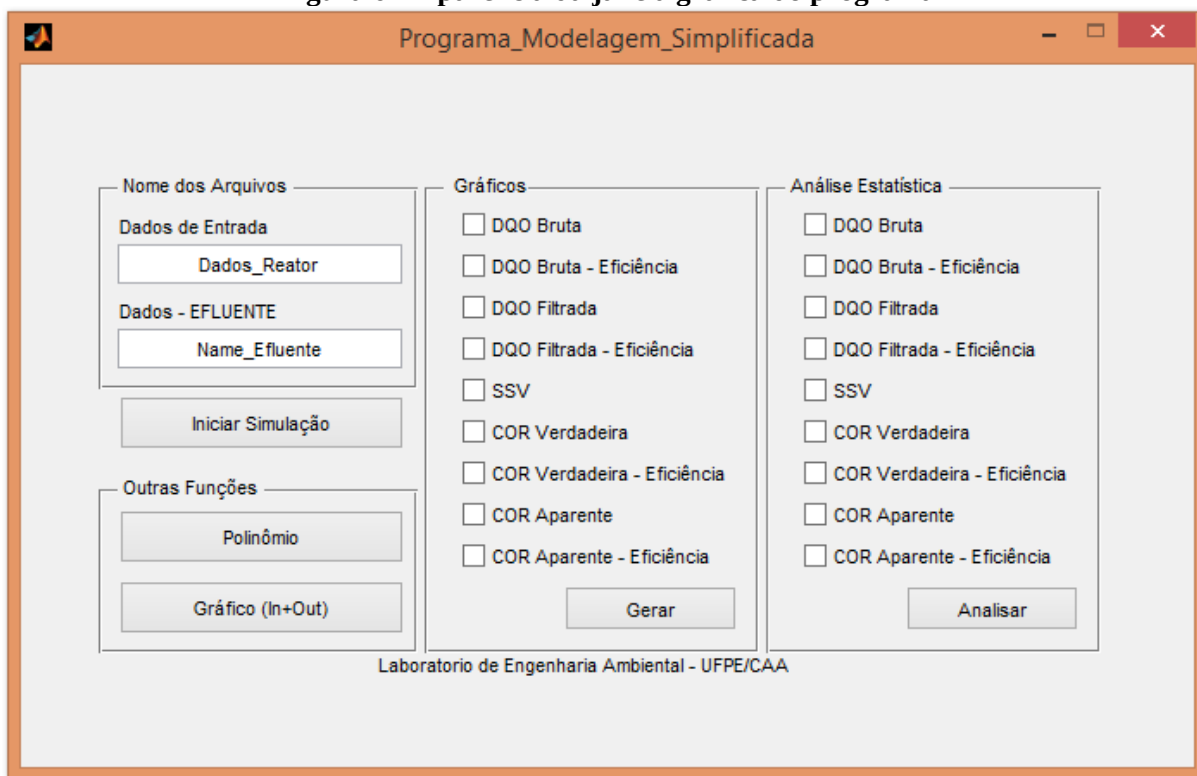
X_2 – vetor coluna, com os dados simulados.

Os valores de saída da análise estatística são todos armazenados em arquivo em EXCEL®.

3.6 Designer do programa através do GUIDE

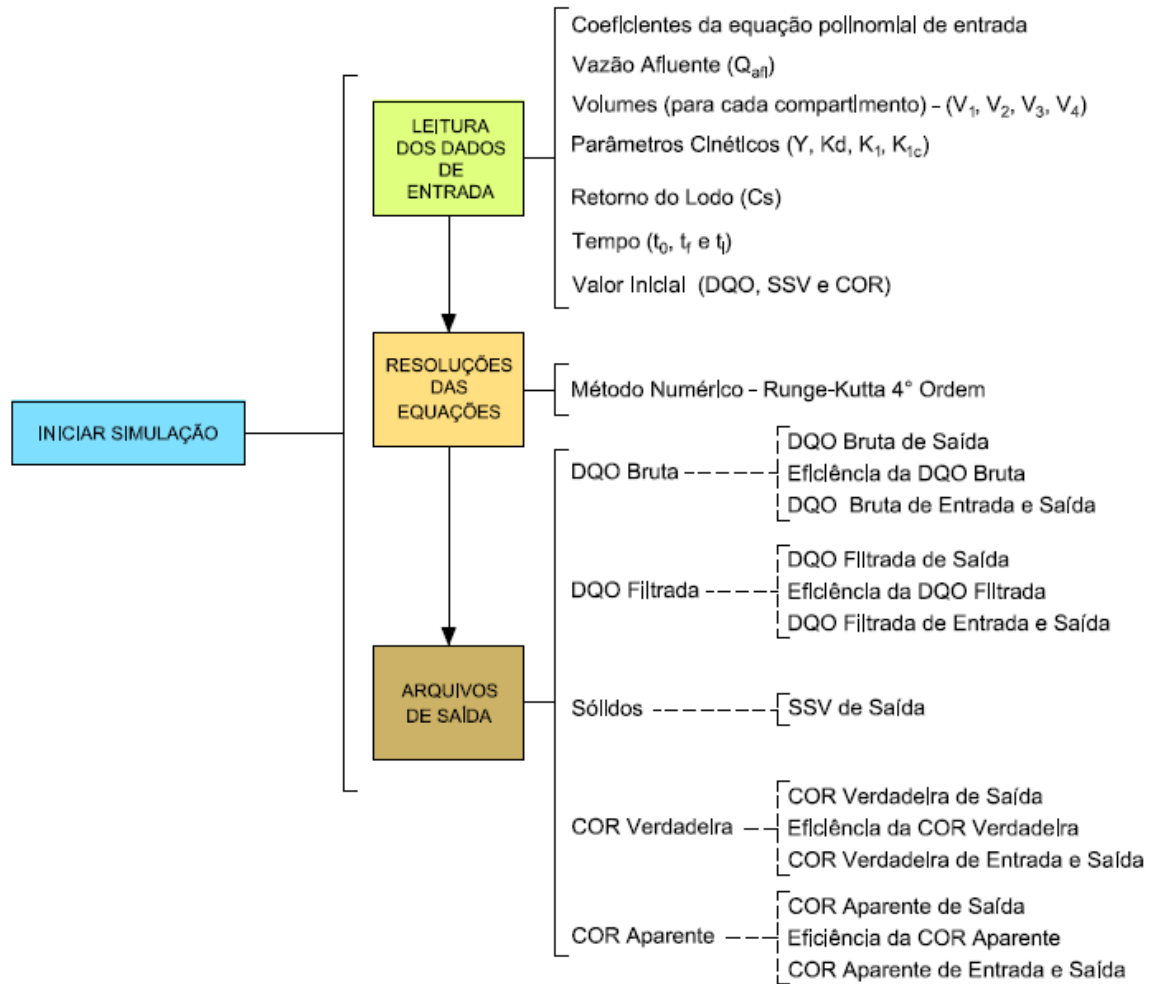
Com a finalidade de facilitar a integração do usuário com o programa foi criada uma janela gráfica que dispõe a execução do programa de simulação (Iniciar Simulação), geração de gráficos, análises estatísticas (Shapiro-Wilk, ANOVA e Teste-U de Mann-Whitney), e duas funções extras (obtenção do polinômio de entrada e gráficos com resultados de entrada e saída do reator UASB). Na Figura 6 é mostrada a aparência da janela gráfica com os respectivos comandos listados.

Figura 6 – Aparência da janela gráfica do programa



Para iniciar a simulação é necessário informar o nome do arquivo que contém os dados de entrada, como também os arquivos com os dados experimentais. Ao clicar no botão “Iniciar Simulação” o programa segue uma sequência de passos, esquematicamente ilustrada no fluxograma da Figura 7. Inicialmente o programa faz a leitura dos dados de entrada, através de um arquivo em EXCEL®, que possui os dados necessários para seguir com as simulações. Em seguida, resolve as EDOs, através do método numérico de *Runge-Kutta* de 4ª Ordem. Por fim, salva os dados simulados em arquivos com extensão *.txt. Esses arquivos possuem os dados simulados para o comportamento dos parâmetros DQO bruta, DQO filtrada, SSV, cor verdadeira e cor aparente, no afluente e efluente do reator tipo UASB.

Figura 7 – Fluxograma das etapas de execução do programa



As variáveis de entrada são inseridas numa planilha de EXCEL[®] conforme o modelo da Figura 8.

Figura 8 – Aparência da planilha em EXCEL® que contém os dados dos parâmetros de entrada

	A	B	C	D	E	F	G	H
1	DQOb							
2	GrauPOL(DQOb)							
3	G	F	E	D	C	B	A	
4	DQOf							
5	GrauPOL(DQOf)							
6	G	F	E	D	C	B	A	
7	CORv							
8	GrauPOL(CORv)							
9	G	F	E	D	C	B	A	
10	CORa							
11	GrauPOL(CORa)							
12	G	F	E	D	C	B	A	
13	Q							
14	V1	V2	V3	V4				
15	Y							
16	Kd							
17	Cs							
18	K1							
19	Kc							
20	T0	Tf	Ti					
21	Sb1	Sb2	Sb3	Sb4				
22	Sf1	Sf2	Sf3	Sf4				
23	X1	X2	X3	X4				
24	Cv							
25	Ca							

Os nomes para cada variável, mostrada na mesma figura, estão listados na Tabela 7.

Tabela 7 – Descrição dos parâmetros do arquivo em EXCEL®

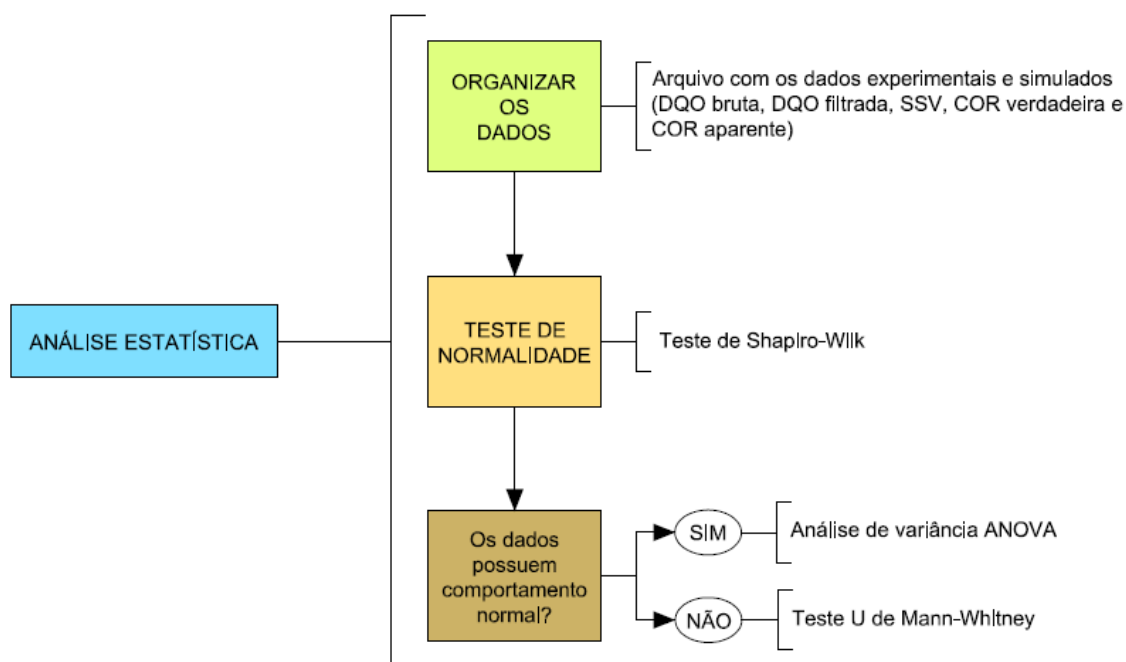
Célula	Descrição dos parâmetros
A1	Auxiliar que indica se o usuário deseja simular a degradação da DQO Bruta (0 – Não / 1 – Sim)
A2	Grau do polinômio da equação da DQO (Máximo grau = 6)
A3:G3	Coefficientes do polinômio da equação da DQO
A4	Auxiliar que indica se o usuário deseja simular a da degradação da DQO Filtrada (0 – Não / 1 – Sim)
A5	Grau do polinômio da equação da DQO (Máximo grau = 6)
A6:G6	Coefficientes do polinômio da equação da DQO Filtrada
A7	Auxiliar que indica se o usuário deseja simular a remoção da COR Verdadeira (0 – Não / 1 – Sim)
A8	Grau do polinômio da equação da DQO (Máximo grau = 6)
A9:G9	Coefficientes do polinômio da equação da COR Verdadeira
A10	Auxiliar que indica se o usuário deseja simular a remoção da COR Aparente (0 – Não / 1 – Sim)
A11	Grau do polinômio da equação da DQO (Máximo grau = 6)

Tabela 7 – Descrição dos parâmetros do arquivo em EXCEL® (Continuação)	
A12:G12	Coeficientes do polinômio da equação da COR Verdadeira
A13	Vazão (L.d ⁻¹)
A14:D14	Volume de cada compartimento do reator (L)
A15	Coeficiente de produção celular (kg SSV.kg DQO _{removida} ⁻¹)
A16	Coeficiente de decaimento endógeno (d ⁻¹)
A17	Coeficiente de retorno do lodo
A18	Constante de reação de 1ª ordem para degradação da DQO (d ⁻¹)
A19	Constante de reação de 1ª ordem para remoção da cor (d ⁻¹)
A20:C20	Tempo de execução (inicial, final e incremento) (d)
A21:D21	Valores iniciais da DQO bruta em cada compartimento (mg.L ⁻¹)
A22:D22	Valores iniciais da DQO filtrada em cada compartimento (mg.L ⁻¹)
A23:D23	Valores iniciais da SSV em cada compartimento (mg.L ⁻¹)
A24	Valor inicial da cor verdadeira (mg Pt-Co.L ⁻¹)
A25	Valor inicial da cor aparente (mg Pt-Co.L ⁻¹)

Ainda na janela principal o usuário pode comparar os dados simulados com os dados experimentais, pela seção “Gráficos”. No momento da plotagem o programa salva o gráfico como imagem em extensão *.bmp, e copia as imagens para a pasta “Figuras”, gerada no mesmo diretório em que se encontra o programa.

Na seção “Análise Estatística” o programa inicialmente faz o teste de normalidade (Shapiro-Wilk), se os dados experimentais e simulados tiverem o comportamento normal aplica-se o teste de variância ANOVA, caso contrário, a análise estatística é feita pelo teste U de Mann-Whitney. A Figura 9 ilustra esquematicamente os passos seguidos pelo programa. Os resultados dos testes estatísticos são salvos em arquivos em um arquivo EXCEL®.

Figura 9 – Fluxograma das etapas de execução da análise estatística



Além de considerar os dados de saída dos parâmetros DQO bruta, DQO filtrada, sólidos (SSV), cor verdadeira e cor aparente, pode-se observar a eficiência do sistema, exceto para sólidos. A ideia de comparar a eficiência é devido ao fato do sistema possuir variação nos dados de entrada, e quando o reator entra em equilíbrio dinâmico aparente, é esperado que a eficiência permaneça próximo a uma solução com pequena variação.

Como não é contabilizada a concentração de SSV afluente do reator tipo UASB ($X_0 = 0 \text{ mg SSV.L}^{-1}$, item 3.1) não há comparação dos dados simulados com os dados experimentais na seção “Gráficos”, e nem a análise estatística na seção “Análise Estatística” para a eficiência de remoção de SSV.

O programa dispõe de duas funções extras: “Polinômio” e “Gráficos (In+Out)”. A primeira (Figura 10a) gera um polinômio em função do tempo (Equação 2), com os dados experimentais de entrada do reator UASB. O polinômio pode variar do grau 3 ao 6. A saída dos coeficientes do polinômio e R^2 da equação são salvos em um arquivo EXCEL[®].

A segunda função (Figura 10b), plota os gráficos com os dados de entrada, obtidos pelo polinômio de entrada, e os dados de saída simulados, no tempo estabelecido pelo usuário. Ao plotar os gráficos, automaticamente, o programa os salva na pasta “Figuras” contida no mesmo diretório do programa.

Figura 10 – Imagens das janelas gráficas das funções extras: a) polinômio e b) geração de gráfico (Input + Output)

Polinomio

Nome do Arquivo

Dados - AFLUENTE

Name_Afluente

Grau do Polinômio

☐ Grau 3 ☐ Grau 5

☐ Grau 4 ☐ Grau 6

Parâmetro

☐ DQO Bruta

☐ DQO Filtrada

☐ COR Verdadeira

☐ COR Aparente

Gerar

LEA - UFPE/CAA

(a)

Graficos_Input_Output

Gráficos (In+Out)

☐ DQO Bruta

☐ DQO Filtrada

☐ COR Verdadeira

☐ COR Aparente

Plotar

LEA - UFPE/CAA

(b)

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos a partir das simulações. O único parâmetro que não tem resultado de simulação apresentado é o crescimento da biomassa, que, apesar de modelado, não foi simulado em decorrência da falta de dados experimentais de SSV.

