Campus de São Carlos

**RESPOSTA DINÂMICA DOS REATORES UASB
(UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET)
SUBMETIDOS A CARGAS ORGÂNICAS E
HIDRÁULICAS CÍCLICAS – MODELAÇÃO
MATEMÁTICA SIMPLIFICADA**

Karina Querne de Carvalho

Orientador: Prof. Associado Eduardo Cleto Pires

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

**RESPOSTA DINÂMICA DOS REATORES UASB
(UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET)
SUBMETIDOS A CARGAS ORGÂNICAS E
HIDRÁULICAS CÍCLICAS – MODELAÇÃO
MATEMÁTICA SIMPLIFICADA**

KARINA QUERNE DE CARVALHO

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil – área: Hidráulica e Saneamento.

ORIENTADOR: Prof. Associado EDUARDO CLETO PIRES

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP
EXEMPLAR REVISADO
Data de entrada no Serviço: 04.07.02
Ass.:

São Carlos

-2002-

DEDALUS - Acervo - EESC

31100036988

Class. TESE
Cutt. 1261
Tombo T0139/02
Sysno 1251581

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

C331r Carvalho, Karina Querne de
Resposta dinâmica dos reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) submetidos a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas - modelação matemática simplificada / Karina Querne de Carvalho. -- São Carlos, 2002.

Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de São Carlos-Universidade de São Paulo, 2002.

Área: Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Associado Eduardo Cleto Pires.

1. Comportamento dinâmico. 2. Variação cíclica de vazão. 3. Carga orgânica. 4. Carga hidráulica. 5. Modelação matemática. 6. UASB. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidata: Engenheira **KARINA QUERNE DE CARVALHO**

Dissertação defendida e julgada em 10-06-2002 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Assoc. **EDUARDO CLETO PIRES** (Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovada

Prof. Dr. **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovada

Prof. Dr. **WERNER SIEGRIED HANISCH**
(Universidade Bandeirante de São Paulo/UNIBAN)

APROVADA

Profa. Assoc. **MARIA DO CARMO CALIJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

**"Nunca pense em desistir,
Te aconselho a prosseguir,
O tempo voa rapaz,
Pegue seu sonho rapaz,
A melhor hora e o momento,
É você quem faz
Recitem poesias e palavras de um Rei
Faça por onde que Eu te ajudarei".**

(Tony Garrido)

Aos meus pais Olivia e Dacymar...

meus grandes exemplos de vida

Aos meus irmãos Thales e Caio...

meus dois amores

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Eduardo Cleto Pires pela orientação, incentivo e amizade, sem os quais esse trabalho não teria sido desenvolvido.

Ao Professor Marcelo Zaiat pela solidariedade e importantes sugestões e aos Professores Luísa Fernanda Reis e Benedito Aparecido Rodrigues pelo apoio e oportunidade de aprendizado.

Aos Professores Ruth e Luís Duarte pela amizade, carinho, correções e sugestões no trabalho.

Ao Professor José Teixeira Freire e família pela dedicação e acolhida.

A Vó Erna e a Vó Maria (*in memoriam*) pelo amor incondicional e por me ensinarem a ser um ser humano melhor.

As amigas queridas que aqui encontrei: Suca; Juju, Moni, Paola, Lulu, Nelinha, Cáscia, Lena, Simone, Pati e Patinha, com quem tive o prazer de compartilhar momentos de alegria, amizade e afeto.

Aos amigos Karina, Adriana, Ricardo, Renato, tia Elisa e tio Nelson, que mesmo distantes me incentivaram na busca por essa conquista.

Aos colegas Thiago, Gigante, Léo, Léo Barra, Paulo, Pedrão, João Rodrigo, Hélio, André Coelho, João, Caíto, Andrezão e a todos os colegas da turma SHS 2000 pelo ótimo convívio desde o início dessa caminhada.

Aos colegas José Antônio, Klebber e Renato Nagamine pelo carinho, paciência e disposição no auxílio do desenvolvimento desse trabalho.

Aos colegas do grupo de anaeróbios: Beth, Eloísa, Janja, Andréa, Dirlane, Marilu, Selminha, Samantha e Rogers, Lú e André, Flavinha, Neyson, Gica, Douglas e Fernandão pelo apoio e excelente convívio.

Aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento, principalmente a Sá, Rose, Pavi, Flávia, Márcia, André (informática), Delma e Teresinha pela gentileza e atendimento, meus sinceros agradecimentos.