4.1 Comportamento do modelo usando dados experimentais de Ferraz Junior (2010)

As simulações foram feitas com os dados experimentais obtidos por Ferraz Junior (2010), analisando o comportamento da DQO para as 3 diferentes fases operacionais aplicadas pelo autor (FI, FII e FIII), que foram diferenciadas pela mudança no TDH de 24 h, 16 h e 12 h, e vazão aplicada de 250 L.d⁻¹, 375 L.d⁻¹ e 500 L.d⁻¹, respectivamente.

4.1.1 Comportamento da DQO e SSV

As equações polinomiais, geradas pelo modelo matemático desenvolvido, que representam a variação da DQO afluenta ao longo do tempo, para cada fase experimental aplicada por Ferraz Junior (2010) são apresentadas na Tabela 8.

Tabela 8 – Equações da variação da DQO bruta ao longo do tempo e o coeficiente de correlação para os dados de Ferraz Junior (2010)

Fase	Equação da variação de DQO (mg.L ⁻¹) em função do tempo (dias)
FI	$1,3168 \cdot 10^{-5}t^5 - 0,0027t^4 + 0,1731t^3 - 2,8816t^2 - 5,0839t + 1018,3425$ (R ² = 0,73)
FII	$1,3464 \cdot 10^{-4}t^4 - 0,0074t^3 - 0,1088t^2 + 12,5339t + 716,5190$ (R ² = 0,17)
FIII	$-0,0031t^4 + 0,4079t^3 - 28,2068t^2 + 290,5806t + 732,3920$ (R ² = 0,82)

Analisando os resultados apresentados na Tabela 8, percebe-se que na fase FII o coeficiente de correlação da equação polinomial de grau 4 foi muito baixo (R² = 0,17). Este comportamento foi observado em função dos dados de DQO afluenta serem muito dispersos. Mesmo aumentando o grau da equação polinomial para 6 a correlação ainda permaneceu

baixa ($R^2 = 0,27$). Desta forma, se optou por utilizar polinômio de grau 4 por representar melhor o comportamento da curva. (APÊNDICE item 7.1 – Figura 22).

Para o modelo desenvolvido não se dispunha de perfil de DQO e SSV ao longo da altura do reator. Apenas estavam disponíveis os valores médios de DQO bruta e de sólidos no efluente para cada uma das fases operacionais utilizadas por Ferraz Junior (2010). Deste modo, para estimar o comportamento desses parâmetros ao longo da altura do reator se utilizou a proporção apresentada por Carvalho (2006) para os 4 compartimentos do reator UASB: 55%, 300% e 80%, para DQO bruta nos compartimentos C3, C2 e C1, respectivamente e 198%, 326% e 442%, para os valores correspondentes de sólidos (em SSV). Tais proporções foram obtidas com base nos valores apresentados por Carvalho (2006) iguais a 240; 300, 100 e 182 mg O₂.L⁻¹ para DQO; e 19.000; 14.000; 8.500 e 4.300 mg SSV.L⁻¹ para sólidos, que correspondem aos teores afluentes aos compartimentos 1, 2, 3 e 4 do reator UASB, respectivamente. A aplicação das proporções resultou nos valores iniciais de DQO e SSV apresentados na Tabela 9, para cada compartimento do reator UASB, de acordo com as fases operacionais aplicadas por Ferraz Junior (2010).

Tabela 9 – Valores iniciais de DQO bruta e SSV em cada compartimento do reator tipo UASB gerados para aplicação do modelo matemático

Compartimento* (UASB)	Fase – FI		Fase – FII		Fase – FIII	
	DQO**	SSV**	DQO	SSV	DQO	SSV
Afluente***	1293	-	882	-	1734	-
C1	1001	341	627	654	1273	1194
C2	1251	77	784	148	1716	270
C3	417	24	261	45	572	83
C4	763	12	478	23	1047	42

*Compartimentos do reator UASB, numerados da base ao topo

**DQO e SSV em mg.L⁻¹

***Dados experimentais médios afluentes ao reator UASB apresentados por Ferraz Junior (2011)

Vale ressaltar que no compartimento C4 (separador trifásico) não ocorre consumo de substrato e nem crescimento da biomassa, somente se considera o escoamento do líquido. Mesmo assim, se faz necessário indicar o valor inicial neste compartimento para que o modelo numérico possa fazer as iterações.

Os dados de DQO bruta apresentados na Tabela 9 para o efluente de cada compartimento do reator, indicam que não há um comportamento decrescente proporcional da DQO da base (compartimento C1) ao topo (compartimento C4) do reator como esperado. Isso

acontece devido ao comportamento da DQO utilizada na modelagem, que acompanhou as proporções apresentadas por Carvalho (2006). Mesmo não acontecendo de forma ordenada, os valores de DQO nos compartimentos são menores que a média da DQO bruta do afluente. Os dados utilizados para obter as proporções foram os valores médios de DQO e SSV efluente ao reator UASB operado por Ferraz Junior (2010).

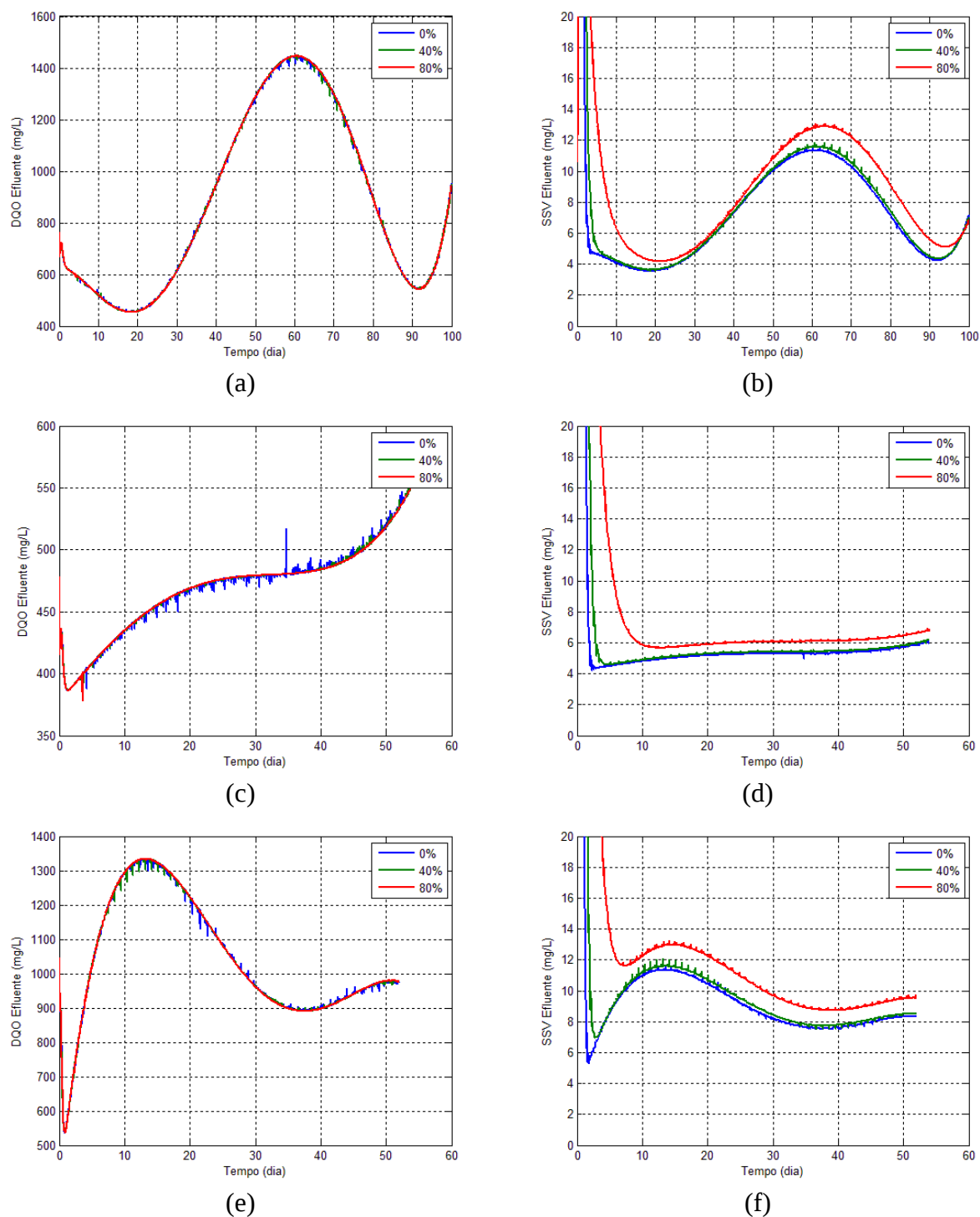
Os diferentes dados de DQO e SSV afluente ao reator nas três fases experimentais geraram comportamentos diferentes para cada compartimento do reator UASB, conforme apresentado na Tabela 9. Tal comportamento está relacionado aos diferentes processos de produção utilizados pela indústria têxtil durante o período de operação do reator UASB (total de 206 dias – FI do 1° ao 100° dias; FII do 101° ao 154° dias e FIII do 155° ao 206° dias).

Em relação ao coeficiente de produção celular utilizado nas simulações este foi igual a $0,0125 \text{ kg SSV.kg DQO}_{\text{removida}}^{-1}$, previamente apresentado por Amaral et al. (2014) para reator UASB tratando efluente têxtil. Este parâmetro (Y) foi utilizado na modelagem para prever o comportamento dos sólidos.

Para o coeficiente de decaimento endógeno utilizou-se como referência o $K_d = 0,02 \text{ d}^{-1}$ indicado para metanogênese, em reatores anaeróbios tratando esgoto doméstico (METCALF & EDDY, 2003). Como o K_d para esgoto doméstico apresenta valor maior que o $Y = 0,0125 \text{ kg SSV.kg DQO}_{\text{removida}}^{-1}$ para efluente têxtil (Amaral et al., 2014), optou-se em reduzir em 10 vezes o valor de K_d , de modo a obter um valor coerente para aplicar nas simulações. Desta forma, para a modelagem utilizou $K_d = 0,002 \text{ d}^{-1}$. Contudo, este parâmetro poderia ser calibrado caso se dispusesse de dados experimentais de SSV efluente ao logo do tempo.

Para avaliar a influência do comportamento do retorno do lodo no interior do reator, que é considerado no modelo, foram feitas simulações utilizando coeficiente de retorno do lodo (C_s) de 0% (não há retorno), 40% e 80%. A Figura 11 apresenta os resultados obtidos nas simulações para as fases FI (Figura 11a e Figura 11b), FII (Figura 11c e Figura 11d) e FIII (Figura 11e e Figura 11f).

Figura 11 – Análise da influência da variação do coeficiente de retorno de lodo (C_s), para o interior do reator operado por Ferraz Junior (2010) na fase FI, sobre o comportamento da DQO (a) e SSV (b), na fase II, da DQO (c) e SSV (d) e na fase FIII, da DQO (e) e SSV (f) no efluente do reator tipo UASB.



Pode-se observar (Figura 11) que o retorno do lodo em qualquer das proporções aplicadas não interferiu nos resultados da degradação da matéria orgânica (Figura 11a, 11c e 11e), uma vez que as curvas com C_s diferentes se sobrepõem. No caso, dos valores dos

sólidos (Figura 11b, 11d e 11f), observa-se uma diferença, sendo maior com o $C_S = 80\%$, chegando ao valor máximo simulado de $2,18 \text{ mg SSV.L}^{-1}$ (Tabela 10). Para o $C_S = 40\%$, os valores são próximo ao do $C_S = 0\%$, e estão em torno de $0,59 \text{ mg SSV.L}^{-1}$.

As Figura 11b, 11d e 11f foram plotadas numa faixa de 0 a 20 mg SSV.L^{-1} para melhor visualizar as diferenças das curvas nos três diferentes C_S (0%, 40% e 80%). Os picos que surgem no tempo de 0 a 10 dias são referentes a não estabilização das EDOs no início da simulação, que não há valor significativo para análise dos resultados finais. Desta forma, os valores de sólido observados foram a partir do tempo igual a 10 dias.

A diferença observada entre os valores simulados com coeficiente de retorno de 40% (Dif-1 – Tabela 10) e 80% (Dif-2 – Tabela 10) em relação à ausência de retorno de lodo ($C_S = 0$) indica que há pequena influência do retorno do lodo, sobre a remoção de DQO. No caso dos SSV, o retorno de 80% (Dif-1) foi de 3,7; 4,8 e 5,2 vezes superior ao retorno de 40% (Dif-2), para as fases FI, FII e FIII, respectivamente, dos valores efluentes de SSV simulados. Em virtude disso, optou-se em considerar um retorno de lodo nas simulações de 80%.

Mesmo considerando o $C_S = 80\%$ os valores de SSV simulados são pequenos. Este comportamento é decorrente do baixo valor utilizado para o coeficiente de produção celular $Y = 0,0125 \text{ kg SSV.kg DQO}_{\text{removida}}^{-1}$, de Amaral et al. (2014), que é comum para este tipo de efluente, dada a difícil degradabilidade deste, principalmente quando comparado com esgoto doméstico, por exemplo, cujos valores de Y variam entre 0,10 e $0,18 \text{ kg SSV.kg DQO}_{\text{removida}}^{-1}$ (Barros et al., 2015).

Tabela 10 – Valores das diferenças do retorno do lodo no interior do reator tipo UASB com os dados de Ferraz Junior (2010)

Fase	DQO (mg.L^{-1})		SSV (mg.L^{-1})	
	Dif-1*	Dif-2**	Dif-1	Dif-2
FI	23,77	25,77	0,59	2,18
FII	5,82	5,93	0,21	1,01
FIII	13,16	15,35	0,36	1,86

*Dif-1 – diferença dos valores simulados com retorno de 40% menos 0%

**Dif-2 – diferença dos valores simulados com retorno de 80% menos 0%

O teste de normalidade de Shapiro-Wilk foi aplicado nos dados simulados de DQO e SSV para o retorno de lodo 0%, 40% e 80%, em que o p-valor foi inferior a 0,05 na maioria das análises, exceto para DQO na fase FII com retorno de 0% do lodo ($p = 0,0706$)

(APÊNDICE, Tabela 21). Desta forma, pode-se dizer que os dados simulados não apresentaram comportamento normal.

Com base nos resultados do teste de normalidade foi aplicado Teste U de Mann-Whitney (não paramétrico) considerando as seguintes hipóteses para os valores de SSV: H_0 (hipótese nula): não há diferença significativa entre os valores de SSV simulados para o C_s igual a 0% e 40% ou (C_s igual a 0% e 80%); e H_1 (hipótese alternativa): há diferença significativa entre os valores de SSV simulados para o C_s igual a 0% e 40% ou (C_s igual a 0% e 80%). Observa-se na Tabela 11, que para os valores de DQO a hipótese nula é aceita em todas as fases (FI, FII e FIII), logo não há diferença significativa dos valores médios de DQO para o retorno do lodo. Comparando os valores de SSV em relação $C_s = 0\%$ e 40%, não há diferença significativa dos valores médios para as fases FI ($p = 0,4985$) e FIII ($p = 0,2252$), porém há uma diferença na FII ($p = 0,0006$). No caso do $C_s = 0\%$ e 80%, a hipótese nula foi rejeitada em todas as análises, justificando que há diferença significativa entre os valores de SSV.

Tabela 11 – Análise do Teste U de Mann-Whitney dos dados simulados de DQO e SSV em relação C_s igual a 0%, 40% e 80% com $\alpha = 5\%$

Fase	DQO (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)	
	p-valor 1*	p-valor 2**	p-valor 1	p-valor 2
FI	0,9844	0,9951	0,4985	0,0006
FII	0,9437	0,9461	0,0076	$1,1036 \cdot 10^{-16}$
FIII	1,0000	0,9073	0,2252	$8,5407 \cdot 10^{-08}$

*p-valor 1– p-valor entre os valores de SSV com C_s igual a 0% e 40%

**p-valor 2 – p-valor entre os valores de SSV com C_s igual a 0% e 80%

Como parâmetro de calibração do modelo matemático utilizou-se o valor de K_1 , por observar que este parâmetro resultou em maior influência no comportamento dos dados simulados. Deste modo, a escolha do valor de K_1 foi definida, de modo que, os dados efluentes simulados estivessem próximos dos dados experimentais.

A partir deste ponto, resume-se na Tabela 12 os valores utilizados na simulação, a simbologia e o significado de cada parâmetro.

Tabela 12 – Símbolos, significado e valores empregados nas equações do modelo

Símbolo	Significado	Valores
Q	Vazão da Fase FI	250 L.d ⁻¹
	Vazão da Fase FII	375 L.d ⁻¹
	Vazão da Fase FIII	500 L.d ⁻¹
V ₁	Volume do leito adensado	63 L
V ₂	Volume do leito	63 L
V ₃	Volume da manta de lodo	63 L
V ₄	Volume do separador de fase	61 L
Y	Coeficiente de produção celular	0,0125 kgSSV.kgDQO _{rem} ⁻¹
K _d	Coeficiente de respiração endógena	0,002 d ⁻¹
K ₁	Coeficiente cinético de 1ª ordem	variável
C _s	Coeficiente de retorno do lodo	0,8

Os resultados obtidos a partir das simulações para degradação da DQO e suas respectivas eficiências de remoção estão apresentadas na Figura 12, Figura 13 e Figura 14, para as fases FI, FII e FIII (Ferraz Junior, 2010), respectivamente. Considerando a remoção da DQO fase FI (Figura 12a) e a fase FIII (Figura 14a) os resultados simulados pelo modelo apresentaram comportamentos semelhantes aos dados reais do efluente têxtil (p-valor > 0,05 como apresentados na Tabela 13). A exceção se deu para a fase FII (Figura 13a), em que os resultados do efluente real foram muito dispersos e a equação polinomial de entrada da DQO ($R^2 = 0,17$, Tabela 8) não representou de forma adequada o comportamento de DQO afluente.

Em relação à eficiência de remoção de DQO, o modelo representou melhor os dados experimentais nas fases FII (Figura 13b) e FIII (Figura 14b). No caso da fase FI (Figura 12b) o reator estava no início de sua operação, com comportamento ainda não estabilizado, apesar da p-valor ter sido alto entre o modelo e dados experimentais ($p = 0,9719$ – Tabela 13). No entanto, o $p\text{-valor} = 0,9719$ não expressa a baixa semelhança visual entre os dados experimentais e do modelo. Os dados experimentais de Ferraz Junior (2010) indicam baixa eficiência de remoção de DQO no início da operação, sendo praticamente nula (Figura 12b) com estabilização ao longo da operação do reator. Neste caso, o modelo não conseguiu representar bem os dados experimentais da fase de adaptação dos microrganismos à degradação do efluente têxtil.

Figura 12 – Simulação da fase FI, Ferraz Junior (2010) para a DQO bruta (a) e eficiência da DQO bruta (b)

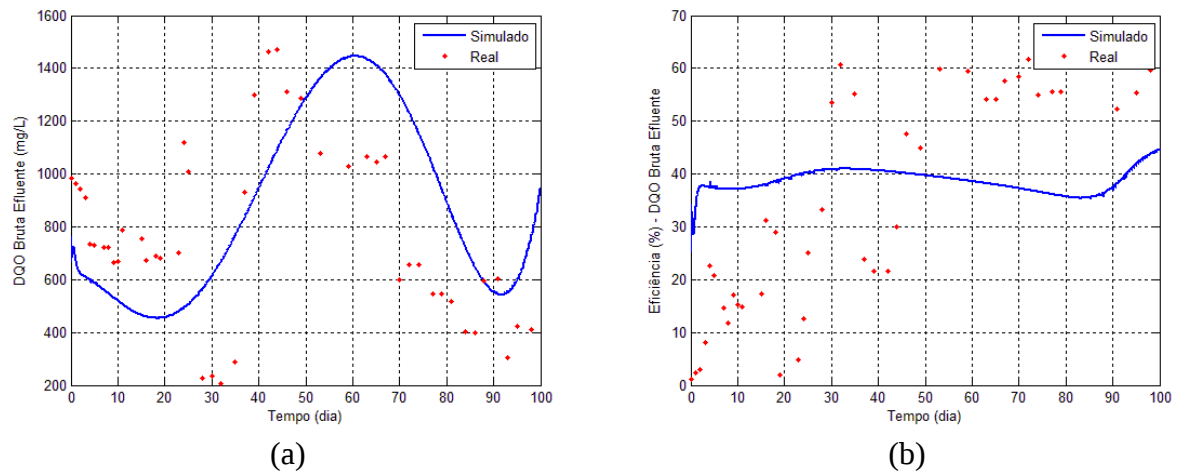


Figura 13 – Simulação da fase FII, Ferraz Junior (2010) para a DQO bruta (a) e eficiência da DQO bruta (b)

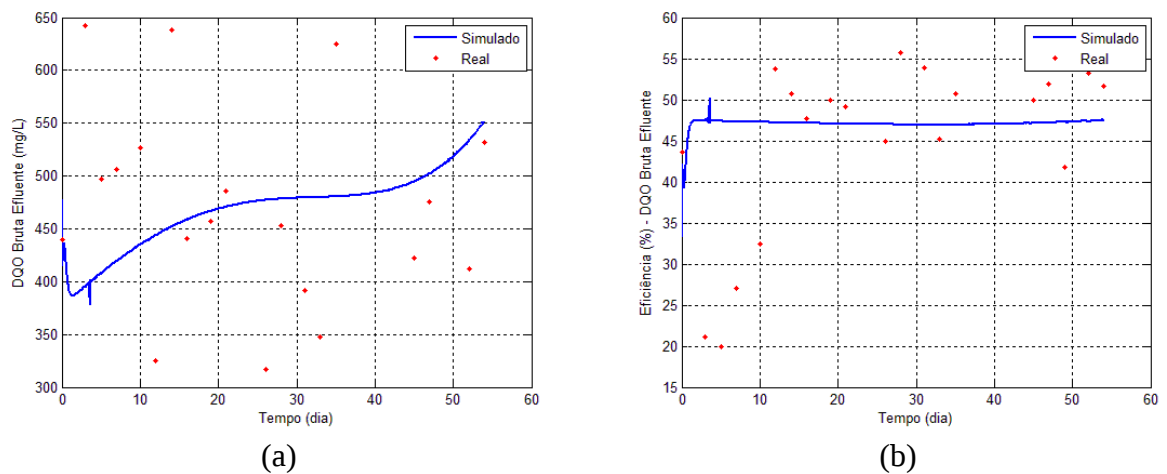
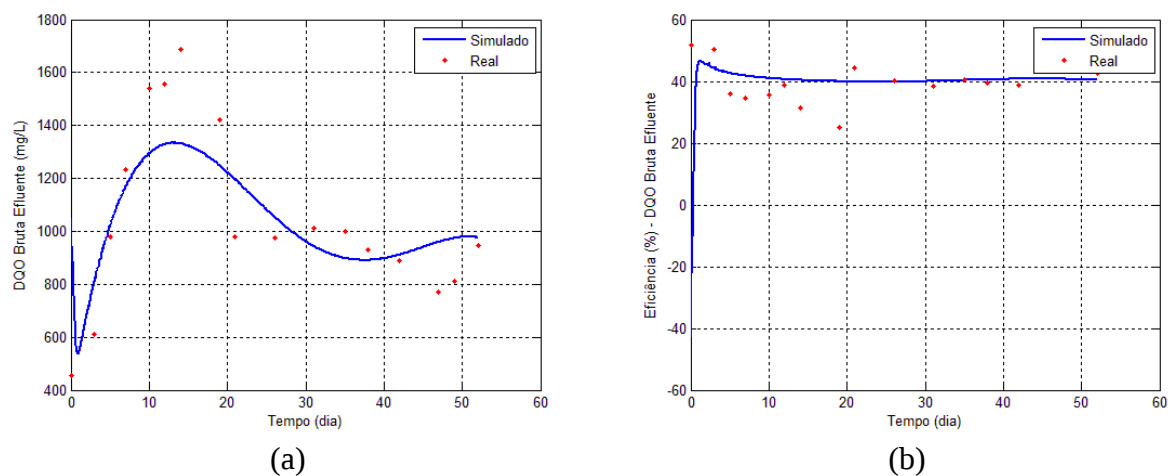


Figura 14 – Simulação da fase FIII, Ferraz Junior (2010) para a DQO bruta (a) e eficiência da DQO bruta (b)



Fazendo a análise estatística aplicando nos dados simulados com os experimentais, considerando um nível de significância de 5%, em todas as simulações não houve diferença significativa entre os dados simulados e os experimentais, conforme apresentado na Tabela 13. Desta forma, se considera que o modelo representou bem os dados experimentais para o parâmetro DQO. Apesar do desvio observado no comportamento temporal da DQO na fase FI (Figura 12), a média não refletiu o desvio previamente observado.

Tabela 13 – Análise estatística dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010) simulados com $\alpha = 5\%$

Fase	p-valor	
	DQO	Eficiência da DQO
FI	0,9471**	0,9719**
FII	0,7630*	0,2393**
FIII	0,8755*	0,4486**

*Análise de variância ANOVA

**Teste U de Mann-Whitney

Já em relação aos valores médios da eficiência de remoção de DQO entre os dados simulados e os experimentais em cada fase é possível notar que não há diferença significativa entre os resultados (Tabela 14), com a maior diferença de aproximadamente 2%.

Tabela 14 – Resultados para eficiência da remoção de DQO para os dados experimentais e os simulados neste trabalho

Fase	Eficiência média da DQO (%)	
	Reais	Simulados
FI	~37,1	~38,1
FII	~44,7	~46,5
FIII	~40,6	~40,9

O modelo desenvolvido no presente trabalho indicou coeficientes cinéticos de primeira ordem para remoção de DQO, iguais a $0,7 \text{ d}^{-1}$; $1,4 \text{ d}^{-1}$ e $1,5 \text{ d}^{-1}$, para as fases FI, FII e FIII, respectivamente. O coeficiente cinético foi definido de modo que a hipótese nula do Teste u de Mann-Whitney fosse aceita. Os valores gerados pelo modelo foram próximos aos observados por Fia et al. (2012), que obtiveram coeficiente cinético de 1ª ordem iguais a $0,78 \text{ d}^{-1}$ e $1,27 \text{ d}^{-1}$ para tratamento das águas residuárias de suinocultura. Os valores de DQO reportados pelos autores (valores de DQO médios de $1202 \text{ mg O}_2\text{.L}^{-1}$ e $505 \text{ mg O}_2\text{.L}^{-1}$, para afluente e efluente, respectivamente) eram próximos aos experimentais reportados por Ferraz Junior (2010) – Tabela 9.

Aplicando o modelo matemático MMSA para reator tipo UASB com efluente doméstico, vazão constante e DQO bruta média (esgoto doméstico com esgoto sintético) de $536 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$ Carvalho (2006) estimou o valor de K_1 em cada perfil, com $0,63 \text{ h}^{-1}$ (perfil 1), $0,62 \text{ h}^{-1}$ (perfil 2), $0,61 \text{ h}^{-1}$ (perfil 3) e $0,62 \text{ h}^{-1}$ (perfil 4). A autora afirma que foi mais evidente o arraste dos sólidos nos perfis 2 e 3, do que nos perfis 1 e 4, e mesmo assim não houve diferença nos valores estimados para K_1 . Considerando a variação cíclica da vazão afluenta do reator tipo UASB de 40% e 60%, os valores estimados de K_1 foram de $0,52 \text{ h}^{-1}$ e $0,22 \text{ h}^{-1}$ respectivamente. Carvalho (2006) relata que a diminuição de K_1 devido à variação cíclica pode estar associada ao menor tempo de contato dos microrganismos com o substrato, em virtude de maiores velocidades ascensionais e valores de TDH menores.

4.2 Comportamento do modelo usando dados experimentais de Amaral (2011)

As simulações foram feitas com os dados experimentais obtidos por Amaral (2011), analisando o comportamento para 2 fases operacionais (FI-A, e FII), que foram diferenciadas pela mudança no TDH de 12 h (FI-A) e 8 h (FII), e vazão de $500 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$ (FI-A) e $750 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$ (FII).

4.2.1 Comportamento da DQO

Utilizando os dados experimentais de Amaral (2011) foram simulados o comportamento das DQOs bruta e filtrada. Por falta de dados experimentais de SSV foram utilizados os valores médios apresentados por Ferraz Junior (2010) para a fase FIII, uma vez que o trabalho de Amaral (2011) deu continuidade à operação do reator UASB iniciada por Ferraz Junior (2010), utilizando, inclusive o mesmo valor de TDH.

As simulações foram feitas baseadas nas equações apresentadas na Tabela 5. As equações obtidas pelo modelo, para o comportamento da DQOs bruta e filtrada ao longo do tempo no afluenta do reator UASB, estão expostas na Tabela 15.

Tabela 15 – Equação da variação da DQO ao longo do tempo e o coeficiente de correlação para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011)

Parâmetro	Equação da variação de DQO (mg.L ⁻¹) em função do tempo (dias)
DQO Bruta	$0,0001t^3 - 0,0582t^2 + 5,5871t + 606,8878$ (R ² = 0,31)
DQO Filtrada	$- 0,0001t^3 - 0,0005t^2 + 32,73938t + 557,71878$ (R ² = 0,17)

Utilizando os dados experimentais apresentados por Amaral (2011) não foi possível ajustar uma equação polinomial com coeficiente de correlação alta, mesmo considerando um polinômio de grau 6 (com R² = 0,36 para DQO bruta e R² = 0,40 para DQO filtrada. Isso aconteceu em decorrência da grande dispersão dos dados do afluente do reator UASB, que refletem a variabilidade que é comum para este tipo de água residuária e decorre da diversidade de processos de lavagem de jeans utilizados na indústria têxtil.

Nas simulações considerou-se também o Y igual a 0,0125 kg SSV.kg DQO_{removida}⁻¹ e o C_s igual a 80%. Como o reator operado por Amaral (2011) foi o mesmo operado por Ferraz Junior (2010), os volumes de cada compartimento permaneceram iguais. No entanto, foi simulado apenas o comportamento do reator operado por Amaral na fase FI, quando a vazão afluente foi a mesma da fase FIII de Ferraz Junior (2010), com vazão afluente ao reator igual a 500 L.d⁻¹. Os valores iniciais de DQO bruta, DQO filtrada e SSV indicado pelo modelo matemático para cada compartimento do reator tipo UASB apresentados na Tabela 16.

Tabela 16 – Valores iniciais de DQO bruta, DQO filtrada e SSV efluente a cada compartimento do reator tipo UASB para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011)

Compartimento* (UASB)	Fase FI-A		
	DQO** Bruta	DQO** Filtrada	SSV**
Afluente***	1048	534	-
C1	763	546	1194
C2	954	682	270
C3	318	227	83
C4	582	416	42

*Compartimentos do reator tipo UASB, numerados da base ao topo

**DQO e SSV em mg.L⁻¹

***Dados experimentais médios afluentes ao reator tipo UASB apresentados por Amaral (2011)

Os dados das DQOs bruta e filtrada no efluente dos compartimentos no reator repetem o comportamento observado para os dados de Ferraz Junior (2010), discutidos no item 4.1.

Mesmo não acontecendo de forma ordenada, os valores de DQO bruta nos efluentes dos compartimentos são menores que a DQO média do afluente. Entretanto, para DQO filtrada os valores efluentes aos compartimentos C1 e C2 são maiores que a média afluente ao reator. Mesmo assim estes valores foram considerados como dados iniciais de entrada do modelo, pelo fato de a DQO filtrada afluente ao reator UASB experimentado por Amaral (2011) variar de $341 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e $727 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$, sendo o valor máximo superior aos valores efluentes aos compartimentos C1 e C2.

Os resultados obtidos a partir das simulações para o comportamento da DQO bruta, DQO filtrada e suas respectivas eficiências de remoção de DQO estão apresentadas nas Figura 15 e Figura 16. Mesmo com polinômio de grau 3 e um coeficiente de correlação baixo ($R^2 = 0,31$ para DQO bruta e $R^2 = 0,17$ para DQO filtrada), as simulações mostraram bons resultados, exceto para a eficiência de remoção da DQO bruta.