A CNPq pela bolsa de estudo que proporcionou a realização deste trabalho.

A todos aqueles que contribuíram, direta ou indiretamente, para a realização deste trabalho.

SUMÁRIO

<u>1.</u>	<u>INTRODUÇÃO</u>	<u>1</u>
<u>2.</u>	<u>OBJETIVOS</u>	<u>5</u>
<u>3.</u>	<u>REVISÃO DE LITERATURA</u>	<u>6</u>
3.1.	CARACTERIZAÇÃO DOS ESGOTOS SANITÁRIOS	6
3.2.	COMPORTAMENTO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS SUBMETIDOS A SOBRECARGAS ORGÂNICAS E HIDRÁULICAS	25
3.2.1.	REATORES EM GERAL	25
3.2.2.	REATORES UASB (UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET)	29
3.3.	MODELOS MATEMÁTICOS	37
3.3.1.	HIDRODINÂMICA DE REATORES UASB	41
3.3.2.	CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	43
<u>4.</u>	<u>METODOLOGIA</u>	<u>49</u>
4.1.	CONSIDERAÇÕES INICIAIS	49
4.2.	REATOR TIPO MISTURA COMPLETA	50
4.2.1.	DESENVOLVIMENTO DO BALANÇO DE MASSA	50
4.2.1.1.	1º COMPARTIMENTO: BASE DO MANTO DE LODO (a)	50
4.2.1.2.	2º COMPARTIMENTO: CAMADA SUPERIOR DO LEITO DE LODO (b)	53
4.3.	REATOR TIPO TUBULAR IDEAL	54
4.3.1.	DESENVOLVIMENTO DO BALANÇO DE MASSA	54

4.4.	DESCRIÇÃO DO PROGRAMA <i>MATLAB</i>	54
4.5.	RESOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES DIFERENCIAIS ORDINÁRIAS (ODES)	
	DESENVOLVIDAS NO PROGRAMA <i>MATLAB</i>	56
4.5.1.	ARQUIVO DE COMANDO M	56
4.5.2.	VARIÁVEIS (DADOS) DE ENTRADA	58
4.5.2.1.	SIMULAÇÕES PARA OS DADOS DE PAULA JR. (1992) E PARA OS DADOS DE BATISTA (2000)	61
4.5.3.	ARQUIVO DE FUNÇÃO M - MÉTODO DE RUNGE-KUTTA	62
4.5.4.	DADOS DE SAÍDA	64
4.5.5.	GRÁFICOS	65
<u>5.</u>	<u>RESULTADOS E DISCUSSÃO</u>	<u>66</u>
<u>6.</u>	<u>CONCLUSÕES E SUGESTÕES</u>	<u>88</u>
<u>7.</u>	<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	<u>92</u>
<u>8.</u>	<u>APÊNDICES</u>	<u>99</u>

LISTA DE FIGURAS

<i>FIGURA 1-: Desenho esquemático de um reator UASB</i>	30
<i>FIGURA 2 - Rotina de programação do arquivo reator.m - modelo cinético tipo Monod</i>	57
<i>FIGURA 3: Rotina de programação do arquivo reator.m - modelo cinético de ordem zero</i>	57
<i>FIGURA 4: Rotina de programação do arquivo reator.m - modelo cinético de primeira ordem</i>	58
<i>FIGURA 5: Variáveis de entrada do modelo cinético tipo Monod</i>	59
<i>FIGURA 6: Variáveis de entrada do modelo cinético de ordem zero</i>	60
<i>FIGURA 7: Variáveis de entrada do modelo cinético de ordem zero</i>	60
<i>FIGURA 8: Variáveis de entrada reportadas por PAULA JR. (1992)</i>	61
<i>FIGURA 9: Variáveis de entrada reportadas por BATISTA (2000)</i>	61
<i>FIGURA 10: Função ode45 e dados de entrada - modelo cinético tipo Monod</i>	63
<i>FIGURA 11: Variáveis de saída do modelo matemático simplificado</i>	64
<i>FIGURA 12: Rotina para visualização gráfica dos dados de saída</i>	65
<i>FIGURA 13 Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de Monod e $\alpha = 0$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afuente}=500 \text{ mg/L}$; $K_s=82 \text{ mgDQO/L}$ - ($q=q_{max}=mgDQO/mgSSV.h$)</i>	67
<i>FIGURA 14: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de Monod e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afuente}=500 \text{ mg/L}$; $K_s=82 \text{ mgDQO/L}$ - ($q=q_{max}=mgDQO/mgSSV.h$)</i>	68