Figura 15 – Resultados da simulação do comportamento do reator tipo UASB na fase FI-A para: a) DQO bruta e b) eficiência da DQO bruta

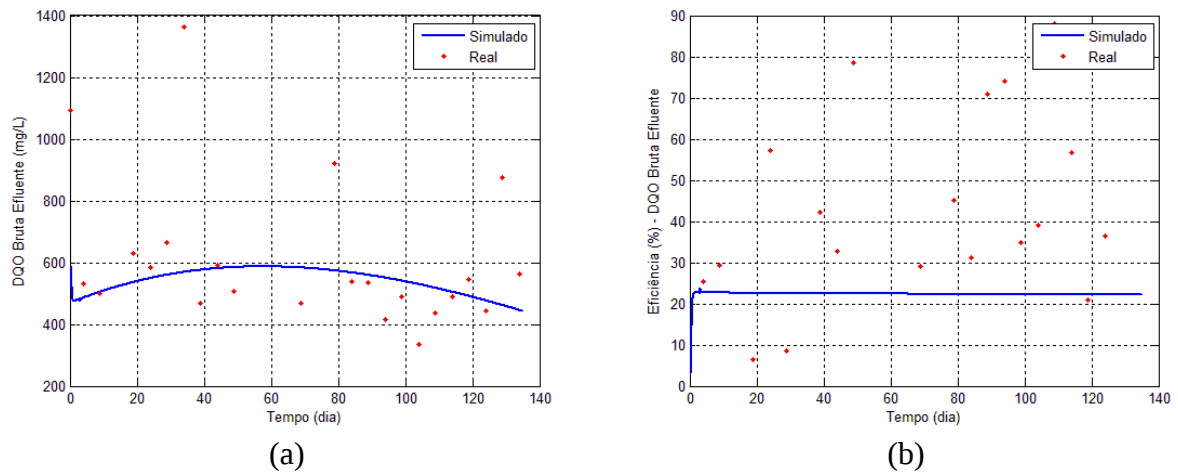
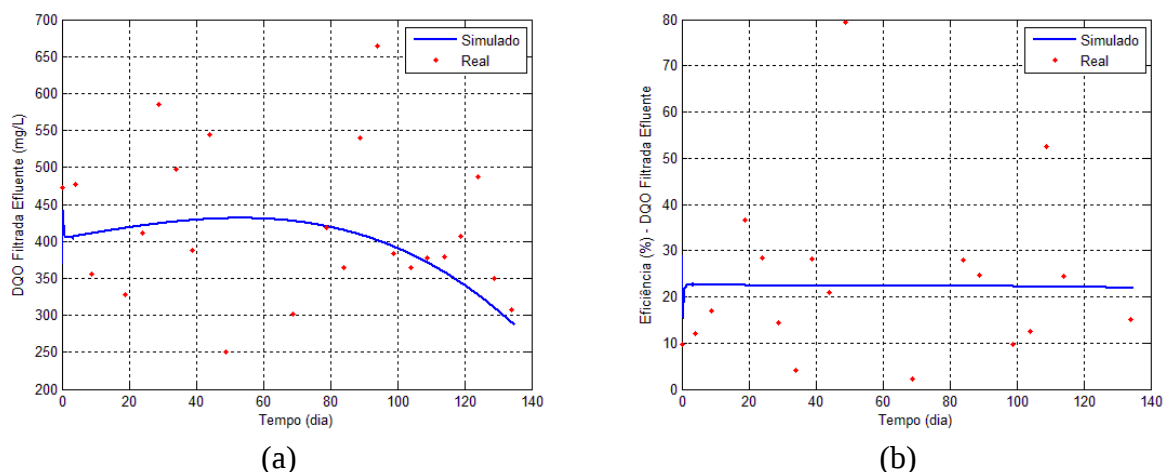


Figura 16 – Simulação da fase FI-A, Amaral (2011): a) DQO filtrada e b) eficiência da DQO filtrada



As eficiências médias de DQO bruta e filtrada obtidas experimentalmente por Amaral (2011) foram de aproximadamente 40% e 23%, respectivamente. Enquanto as correspondentes simuladas foram iguais a 22% e 22%. Para a eficiência da DQO filtrada o modelo apresentou bom resultado, com diferença de 3%. No entanto, para DQO bruta a diferença foi de 20%, que reflete as perdas de sólidos que são intrínsecas do processo são quantificados como DQO bruta, não claramente percebido pelo modelo.

Em relação ao coeficiente cinético de remoção de DQO, inicialmente foi considerado $K_1 = 1,5 \text{ d}^{-1}$, que resultou da aplicação do modelo matemático aos dados experimentais de Ferraz Junior (2010). No entanto, os resultados com esse coeficiente cinético não resultaram no mesmo comportamento para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011). Desta forma, utilizou-se como base os valores de K_1 apresentados por Busato e Pawlowsky (2005) para esgoto doméstico, em que o K_1 variou de $0,28 \text{ d}^{-1}$ a $0,78 \text{ d}^{-1}$ para reator de mistura completa, com valor médio de $0,56 \text{ d}^{-1}$ ($R^2 = 0,37$). Para os dados experimentais, reportado por Amaral (2011) K_1 foi igual a $0,7 \text{ d}^{-1}$, estando na faixa encontrada por Busato e Pawlowsky (2005).

O coeficiente cinético gerado pelo modelo utilizando os dados de Amaral (2011), igual a $K_1 = 0,7 \text{ d}^{-1}$, foi aproximadamente 53% inferior ao gerado para os dados de Ferraz Junior (2010), igual a $K_1 = 1,5 \text{ d}^{-1}$, mesmo quando o mesmo reator foi operado por Amaral (2011) como valores de TDH (12 h) e vazão (500 L.d^{-1}) iguais aos de Ferraz Junior (2010) na fase FIII. Destaca-se aqui, que o teor de sulfato médio no afluente do reator UASB durante a operação por Ferraz Junior (2010) foi de $21 \text{ mg SO}_4^{-1}.\text{L}^{-1}$, enquanto que este teor subiu para $464 \text{ mg SO}_4^{-1}.\text{L}^{-1}$ durante a operação por Amaral (2011). Amaral (2011) reporta, inclusive,

que o elevado teor de sulfato no afluente do reator direcionou o uso da matéria orgânica como doador de elétrons para redução de sulfato e não para redução de corante. Desta forma, o baixo coeficiente cinético observado por Amaral (2011) reflete o uso da matéria orgânica para um processo distinto do reportado por Ferraz Junior (2010).

Os resultados obtidos pela análise estatística para DQO bruta, DQO filtrada e respectivas eficiências de remoção estão apresentadas na Tabela 17. De acordo com o p-valor, não há diferença significativa entre as médias dos dados experimentais e simulados da DQOs bruta e filtrada e a eficiência de DQO bruta. Isso pode ser observado no comportamento da simulação como os dados experimentais (Figura 15a, Figura 16a e Figura 16b), o que não aconteceu para os dados de eficiência de remoção da DQO bruta.

Tabela 17 – Análise estatística dos dados experimentais Amaral (2011) de DQO bruta e filtrada simulados com $\alpha = 5\%$

Parâmetro	p-valor
DQO bruta	0,9474**
Eficiência da DQO bruta	0,0005*
DQO filtrada	0,9299**
Eficiência da DQO filtrada	0,6016**

*Análise de variância ANOVA

**Teste U de Mann-Whitney

4.2.2 Comportamento da cor

No caso das simulações da remoção na cor foram utilizados os dados experimentais de Amaral (2011). As simulações foram feitas inicialmente aplicando a Equação (3). Para a remoção de cor foram consideradas as duas fases (FI-A e FII). As equações polinomiais de entrada para a cor verdadeira e cor aparente estão apresentadas na Tabela 19.

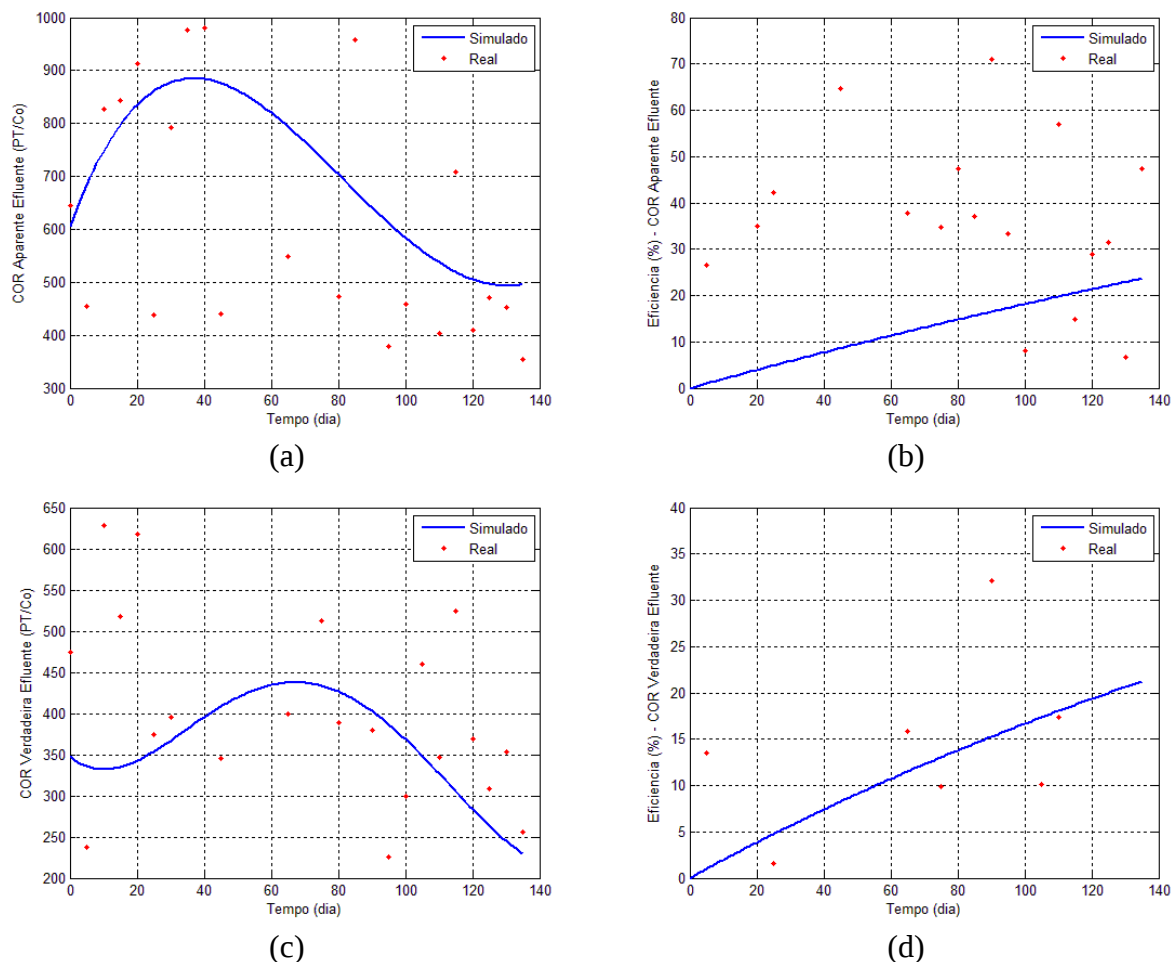
Tabela 18 – Equação de variação da cor verdadeira e cor aparente ao longo do tempo e o coeficiente de correlação para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011)

Parâmetro	Equação da variação de DQO (mg.L⁻¹) em função do tempo (dias)
Fase FI-A	
Cor Verdadeira	$8,3505 \cdot 10^{-6}t^4 - 0,0025t^3 + 0,2059t^2 - 2,7575t + 347,9356$ (R ² = 0,30)
Cor Aparente	$0,0011t^3 - 0,2860t^2 + 18,4321t + 605,6700$ (R ² = 0,30)
Fase FII	
Cor Verdadeira	$0,0075t^3 - 0,8681t^2 + 12,5339t + 716,5190$ (R ² = 0,30)
Cor Aparente	$8,3900 \cdot 10^{-5}t^4 - 0,0025t^3 - 0,5576t^2 + 25,2794t + 576,5200$ (R ² = 0,44)

Em virtude da grande dispersão dos dados de cor verdadeira e aparente no afluente das fases FI-A e FII não foi possível obter equação polinomial com coeficiente de correlação próximo. Mesmo aplicando polinômio com grau 6 a correlação é bem próxima às apresentadas nas equações polinomiais escolhidas (APÊNDICE, item 7.1).

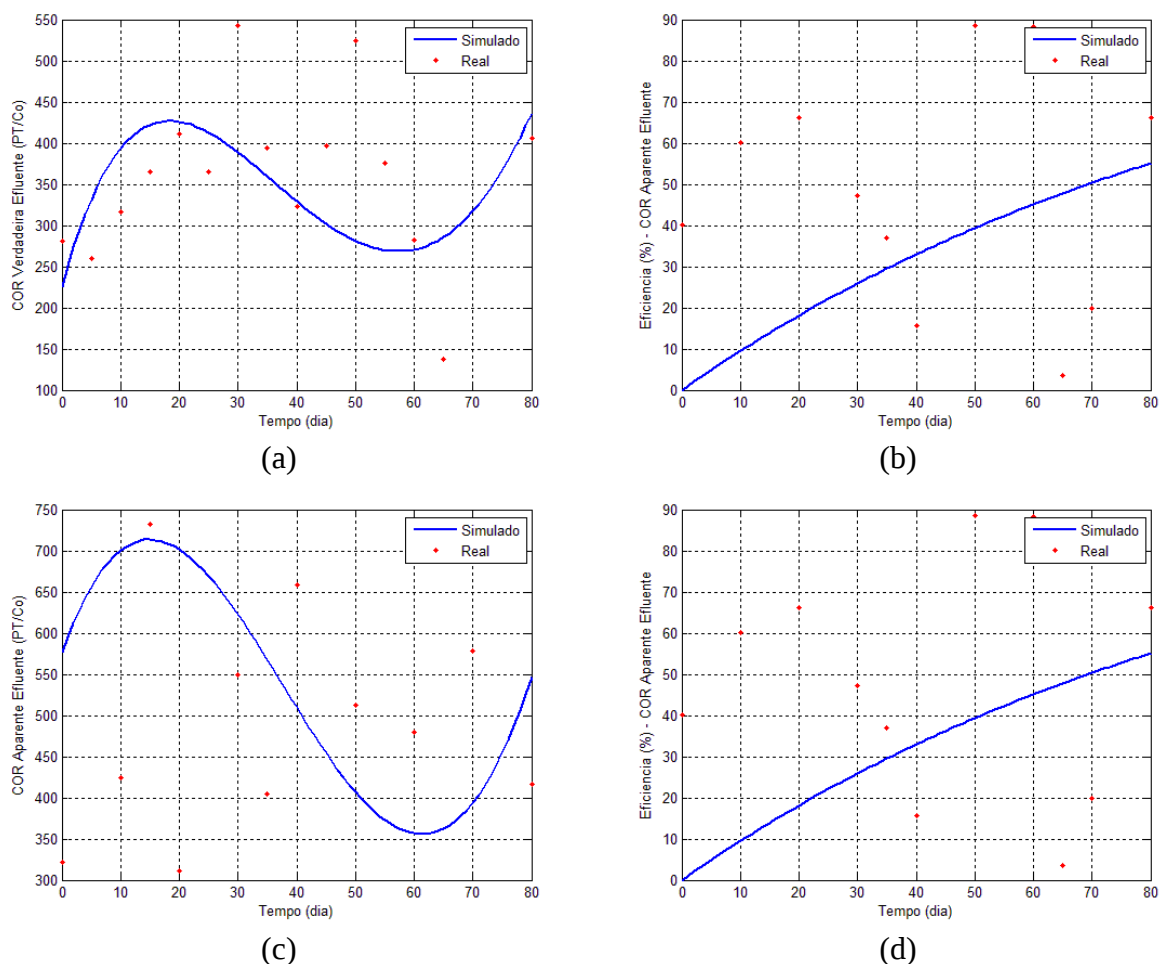
As simulações obtidas para remoção da cor verdadeira e da cor aparente para fase FI-A estão apresentadas na Figura 17. Conforme o p-valor obtido pelo teste estatístico (Tabela 19) as curvas simuladas representam o comportamento com dados efluentes reais, exceto para a eficiência de cor aparente (p = 0,00003).

Figura 17 – Resultados obtidos para o comportamento da cor no efluente do reator tipo UASB para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011) na fase FI-A, pela aplicação direta da cinética de primeira ordem: a) cor verdadeira e b) eficiência de remoção de cor verdadeira, c) cor aparente e d) eficiência de cor aparente



No caso das simulações para os dados da fase FII os dados simulados representaram o comportamento dos dados de efluente experimentais (Figura 18), exceto para os dados de cor aparente, pois os experimentais estão muito dispersos. Mesmo assim, a correlação entre os dados experimentais e simulados mostram que há similaridade entre os dados (Tabela 19).

Figura 18 – Resultados obtidos para o comportamento da cor no efluente do reator tipo UASB para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011) na fase FII, pela aplicação direta da cinética de primeira ordem: a) cor verdadeira e b) eficiência de remoção de cor verdadeira, c) cor aparente e d) eficiência de cor aparente



A análise estatística (Tabela 19) comparativa entre os resultados experimentais (Amaral, 2011) e o comportamento resultante da aplicação do modelo indicou que de alguma forma os dados experimentais não há diferença estatísticas entre as médias, hipótese nula aceita ($p > 0,05$), exceto para os resultados de eficiência de cor aparente em FI-A.