FIGURA 15: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de Monod e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ - $(q - q_{\text{máx}} = \text{mgDQO/mgSSV.h})$ _____ 69

FIGURA 16: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 0,01 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ _____ 70

FIGURA 17: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 1,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ _____ 71

FIGURA 18: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ _____ 71

FIGURA 19: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 0,01 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = (\text{mgDQO/L})$ _____ 72

FIGURA 20: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 1,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = (\text{mgDQO/L})$ _____ 73

FIGURA 21: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $(K_s = \text{mgDQO/L})$ _____ 73

FIGURA 22: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = 0$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $(k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h})$ _____ 74

FIGURA 23: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $(k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h})$ _____ 75

FIGURA 24: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; ($k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h}$) _____ 75

FIGURA 25: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0 = 0,01$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; _____ 76

FIGURA 26: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0 = 1,0$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; _____ 77

FIGURA 27: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0 = 10,0$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; _____ 77

FIGURA 28: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = 0$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; ($k_1 = K_1 = \text{h}^{-1}$) _____ 78

FIGURA 29: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; ($k_1 = K_1 = \text{h}^{-1}$) _____ 79

FIGURA 30: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; ($k_1 = K_1 = \text{h}^{-1}$) _____ 79

FIGURA 31: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de primeira ordem e $K_1 = 0,01 \text{ h}^{-1}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 500$ mg/L; _____ 80

FIGURA 32: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de Monod e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente} = 1780$ mg/L; $K_s = 82$ mgDQO/L – ($q - q_{\text{máx}} = \text{mgDQO/mgSSV.h}$) _____ 81

FIGURA 33: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{m\acute{a}x} = 10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ _____ 82

FIGURA 34: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{m\acute{a}x} = 10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$; ($K_s = K_s = \text{mgDQO/L}$) _____ 83

FIGURA 35: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$ – ($k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h}$) _____ 84

FIGURA 36: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0 = 1,0 \text{ mgDQO/L.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$ _____ 85

FIGURA 37: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$ _____ 86

FIGURA 38: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de primeira ordem e $K_1 = 0,01 \text{ h}^{-1}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$ _____ 87

LISTA DE TABELAS

<i>TABELA 1 - Composição Típica de esgoto sanitário</i>	12
<i>TABELA 2- Composição Típica dos esgotos de alguns municípios do Estado de São Paulo</i>	13
<i>TABELA 3 - Composição Típica dos esgotos de algumas cidades do Brasil e da Colômbia</i>	14
<i>TABELA 4 - Valores médios para cada área de amostragem</i>	15
<i>TABELA 5 - Composição de esgotos em dias com atividade industrial (quarta-feira) e em dias sem atividade industrial (domingo) – Araraquara/SP</i>	18
<i>TABELA 6 - Composição média dos esgotos na bacia do Ribeirão do Ouro – Araraquara/SP</i>	19
<i>TABELA 7 - Resultados obtidos para parâmetros analisados – sub-bacia do córrego do Tijuco Preto – São Carlos/SP</i>	21
<i>Tabela 8– Resultados obtidos para parâmetros analisados – sub-bacia do</i>	21

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

A	Área do reator [L^2]
<i>ADM</i>	Anaerobic Digestion Model
AGV	Ácidos graxos voláteis, $[M].[L]^{-3}$
ASFF	Reator Aerado com Filme Fixo
b	Coefficiente de decaimento, $[T^{-1}]$
COT	Carbono Orgânico Total
DQO	Demanda Química de Oxigênio, $[M].[L]^{-3}$
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio, $[M].[L]^{-3}$
DThO	Demanda teórica de oxigênio
EGSB	Reator com manto de Lodo Granular Expandido
TIC	Trocador Iônico Composto
<i>IQWA</i>	International Quality Water Association
<i>IWA</i>	International Water Association
K_0	Constante cinética de ordem zero, $[M^3].[L^{-1}].[T^{-1}]$
K_1	Constante cinética de primeira ordem, $[T^{-1}]$
k_1	Coefficiente do dia de maior consumo (adimensional)
k_2	Coefficiente da hora de maior consumo do dia de maior consumo (adimensional)
K_s	Constante de saturação de substrato, $[M].[L]^{-3}$
M_t	massa de substrato gerada/consumida por unidade de volume $[M.L^{-3}]$
$N-NH_4^+$	Nitrogênio amoniacal, $[M].[L]^{-3}$