Tabela 19 – Análise estatística dos dados experimentais Amaral (2011) de cor verdadeira e aparente simulados pela aplicação direta da cinética de primeira ordem com $\alpha = 5\%$ para as fases FI-A e FII

Parâmetro	p-valor	
	FI-A	FII
Cor Verdadeira	0,0601*	0,6072*
Eficiência da Cor Verdadeira	0,3600*	0,3959*
Cor Aparente	0,1020**	0,6238*
Eficiência da Cor Aparente	0,00003*	0,1221*

*Análise de variância ANOVA

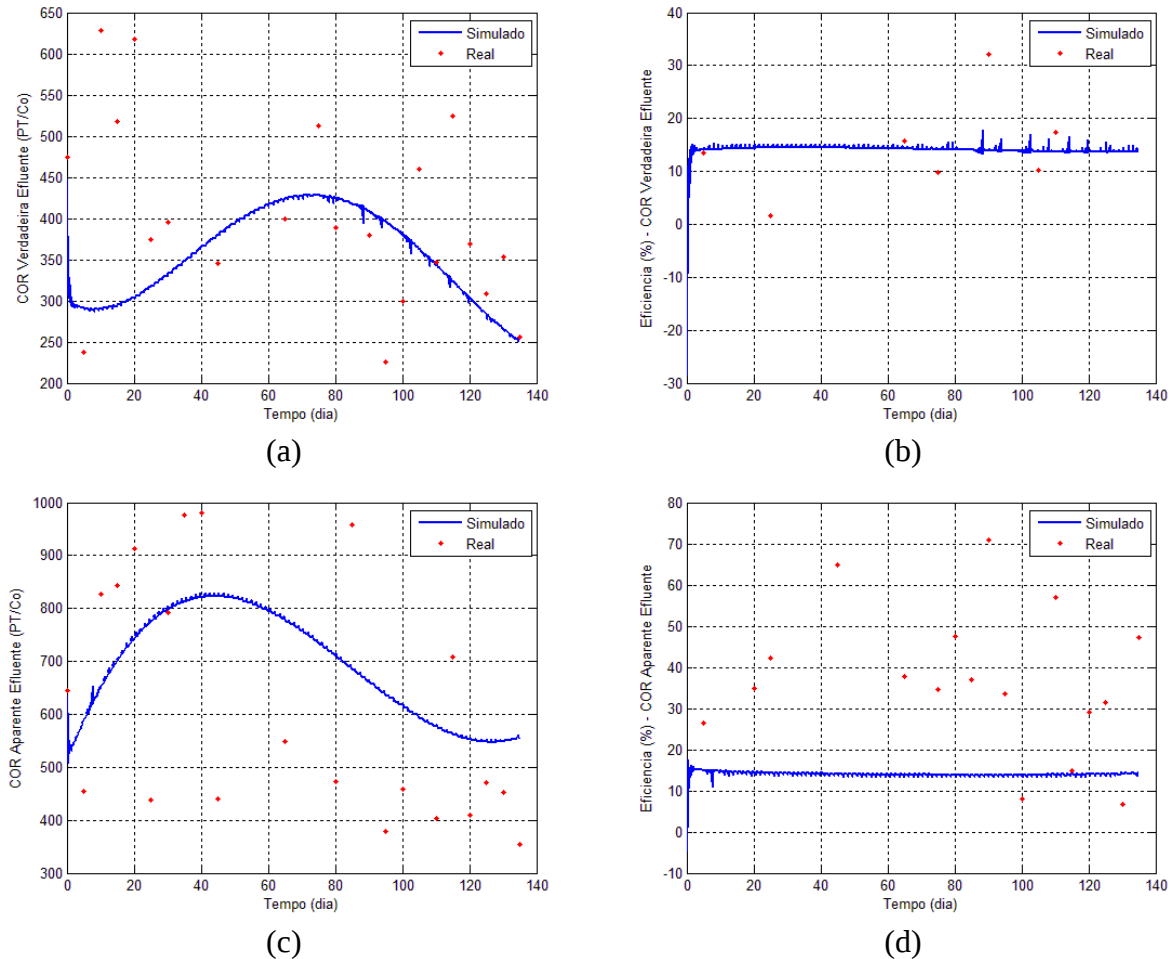
**Teste U de Mann-Whitney

Apesar de estatisticamente os resultados serem considerados aceitos, foi observado nas simulações que a aplicação direta da equação de primeira ordem não representa o comportamento de remoção da cor. Na fase FI-A a aplicação do modelo resultou em coeficiente cinético de primeira ordem igual a $0,002 \text{ d}^{-1}$, e na fase FII igual a $0,010 \text{ d}^{-1}$. Estes resultados são bem diferentes dos encontrados por Santos (2012) para degradação anaeróbia de efluente têxtil com corante *Direct Black 22*, com coeficientes cinéticos para remoção de cor (K_{1c}) iguais a $0,80 \text{ d}^{-1}$; $0,80 \text{ d}^{-1}$ e $0,39 \text{ d}^{-1}$, quando amido, sacarose e etanol, respectivamente, foram os doadores de elétrons para redução do corante.

A diferença da constante cinética indicada pelo modelo para cada uma das duas fases é de se esperar, pois o tempo de execução da modelagem na fase FII (80 dias) é menor que na fase FI-A (140 dias). A parcela que recebe a constante cinética é uma exponencial elevada a um valor negativo e dependente do tempo. Desta forma, quanto maior for o tempo, a exponencial tende a se aproximar de zero, que foi o que ocorreu na modelagem da fase FI-A. Assim, para não observar esse efeito, a constante de entrada K_{1c} deve ser o menor possível para que o resultado não seja nulo.

Desta forma, fez-se a simulação considerando o balanço de massa para o teor de cor (Equação 4). Os resultados das simulações aplicando o balanço de massa para cor verdadeira, cor aparente e suas respectivas eficiências de remoção estão apresentados na Figura 19, para a fase FI-A, e na Figura 20, para fase FII.

Figura 19 – Resultado obtido para o comportamento da cor no efluente do reator tipo UASB para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011) na fase FI-A, pela EDO com cinética de primeira ordem: a) cor verdadeira e b) eficiência de remoção de cor verdadeira, c) cor aparente e d) eficiência de cor aparente

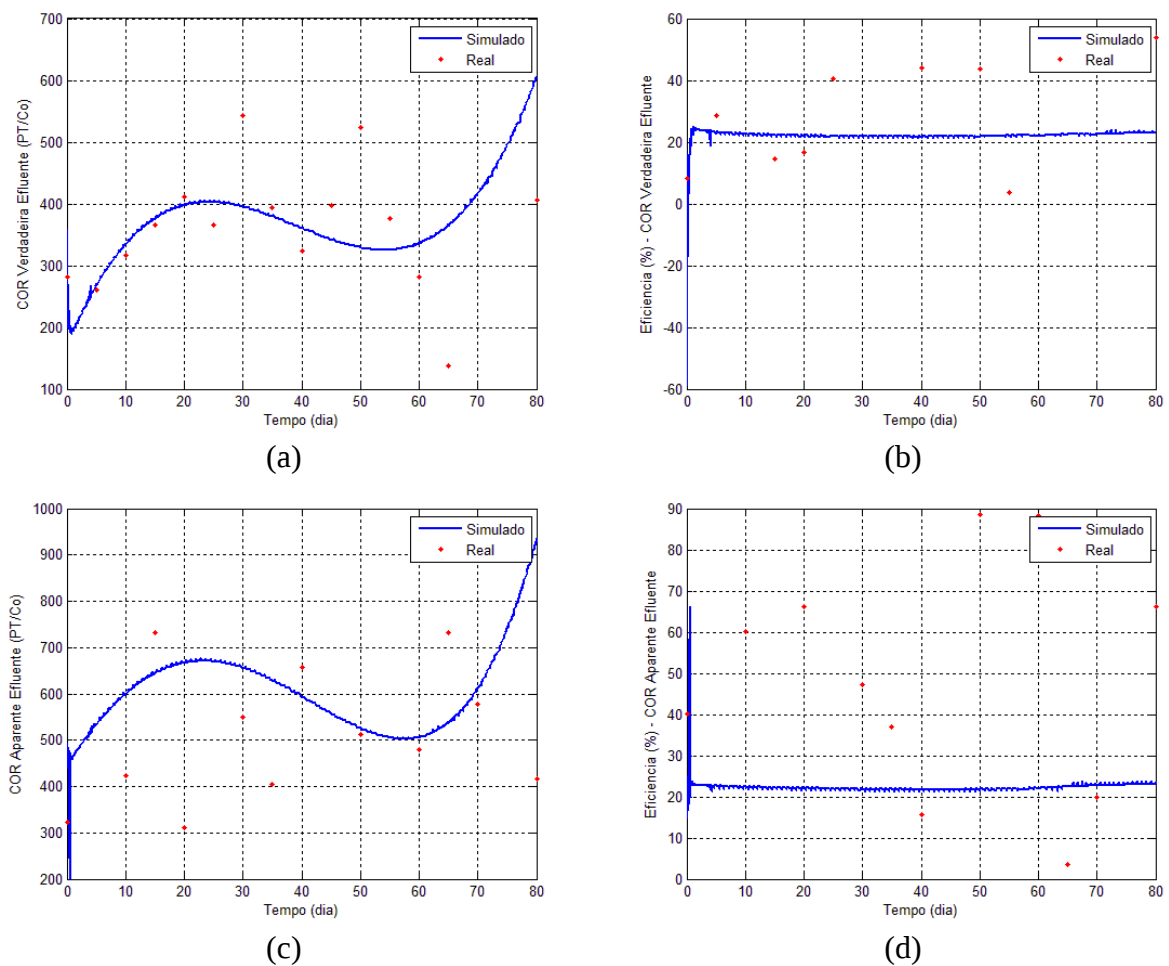


Os resultados das simulações utilizando o balanço de massa (Figura 19) mostraram-se coerentes com os dados experimentais. As eficiências de remoção de cor verdadeira e cor aparente apresentam semelhança com comportamento real do reator tipo UASB. Os resultados para eficiência de remoção de cor obtidos com a aplicação do modelo matemático indicam que quando o reator se encontra em estado de equilíbrio dinâmico aparente a flutuação nos resultados de eficiência é reduzida.

Comparando o comportamento das curvas resultantes do uso do balanço de massa (Figura 19a e 19c) com os obtidos a partir da aplicação direta de cinética de primeira ordem (Figura 17a e 17c), observa-se que o comportamento das curvas de cor verdadeira e cor aparente no efluente do reator é bastante semelhante. Diferença entre as duas formas de modelagem foi observada, entretanto, para o comportamento das curvas de eficiência de remoção de cor. Quando se utilizou diretamente o comportamento cinético de 1ª ordem, a

curva modelada de eficiência de remoção tendia a geração de valores sempre crescentes de eficiência de remoção (Figura 17b e 17d). O uso de cinética de primeira ordem resultou em curva modelada que tendia a zero para a cor efluente ao reator UASB, então gerando eficiências de remoção sempre crescentes. Desta forma, considera-se que o uso do balanço de massa também para o parâmetro cor se mostrou adequado.

Figura 20 – Resultados obtidos para o comportamento da cor no efluente do reator tipo UASB para os dados experimentais apresentados por Amaral (2011) na fase FII, pela EDO com cinética de primeira ordem: a) cor verdadeira e b) eficiência de remoção de cor verdadeira, c) cor aparente e d) eficiência de cor aparente



Nas Figura 20a e 20c os dados simulados também apresentam o mesmo comportamento com os pontos e inflexão menores que os resultados da aplicação direta da cinética de primeira ordem na fase FII (Figura 18a e 18c). A eficiência da remoção de cor apresenta comportamento mais coerente.

A análise de variância para as fases FI-A e FII estão apresentadas na Tabela 20, em que os coeficientes de correlação ($p > 0,05$) mostram que há semelhança entres os dados

experimentais e os simulados, exceto para a eficiência de remoção de cor aparente na fase FI-A. O baixo coeficiente de correlação observado para eficiência, provavelmente são resultado da grande variabilidade dos dados experimentais, associado a pequena quantidade de dados experimentais disponíveis.

Tabela 20 – Análise estatística dos dados experimentais de Amaral (2011) de cor verdadeira e aparente simulados pela EDO com cinética de primeira ordem com $\alpha = 5\%$

Parâmetro	p-valor	
	FI-A	FII
Cor Verdadeira	0,0542*	0,8682**
Eficiência da Cor Verdadeira	0,4762*	0,3075**
Cor Aparente	0,1743**	0,0885**
Eficiência da Cor Aparente	$7,1679 \cdot 10^{-5}$ **	0,0569**

*Análise de variância ANOVA

**Teste U de Mann-Whitney

A constante cinética de 1ª ordem para remoção de cor (K_{1c}) para a fase FI-A foi de $0,33 \text{ d}^{-1}$ e para fase FII de $0,85 \text{ d}^{-1}$. Ambos os valores estão próximos aos apresentados por Santos (2010), que foram iguais a $0,80 \text{ d}^{-1}$; $0,80 \text{ d}^{-1}$ e $0,39 \text{ d}^{-1}$, para remoção de cor, utilizando amido, sacarose e etanol, respectivamente, como doadores de elétrons. Isso reforça o fato de que a aplicação do balanço de massa para remoção de cor é mais coerente do que a aplicação direta da cinética de primeira ordem.

5. CONCLUSÕES

- As adaptações feitas ao conjunto de equações cinéticas simplificadas (vazão de variável para constante e inclusão da parcela referente ao decaimento endógeno) para representar a remoção da matéria orgânica de efluente têxtil em reator UASB, resultou em bons coeficientes de correlação entre o modelo desenvolvido e dados experimentais analisados.
- A aplicação direta do comportamento cinético de primeira ordem para a remoção de cor não representou bem os dados experimentais utilizados para calibração do modelo. A aplicação do balanço de massa para descrever o comportamento da cor representou melhor os dados experimentais usados na calibração do modelo.
- O uso de diferentes coeficientes de retorno do lodo (0%, 40% e 80%) no modelo matemático indicou que não havia contribuição significativa do lodo retornado sobre a remoção da matéria orgânica, porém houve uma pequena influência do coeficiente de 80% sobre o teor de SSV no efluente do reator tipo UASB, aplicado para efluentes têxteis.
- O algoritmo desenvolvido resultou em um conjunto de equações que foram implementadas em ferramenta MATLAB®, utilizando bibliotecas para o método numérico de Runge-Kutta de 4º ordem e para análise estatística aplicando o teste de variância da ANOVA (dados paramétricos) e o teste U de Mann-Whitney (dados não paramétricos). Além disso, foi criada uma janela gráfica de fácil utilização pelos usuários.
- O modelo foi adequadamente calibrado para o parâmetro DQO para os dados experimentais apresentados por Ferraz Junior (2010). No entanto, após calibração, o modelo apresentou baixa correlação com os dados experimentais apresentados por Amaral (2011), em virtude da presença de outros compostos no efluente têxtil, não considerados na modelagem, como o processo de redução de sulfato.
- A calibração do modelo para o parâmetro cor indicou a necessidade da modelagem através do balanço de massa para cor, quando comparado com a aplicação direta de comportamento cinético de 1ª ordem ao modelo. Usando o balanço de massa, o modelo foi bem calibrado para ambos os resultados experimentais analisados.

6. REFERÊNCIAS

ABIT – Associação Brasileira da Indústria Têxtil e de Confecções. **Indústria Têxtil e de Confecção Brasileira.** Disponível em: <http://www.abit.org.br/conteudo/links/cartilha_rtcc/cartilha.pdf>. Acesso em: 17 de novembro de 2015.

AGLER, M. T.; WRENN, B. A.; ZINDER, S. H.; ANGENENT, L. T. **Waste to bioproduct conversion with undefined mixed cultures: the carboxylate platform.** *Trends in Biotechnology*, 29(2):70-78, 2011.

AMARAL, F. M. **Avaliação da remoção de cor, matéria orgânica e sulfato de efluente têxtil por processo anaeróbico seguido de aeróbico.** Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Recife-PE, 2011.

AMARAL, F. M. **Tratamento de efluente têxtil por processo anaeróbico e aeróbico.** Tese (Doutorado) - Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Recife-PE, 2015.

AMARAL, F. M.; KATO, M. T.; FLORENCIO, L.; GAVAZZA, S. **Color, organic matter and sulfate removal from textile effluents by anaerobic and aerobic processes.** *Bioresource Technology*, 163:364-369, 2014.

ARENALES, S.; DAREZZO, A.; **Cálculo Numérico: aprendizagem com apoio de software.** São Paulo: Cengage Learning, 2010.

BANAT, I. M.; NIGAM, P.; SINGH, D.; MARCHANT, R. **Microbial of textile dye containing effluents: a review.** *Bioresource Technology*, 58:217-227, 1996.

BARROS, K. K; GAVAZZA, S; FLORENCIO, L; KATO, M. T. **The influence of excess sludge discharge on the performance of a full-scale UASB reactor.** *Water Practice & Technology*, 10(2):1-9, 2015.

BATSTONE, D. J; KELLER, J; ANGELIDAKI, I; KALYUZHNYI, S. V; PAVLOSTATHIS, S. G; ROZZI, A; SANDERS, W. T. M; SIEGRIST, H.; VAVILIN, V. A. **Anaerobic Digestion Model no 1**. IWA Publishing. Lodon. 45(10):65-73, 2002.

BEZERRA, F. D. **Análise Retrospectiva e Prospectiva do Setor Têxtil no Brasil e no Nordeste**. Informe Macroeconomia, Indústria e Serviços, Fortaleza, Ano VIII, n. 2, 2014.

BUSATO, R.; PAWLOESKY, U. **Estudo cinético da remoção de matéria orgânica de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente usado como tratamento de efluente de reator UASB: estudo de caso da ETE de Imbituva**. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 23, Campo Grande, p. 18-23, 2005.

CARVALHO, K. Q; PIRES, E. C. **Dynamic response of UASB reactors submitted to diurnal cyclical flow: simplified mathematical model**: In: VII LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, Mérida, México, 1:189-196, 2002.

CARVALHO, K. Q. de. **Resposta Dinâmica de Reator UASB em Escala Piloto Submetido a Cargas Orgânicas e Hidráulicas Cíclicas: Modelos Matemáticos e Resultados Experimentais**. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

CHERNICHARO, C. A. de L. **Reatores Anaeróbios**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997.

CHERNICHARO, C. A. de L.; HAANDEL, A. V.; AISSE, M. M.; CAVALCANTI, P. F. F. **Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo**. Capítulo 7. CAMPOS, José Roberto (Coord.). Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição controlada no Solo. Prosab/Finep – Rio de Janeiro, 1999.

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente, Ministério do Meio Ambiente. **Resolução N° 357**, de 17 de março de 2005.

CPRH – Companhia Pernambucana do Meio Ambiente. **Roteiro Complementar de licenciamento e fiscalização para tipologia têxtil.** Disponível em: <<http://www.cprh.pe.gov.br/downloads/roteiro-textil.pdf>> Acesso em: 09/03/2015.

FERRAZ JUNIOR, A. D. N. **Tratamento de efluente têxtil por reatores sequenciais anaeróbio/aeróbio.** Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Recife-PE, 2010.

FERRAZ JR, A. D. N; KATO, M. T; FLORENCO, L; GAVAZZA, S. **Textile effluent treatment in a UASB reactor followed by submerged aerated biofiltration.** *Water Science and Technology*, 64(8):1581-1589, 2011.

FIA, F. R. L; MATOS, A. T. de; FIA, R; BORGES, A. C.; TEIXEIRA, D. L. **Remoção de matéria orgânica e determinação de parâmetros cinéticos em sistemas alagados construído em escala laboratorial.** *Acta Scientiarum. Technology*, 34(2):149-156, 2012.

FORESTI, E. **Anaerobic treatment of domestic sewage: established Technologies and perspectives.** *Water Science and Technology*, 45(10):181-186, 2002.

GUIMARÃES, T. L. V. **Estudo e modelagem de um sistema Anaeróbio de tratamento de esgoto. Desenvolvimento da Instrumentação Aplicada a uma planta piloto.** Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte-MG, 1997.

HENZE, M; GUJER, W; MINO, T; LOOSDRECHT, M. V. **Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3.** IWA Publishing, Alliance House, 12 Caxton Street, London SW1H 0QS, UK, 2002.

IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Atlas de Saneamento 2011.** Disponível em: <<http://biblioteca.ibge.gov.br/index.php/biblioteca-catalogo?view=detalhes&id=253096>> Acesso: 17 de janeiro de 2016.

ISIK, M. **Efficiency of simulated textile wastewater decolorization process based on the methanogenic activity of upflow anaerobic sludge blanket reactor in salt inhibition condition.** *Enzyme and Microbial Technology*, 35:399-404, 2004.

ITEP – INSTITUTO DE TECNOLOGIA DE PERNAMBUCO. **APL de confecção do agreste.** Disponível em: <http://www.itep.br/images/relatrio_pmc_confeces_revitalizado.pdf> Acesso: 21 de janeiro de 2016.

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

LOPEZ, I; BORZACCONI, L. **Modelling a full scale UASB reactor using a COD global balance approach and state observers.** *Chemical Engineering Journal*, 146:1-5, 2009.

MARCELINO, D. M. S. **Avaliação da remoção de cor, matéria orgânica e sulfato de efluente têxtil através de reatores biológicos sequenciais.** Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Pernambuco. Centro Acadêmico do Agreste. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental, Caruaru-PE, 2013.

MATCALF & EDDY. **Wastewater Engineering – Treatment, Disposal, Reuse.** 4. ed. Nova York, 2003.

MATHWORKS. **MATLAB – A Linguagem de Computação Técnica.** Disponível em: <<http://www.mathworks.com>>. Acessado em: 03 de dezembro de 2015.

MATLAB, *The Language of Technical Computing* 2013. The Mathworks, Inc.

PINHEIRO, H. M.; TOURAUD, E.; THOMAS, O. **Aromatic amines from azo dye reduction: status review with emphasis on direct UV spectrophotometric detection in textile industry wastewaters.** *Dyes and Pigments*. 61:121-139, 2004.

SANTOS, B. R. T. **Efeito de diferentes doadores de elétrons e da variação de concentração de sulfato na descoloração redutiva do corante Direct Black 22.** Dissertação

(Mestrado) - Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Recife-PE, 2012.

SANTOS, E. O. **Caracterização, biodegradabilidade e tratabilidade do efluente de uma lavanderia industrial**. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Recife-PE, 2006.

SILVA FILHO, A. R. A. da. **Desenvolvimento de sistema simplificado de gestão ambiental aplicado à micro e pequenas empresas de beneficiamento de jeans**. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2013.

SINGH, R. L.; SINGH, P. K.; SINGH, R. P. **Enzymatic decolorization and degradation of azo dyes – A review**. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 104:21-31, 2015.

SOUZA, M. E. de; VIEIRA, S. M. M. **Uso de reator UASB para o tratamento de esgoto sanitário**. *Revista DAE*. 46:165-168, 1986.

TUNUSSI, J. L; ALÉM SOBRINHO, P. **Remoção de cor e nitrificação de efluentes de tinturaria têxtil através de procesos biológicos anaeróbio-aeróbio**. In: XXVIII Congresso da Associação Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS), Cancún, México, 2003.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, v. 2, 1996.

VAN DER ZEE, F. P.; BISSCHOP, I. A. E.; LETTINGA, G.; FIELD, J.A. **Activated carbon as an electron acceptor and redox mediator during the anaerobic biotransformation of azo dyes**. *Environmental Sciences Technology*, 37:402-408, 2003.

7. APÊNDICE

7.1 Curvas polinomiais e o coeficiente de correlação

Para execução do programa é necessário obter a equação polinomial do parâmetro de entrada, desejado na simulação. Através da função extra “Polinômio”, item 3.6, pode-se plotar as curvas das equações polinomiais de grau 3 ao 6 e o coeficiente de correlação (R^2). No gráfico gerado pela seção “Polinômio”, o eixo X corresponde ao tempo e o eixo Y à concentração do parâmetro analisado.

A escolha das equações dos dados de DQO bruta de Ferraz Junior (2010), item 4.1.1, nas fases FI, FII e FIII foram escolhidos não só pelo R^2 , mas também pelo comportamento das curvas em relação aos dados experimentais. A Figura 21, a Figura 22 e a Figura 23 mostram as curvas e o R^2 para o polinômio de grau 3 ao 6 obtido para as fases FI, FII e FIII, respectivamente, dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010).

Figura 21 – Comportamento do polinômio da DQO bruta afluente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010) para a fase FI com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)

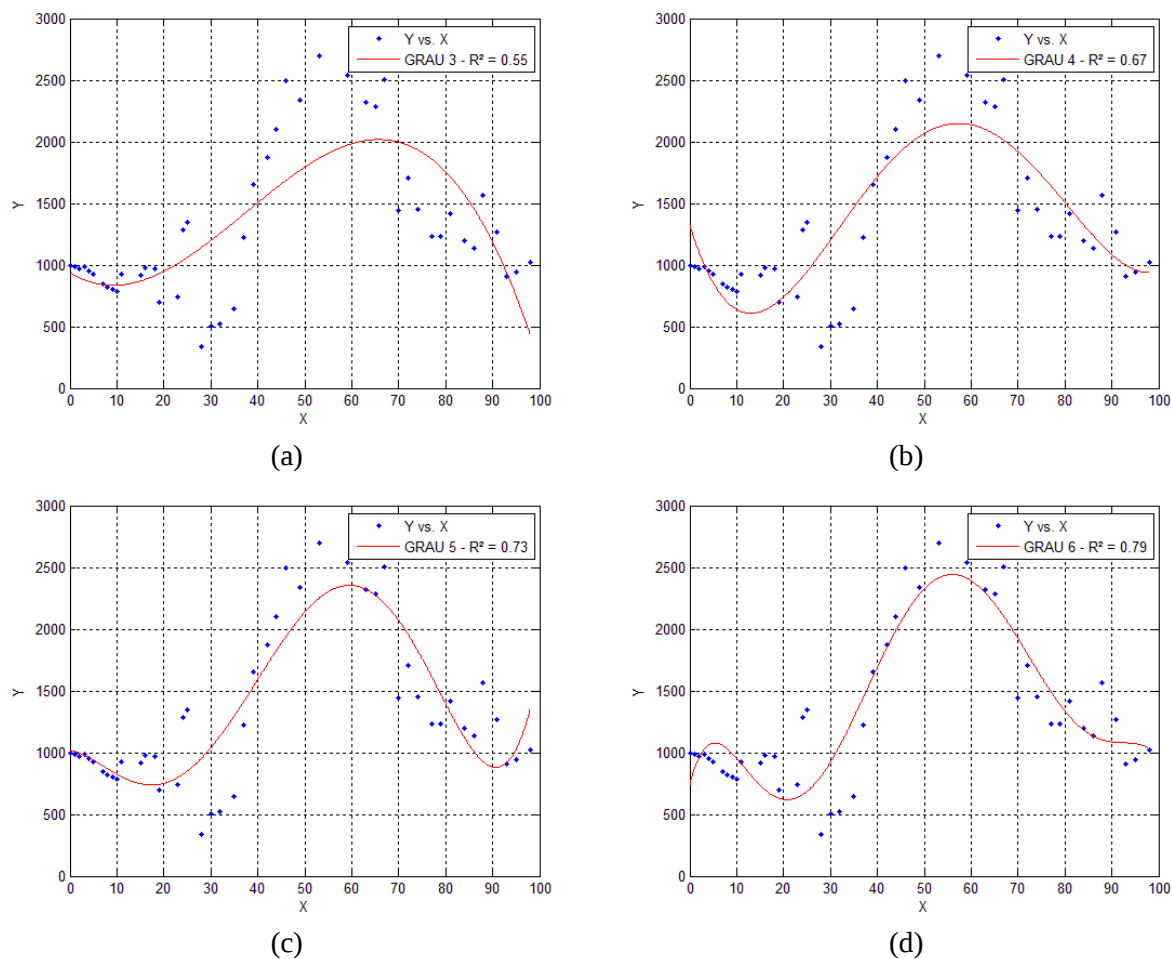
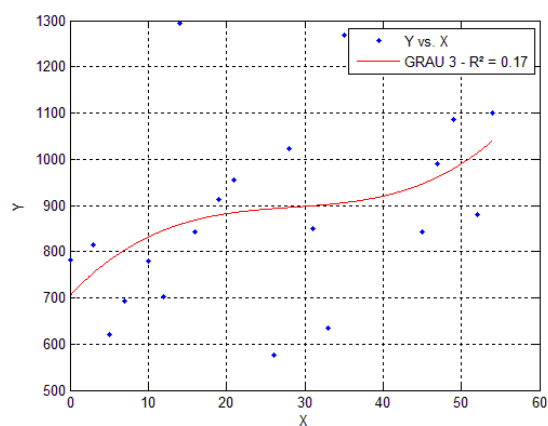
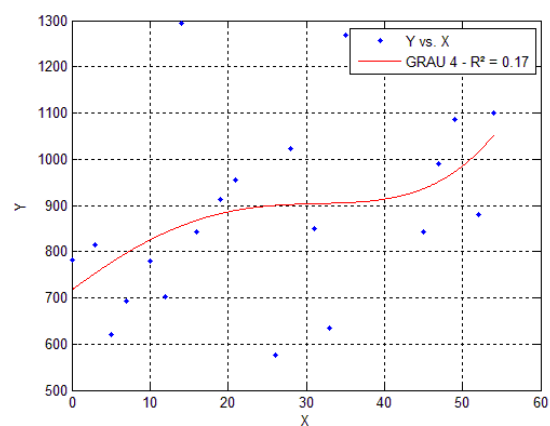


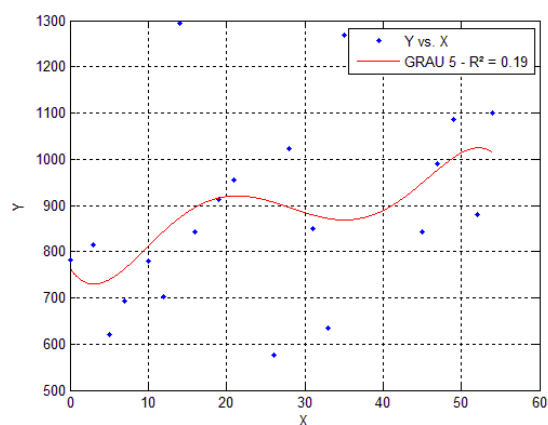
Figura 22 – Comportamento do polinômio da DQO bruta afluente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010) para a fase FII com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)



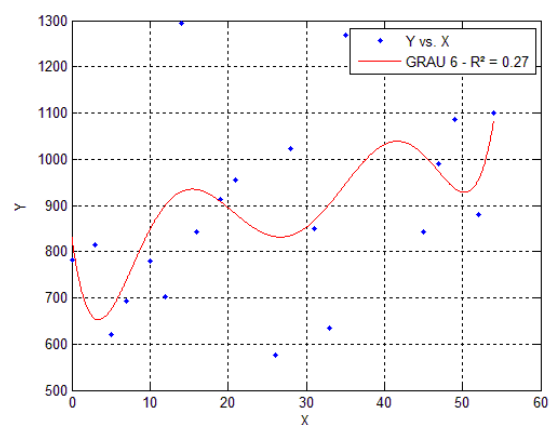
(a)



(b)

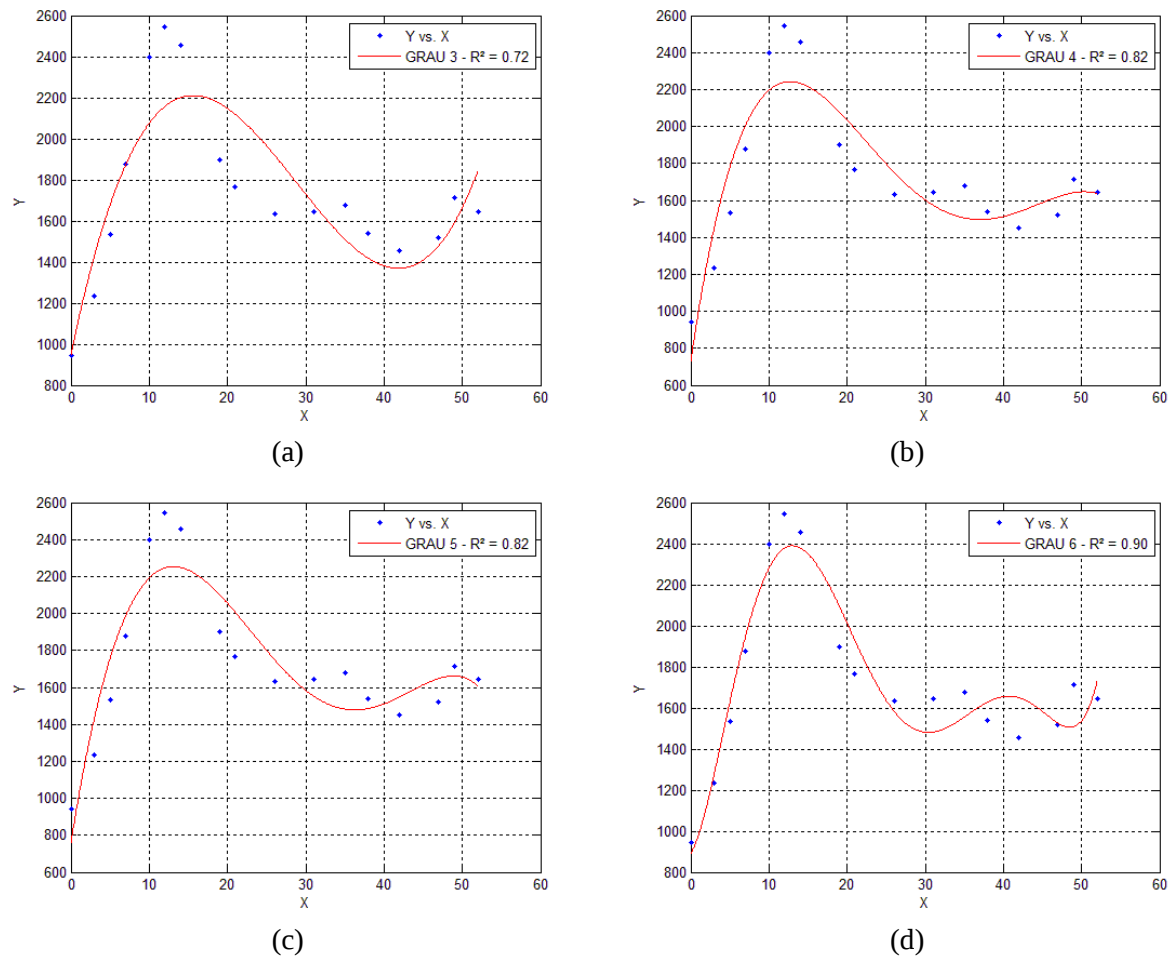


(c)



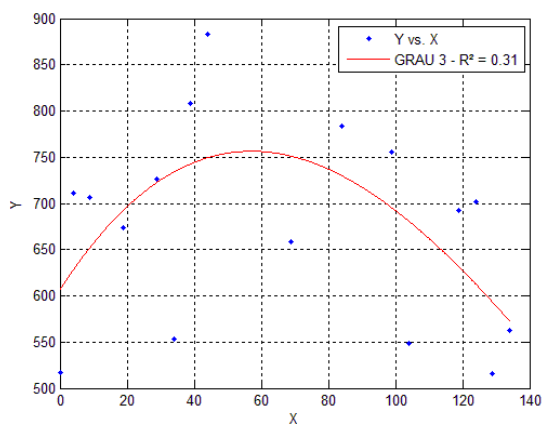
(d)

Figura 23 – Comportamento do polinômio da DQO bruta afluyente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010) para a fase FIII com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)

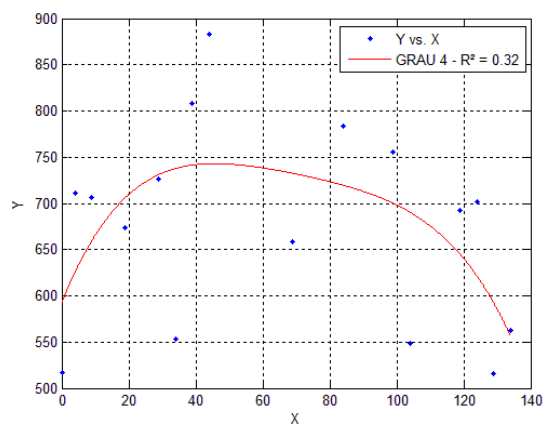


Os dados experimentais da Fase FI-A de Amaral (2011) para DQO bruta e DQO filtrada afluentes ao reator tipo UASB foram analisados conforme o comportamento da curva e o R^2 para escolha da equação polinomial de entrada do programa. A Figura 24 representa as curvas de grau 3 ao grau 6 obtidas para DQO bruta afluyente do reator tipo UASB, e a Figura 25 para DQO filtrada.

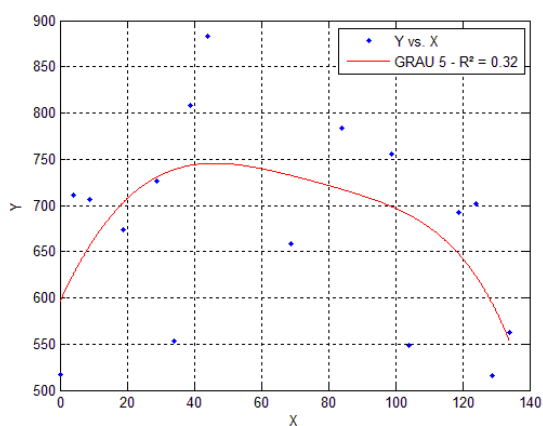
Figura 24 – Comportamento do polinômio da DQO bruta afluyente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Amaral (2011) para a fase FI-A com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)



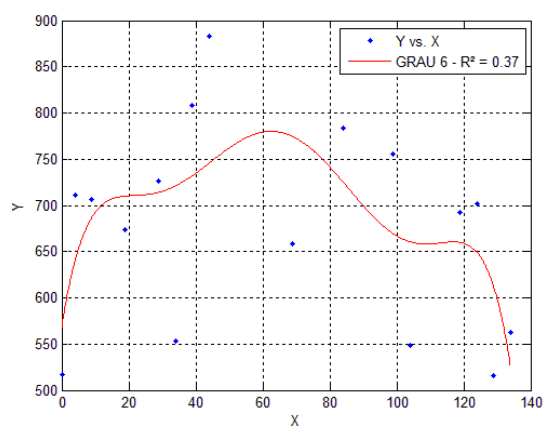
(a)



(b)

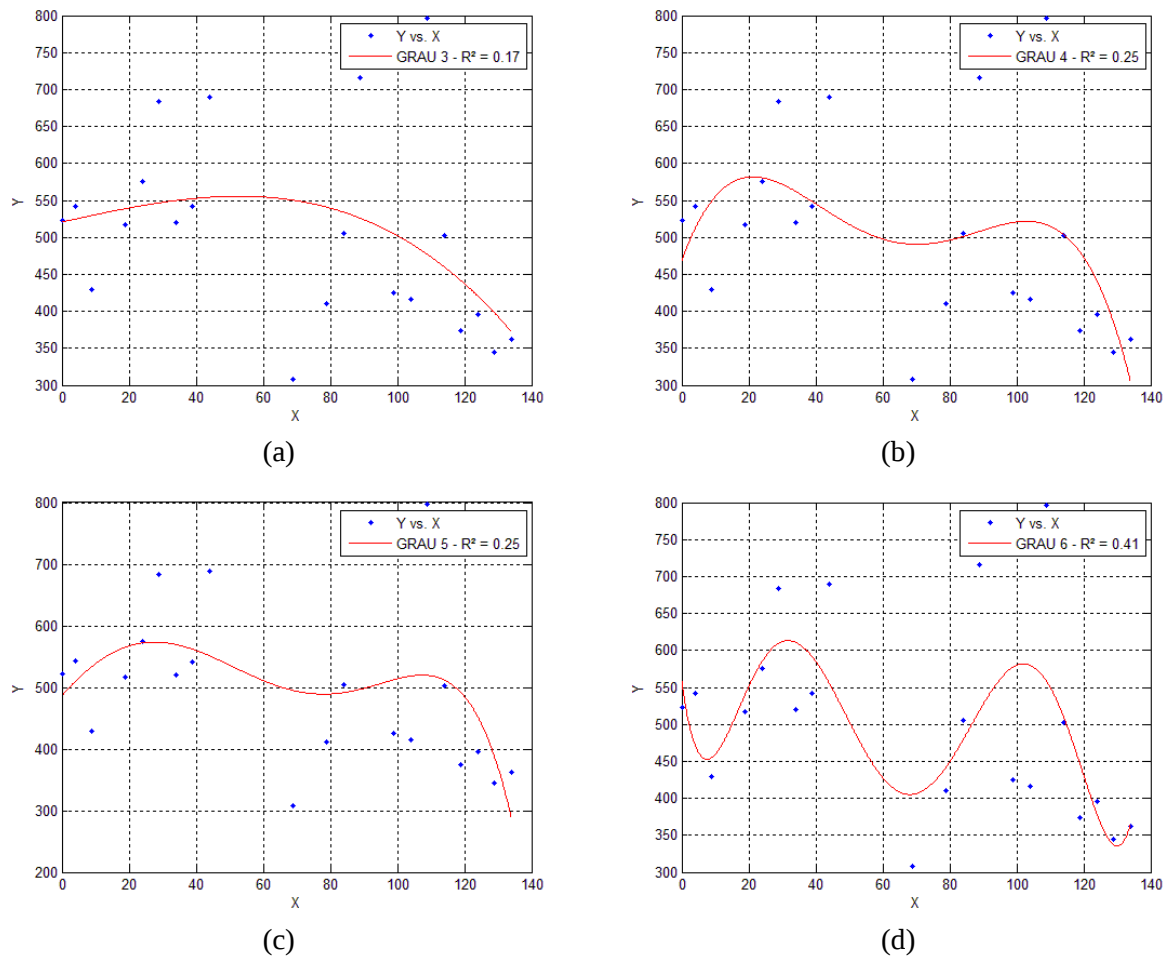


(c)



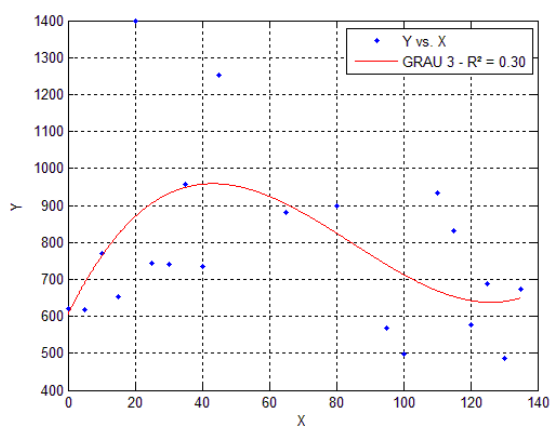
(d)

Figura 25 – Comportamento do polinômio da DQO filtrada afluyente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Amaral (2011) para a fase FII com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)

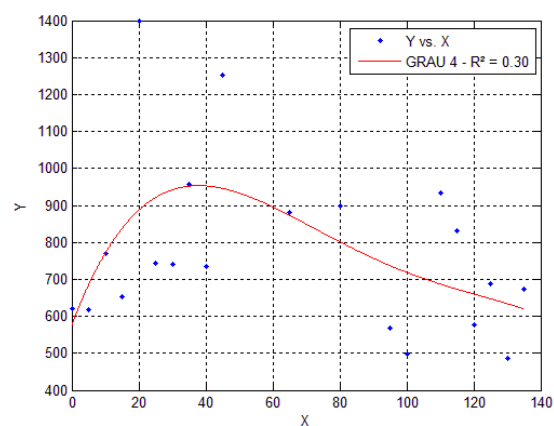


O comportamento das curvas de cor verdadeira dos dados experimentais de Amaral (2011) afluyente do reator tipo UASB, fase FI-A, com o grau do polinômio variando de 3 a 6 estão expostos na Figura 26. No caso da cor aparente, para a mesma fase, os dados são apresentados na Figura 27.

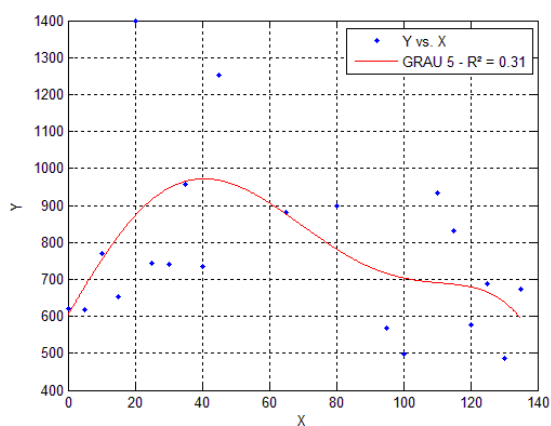
Figura 26 – Comportamento do polinômio da cor verdadeira afluenta e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Amaral (2011) para a fase FI-A com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)



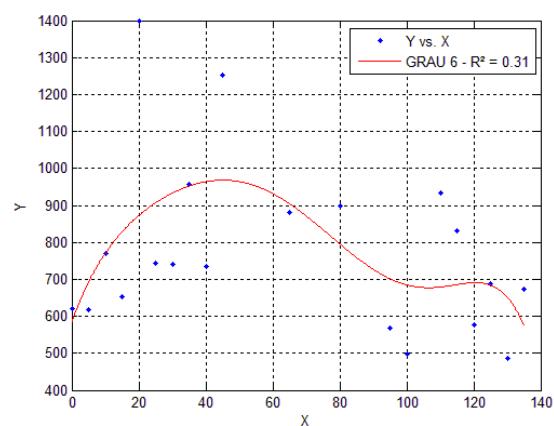
(a)



(b)

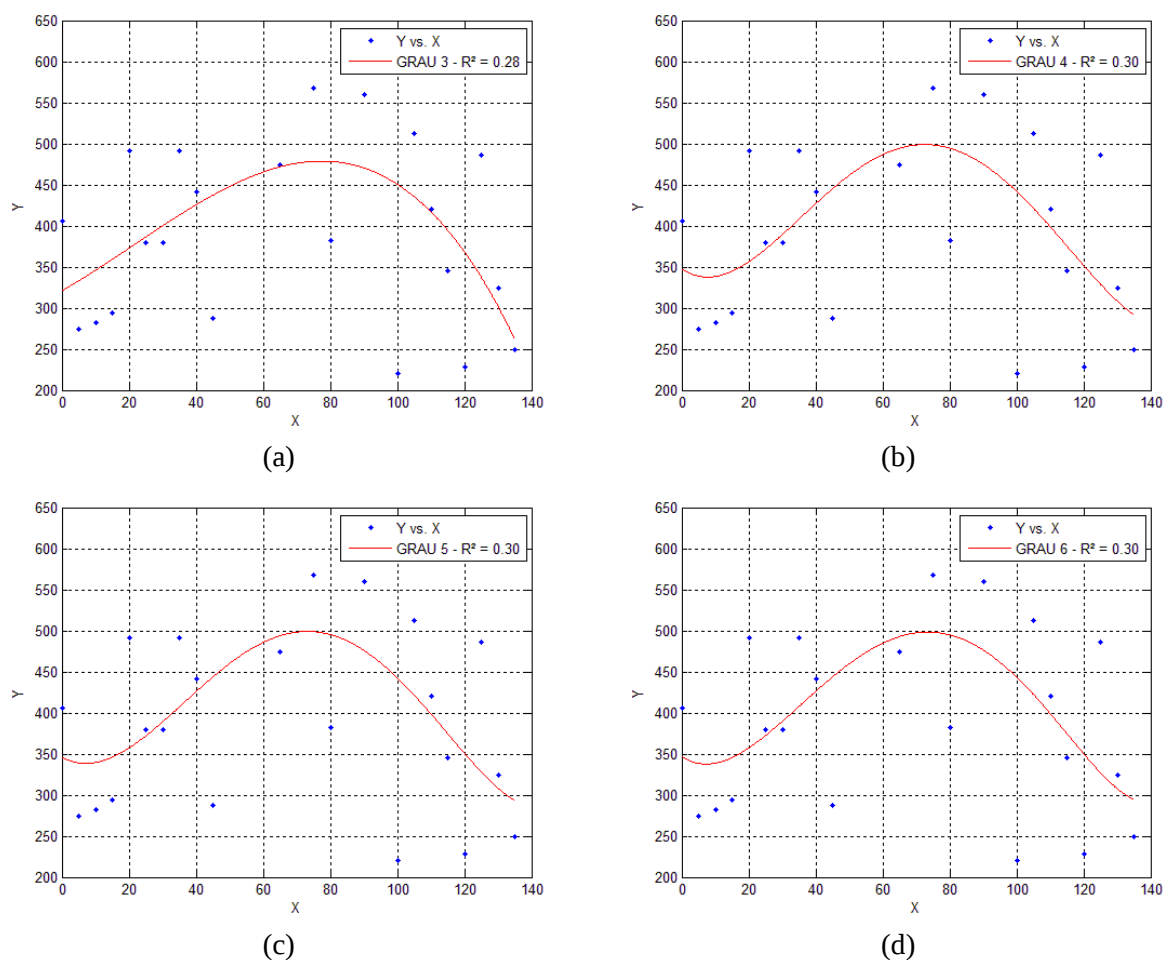


(c)



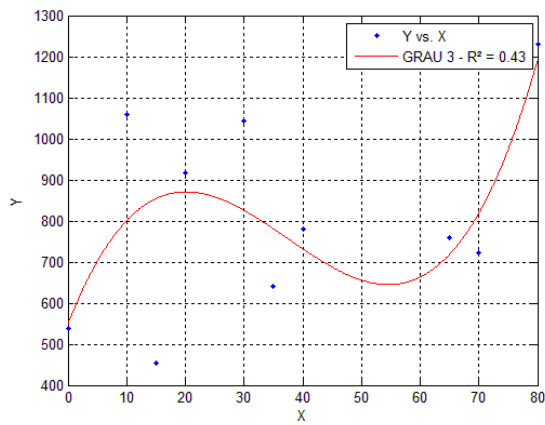
(d)

Figura 27 – Comportamento do polinômio da cor aparente afluyente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Amaral (2011) para a fase FI-A com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)

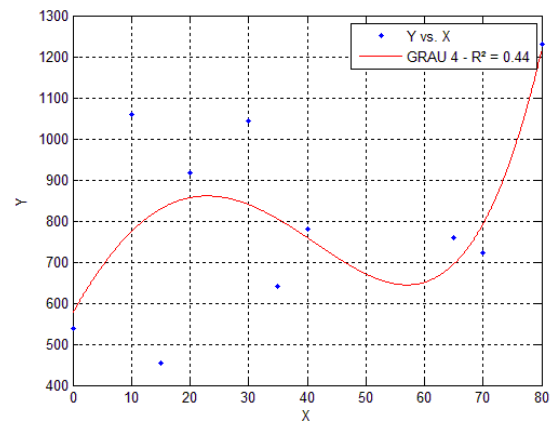


Para os dados experimentais de Amaral (2011) da fase FII, os gráficos da cor verdadeira e cor aparente estão expostos na Figura 28 e Figura 29, respectivamente. Ambas com o comportamento da curva e o R^2 para o polinômio de grau 3 ao grau 6.

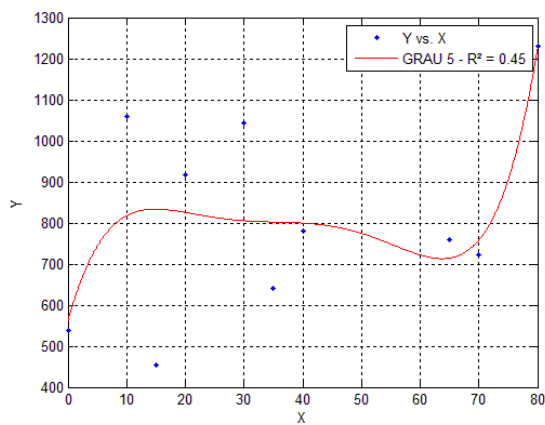
Figura 28 – Comportamento do polinômio da cor verdadeira afluenta e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Amaral (2011) para a fase FII com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)



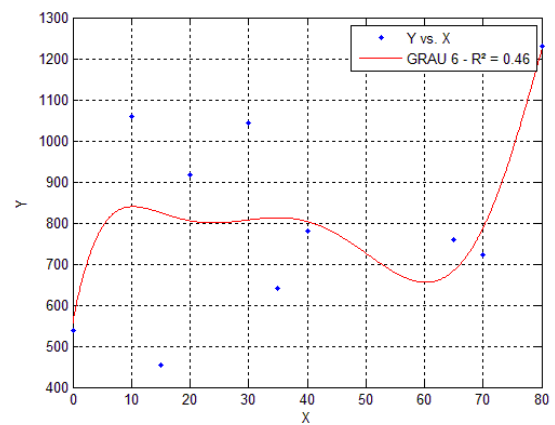
(a)



(b)

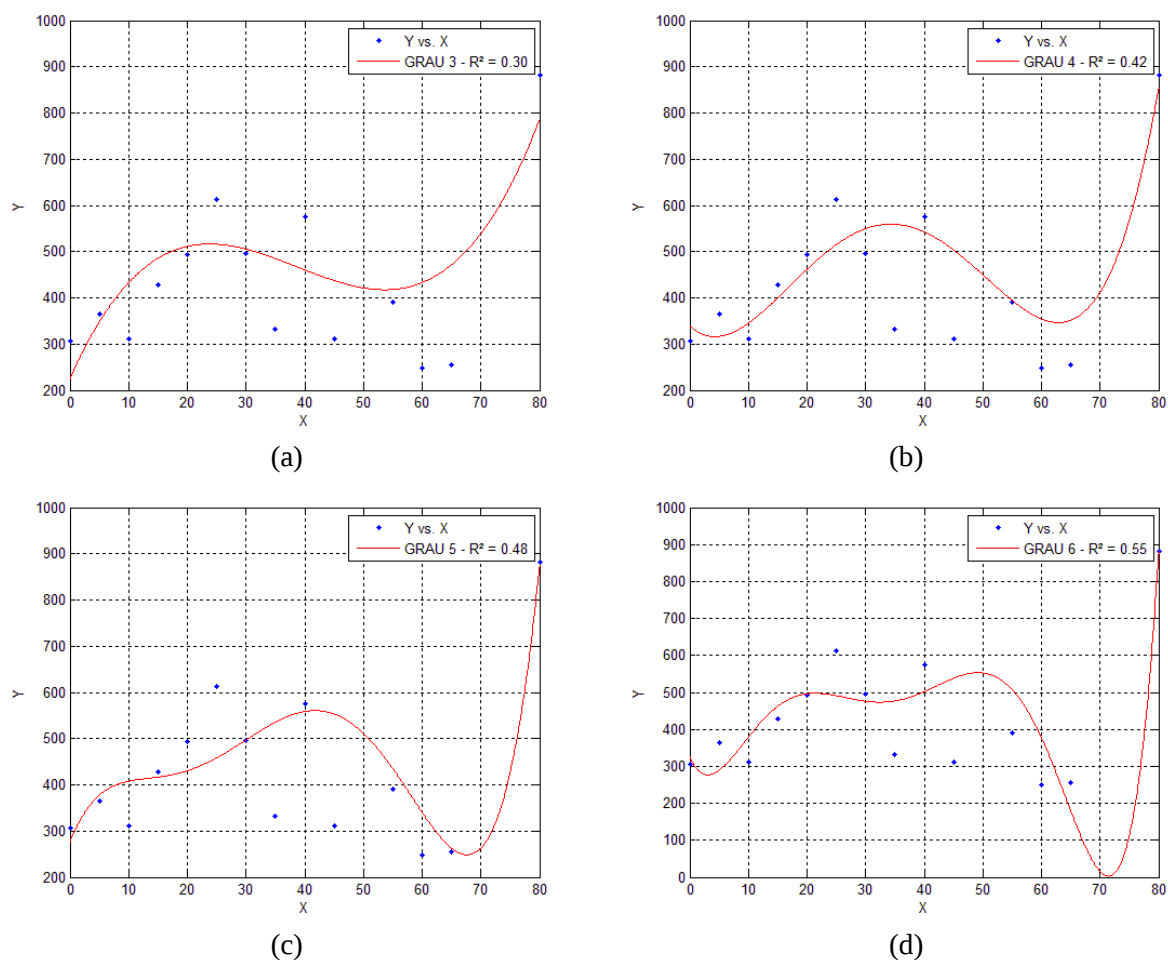


(c)



(d)

Figura 29 – Comportamento do polinômio da cor aparente afluyente e o coeficiente de correlação dos dados experimentais de Amaral (2011) para a fase FII com grau 3 (a), grau 4 (b), grau 5 (c) e grau 6 (d)



7.2 Resultado do teste de normalidade de Shapiro-Wilk

Esta seção traz os resultados do teste de normalidade de Shapiro-Wilk, item 3.5, bem como, a escolha do teste estatístico (ANOVA ou Teste U de Mann-Whitney) aplicado para calibração do modelo.

Na Tabela 21 estão apresentados dos valores do teste de normalidade para as análises feitas para o retorno do lodo no interior do reator tipo UASB.

Tabela 21 – Resultados do teste de normalidade dos dados simulados de SSV e DQO para as fases FI, FII e FIII a partir dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010)

Parâmetro	Retorno do lodo	p-valor	Teste estatístico a ser aplicado
FI			
SSV	0%	$1,1102 \cdot 10^{-16}$	Teste U
	40%	$1,2212 \cdot 10^{-15}$	
SSV	0%	$1,1102 \cdot 10^{-16}$	Teste U
	80%	$2,7753 \cdot 10^{-10}$	
DQO	0%	$1,8743 \cdot 10^{-7}$	Teste U
	40%	$1,9562 \cdot 10^{-7}$	
DQO	0%	$1,8743 \cdot 10^{-7}$	Teste U
	80%	$1,8003 \cdot 10^{-7}$	
FII			
SSV	0%	$9,0927 \cdot 10^{-14}$	Teste U
	40%	$1,0336 \cdot 10^{-13}$	
SSV	0%	$9,0927 \cdot 10^{-14}$	Teste U
	80%	$1,6879 \cdot 10^{-12}$	
DQO	0%	0,0706	Teste U
	40%	0,0454	
DQO	0%	0,0706	Teste U
	80%	0,0350	
FIII			
SSV	0%	$8,4320 \cdot 10^{-8}$	Teste U
	40%	$5,1105 \cdot 10^{-9}$	
SSV	0%	$8,4320 \cdot 10^{-8}$	Teste U
	80%	$3,8806 \cdot 10^{-8}$	
DQO	0%	0,0006	Teste U
	40%	0,0006	
DQO	0%	0,0006	Teste U
	80%	0,0007	

Na Tabela 22 estão expostos os resultados para os dados de DQO bruta de Ferraz Junior (2010), nas três fases (FI, FII e FIII).

Tabela 22 – Resultados do teste de normalidade dos dados experimentais de Ferraz Junior (2010) e dos dados simulados da DQO bruta para as fases FI, FII e FIII

Parâmetro	Tipo de dado	p-valor	Teste estatístico a ser aplicado
FI			
DQO Bruta	Experimental	0,2427	Teste U
	Simulada	$4,9260 \cdot 10^{-5}$	
DQO Bruta – Eficiência	Experimental	0,0002	Teste U
	Simulada	$1,5714 \cdot 10^{-5}$	
FII			
DQO Bruta	Experimental	0,2603	ANOVA
	Simulada	0,8270	
DQO Bruta – Eficiência	Experimental	0,0017	Teste U
	Simulada	$4,8713 \cdot 10^{-8}$	
FIII			
DQO Bruta	Experimental	0,2142	ANOVA
	Simulada	0,1402	
DQO Bruta – Eficiência	Experimental	0,5615	Teste U
	Simulada	$2,4257 \cdot 10^{-7}$	

Para os dados da DQO bruta e DQO filtrada, fase FI-A, de Amaral (2011), os resultados estão na Tabela 23.

Tabela 23 – Resultados do teste de normalidade dos dados experimentais de Amaral (2011) e dos dados simulados da DQO bruta e DQO filtrada da fase FI-A

Parâmetro	Tipo de dado	p-valor	Teste estatístico a ser aplicado
DQO Bruta	Experimental	0,0002	Teste U
	Simulada	0,0451	
DQO Bruta – Eficiência	Experimental	0,3966	ANOVA
	Simulada	0,1404	
DQO Filtrada	Experimental	0,3867	Teste U
	Simulada	0,0014	
DQO Filtrada – Eficiência	Experimental	0,0040	Teste U
	Simulada	$2,1845 \cdot 10^{-6}$	

No caso da cor verdadeira e cor aparente, dos dados Amaral (2011), para as fases FI-A e FII, os resultados estão na Tabela 24 e Tabela 25, respectivamente.

Tabela 24 – Resultados do teste de normalidade dos dados experimentais de Amaral (2011) e dos dados simulados da cor pela aplicação direta da cinética de 1ª ordem para as fases FI-A e FII

Parâmetro	Tipo de dado	p-valor	Teste estatístico a ser aplicado
FI-A			
Cor Verdadeira	Experimental	0,3830	ANOVA
	Simulada	0,5435	
Cor Verdadeira – Eficiência	Experimental	0,3698	ANOVA
	Simulada	0,3628	
Cor Aparente	Experimental	0,0041	Teste U
	Simulada	0,0177	
Cor Aparente - Eficiência	Experimental	0,6260	ANOVA
	Simulada	0,0919	
FII			
Cor Verdadeira	Experimental	0,3605	ANOVA
	Simulada	0,2839	
Cor Verdadeira – Eficiência	Experimental	0,2712	ANOVA
	Simulada	0,7649	
Cor Aparente	Experimental	0,4859	ANOVA
	Simulada	0,1849	
Cor Aparente - Eficiência	Experimental	0,6859	ANOVA
	Simulada	0,7160	

Tabela 25 – Resultados do teste de normalidade dos dados experimentais de Amaral (2011) e dos dados simulados da cor pelo balanço de massa para as fases FI-A e FII

Parâmetro	Tipo de dado	p-valor	Teste estatístico a ser aplicado
FI-A			
Cor Verdadeira	Experimental	0,3830	ANOVA
	Simulada	0,2235	
Cor Verdadeira – Eficiência	Experimental	0,3698	ANOVA
	Simulada	0,6128	
Cor Aparente	Experimental	0,0041	Teste U
	Simulada	0,0295	
Cor Aparente - Eficiência	Experimental	0,6260	Teste U
	Simulada	0,0275	
FII			
Cor Verdadeira	Experimental	0,3605	Teste U
	Simulada	0,0005	
Cor Verdadeira – Eficiência	Experimental	0,2712	Teste U
	Simulada	$1,6701 \cdot 10^{-5}$	
Cor Aparente	Experimental	0,4859	Teste U
	Simulada	0,0087	
Cor Aparente - Eficiência	Experimental	0,6859	Teste U
	Simulada	0,0001	

7.3 Rotinas computacionais do modelo

Esta seção traz as rotinas computacionais do modelo referente às EDOs para a modelagem da remoção da MO e remoção da cor.

Na Figura 30 segue a rotina com o balanço de massa para remoção da MO com o parâmetro de DQO bruta (@DQO_Bruta_1Ordem, Equação 6, item 3.4). A rotina é a mesma para a DQO filtrada.

Figura 30 – Rotina do arquivo DQO_Bruta_1Ordem.m do modelo simplificado

```
function ds=EDO_DQOb_1Ordem(t,x)

% Declaracoes das variaveis globais
global c_DQOb % Vetor com os coeficientes da eq. polinomial
global Q V Y Kd Cs K1
global ArqDQOb ArqEf_DQOb Arq_DQOb_IO ArqSSV

% Equação de entrada da DQO em função do tempo de simulação
DQOa = c_DQOb(1)*t^6 + c_DQOb(2)*t^5 + c_DQOb(3)*t^4 + c_DQOb(4)*t^3 + ...
      c_DQOb(5)*t^2 + c_DQOb(6)*t + c_DQOb(7);

% Arquivos de saida
fprintf(ArqDQOb, '\t %f \t %f \n', t, x(7));
fprintf(ArqEf_DQOb, '\t %f \t %f \n', t, ((DQOa-x(7))/DQOa)*100);
fprintf(Arq_DQOb_IO, '\t %f \t %f \t %f \n', t, DQOa, x(7));
fprintf(ArqSSV, '\t %f \t %f \n', t, x(8));

%----- COMPARTIMENTO 1 -----%
% SUBSTRATO
ds(1,1) = Q/V(1)*(DQOa-x(1))-(K1*x(1));
% BIOMASSA
ds(2,1) = -Q/V(1)*x(2)+ (Y*K1*x(1))-Kd*x(2);

%----- COMPARTIMENTO 2 -----%
% SUBSTRATO
ds(3,1) = Q/V(2)*(x(1)-x(3))-(K1*x(3));
% BIOMASSA
ds(4,1) = (Cs*Q*x(6)/V(4))+(Q/V(2)*(x(2)-x(4)))+(Y*K1*x(3))-Kd*x(4);

%----- COMPARTIMENTO 3 -----%
% SUBSTRATO
ds(5,1) = Q/V(3)*(x(3)-x(5))-K1*x(5);
% BIOMASSA
ds(6,1) = Q/V(3)*(x(4)-x(6))+(Y*K1*x(5))-Kd*x(6);

%----- COMPARTIMENTO 4 -----%
% SUBSTRATO
ds(7,1) = (Q/V(4))*(x(5)-x(7));
% BIOMASSA
ds(8,1) = (Q/V(4))*x(6)-(Q/V(4))*(x(8)+Cs*x(6));

% FIM - Funcao EDO_DQOb_1Ordem()
end
```

Para a remoção da cor verdadeira a Figura 31 expõe a rotina para aplicação direta da cinética de primeira ordem, e a Figura 32 do balanço de massa. A mesma rotina é utilizada para a remoção da cor aparente, com substituição dos dados de cor aparente para cor verdadeira.

Figura 31 – Rotina do arquivo Cor_1Ordem.m para aplicação direta da cinética 1ª ordem

```
function Cor_1Ordem()

% Variaveis globais
global c_CORv      % Vetor com os coeficientes da eq. polinomial
global Kc T
global ArqCORv ArqEf_CORv Arq_CORv_IO

% Resolução da equacao
for i = T(1):T(3):T(2)
    % Equação de entrada da COR em função do tempo de simulação
    C0 = c_CORv(1)*i^6 + c_CORv(2)*i^5 + c_CORv(3)*i^4 + ...
        c_CORv(4)*i^3 + c_CORv(5)*i^2 + c_CORv(6)*i + c_CORv(7);

    % Equação de 1º Ordem da degradação da COR
    C = C0*(exp(-Kc*i));

    % Arquivos de saída
    fprintf(ArqCORv, '\t %f \t %f \n', i, C);
    fprintf(ArqEf_CORv, '\t %f \t %f \n', i, ((C0-C)/C0)*100);
    fprintf(Arq_CORv_IO, '\t %f \t %f \t %f \n', i, C0, C);
end

% FIM - Funcao Cor_1Ordem()
end
```

Figura 32 – Rotina do arquivo COR_Verdadeira.m do modelo simplificado

```
function ds=COR_Verdadeira(t,x)

% Variaveis Globais
global c_CORv      % Vetor com os coeficientes da eq. polinomial
global Kc
global ArqCORv ArqEf_CORv Arq_CORv_IO

% Equação de entrada da DQO em função do tempo de simulação
C0 = c_CORv(1)*t^6 + c_CORv(2)*t^5 + c_CORv(3)*t^4 + c_CORv(4)*t^3 + ...
    c_CORv(5)*t^2 + c_CORv(6)*t + c_CORv(7);

% Arquivos de saída
fprintf(ArqCORv, '\t %f \t %f \n', t, x(1));
fprintf(ArqEf_CORv, '\t %f \t %f \n', t, ((C0-x(1))/C0)*100);
fprintf(Arq_CORv_IO, '\t %f \t %f \t %f \n', t, C0, x(1));

%----- Compartimento Unico -----%
ds(1,1) = Q/(V(1)+V(2)+V(3)+V(4)) * (C0-x(1)) - (K1*x(1));

% FIM - Funcao COR_Verdadeira()
end
```