N-NTK	Nitrogênio total, $[M].[L]^{-3}$
PCP	Pentaclorofenol
pH	Potencial hidrogeniônico
$\bar{Q}$	Vazão média afluyente, $[M^3].[T^{-1}]$
Q_{in}	Vazão afluyente, $[M^3].[T^{-1}]$
Q_{out}	Vazão efluente, $[M^3].[T^{-1}]$
R^2	Coefficiente de correlação (adimensional)
$(-ra)$	Termo cinético dependente do tipo de modelo cinético empregado
RACI	Reator Ascendente com Célula Imobilizada
RAFF	Reator Anaeróbio de Filme Fixo
RAHLF	Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo
RALF	Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado
RBC	Reator Biológico de Contato
RLA	Reator de Lodos Ativados
RLFAB	Reator de Leito Fluidizado com Carbono Ativado
SDF	Sólidos dissolvidos fixos, $[M].[L]^{-3}$
SDT	Sólidos dissolvidos totais, $[M].[L]^{-3}$
SDV	Sólidos dissolvidos voláteis, $[M].[L]^{-3}$
SS	Sólidos suspensos, $[M].[L]^{-3}$
SSF	Sólidos suspensos fixos, $[M].[L]^{-3}$
SST	Sólidos suspensos totais, $[M].[L]^{-3}$
SSV	Sólidos suspensos voláteis, $[M].[L]^{-3}$
ST	Sólidos totais, $[M].[L]^{-3}$

t	Tempo, [T]
TDH / θ_h	Tempo de detenção hidráulica [T^{-1}]
v	volume do reator [L^3]
$\vec{J}$	Velocidade do escoam. através da superfície de controle [M].[L^{-1}]
Y	Coefficiente de conversão de biomassa (adimensional)
$q_{m\acute{a}x}$	Velocidade específica máxima de degradação de substrato, [T^{-1}]
α	Amplitude decimal relativa da vazão (adimensional)
ω	Frequência da variação da vazão, [T^{-1}]
ρ_m	Massa específica do afluente [M] . [L^{-3}]
ρ_{out}	Massa específica do efluente [M] . [L^{-3}]

RESUMO

CARVALHO, K. Q. (2002). *Resposta Dinâmica dos Reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) Submetidos a Cargas Orgânicas e Hidráulicas Cíclicas – Modelação Matemática Simplificada*. São Carlos, 2002. 97p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Em países com condições ambientais, sócio-culturais e econômicas favoráveis à aplicação de processos anaeróbios para tratamento de esgotos sanitários, o reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) possui muitas vantagens, dentre os reatores anaeróbios, por permitir instalação, operação e manutenção a baixos custos, apresentar baixa geração de lodo, ser capaz de suportar sobrecargas hidráulicas e orgânicas e possuir eficiências de remoção de DQO entre 70% e 80%. Contudo poucos estudos são reportados na literatura quando o reator é submetido a variações cíclicas diárias, de cargas orgânicas e hidráulicas, em períodos curtos de duração - iguais ou menores que 24h.

Para compreender os prováveis amortecimentos e atrasos nas respostas de reatores UASB quando submetidos a essas variações, desenvolveu-se um modelo matemático simplificado baseado no regime de escoamento contínuo de um tanque de mistura completa, no modelo cinético tipo *Monod* para remoção de DQO (Demanda Química de Oxigênio) e equacionamentos empíricos reportados na literatura. Esse modelo indicou que, mesmo apresentando baixa eficiência na remoção de DQO, o reator possui capacidade de amortecer as variações impostas de vazão e respondeu com grande sensibilidade à variação de $q_{m\acute{a}x}$, indicando que esse parâmetro cinético deve ser o parâmetro de calibração do modelo matemático.

Palavras Chave: comportamento dinâmico, variação cíclica de vazão, carga orgânica, carga hidráulica, modelação matemática, UASB.

ABSTRACT

CARVALHO, K. Q. (2002). *Dynamic behavior of the UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactors submitted to organic and hydraulic cyclical loads – Mathematical Modeling Simplified*. São Carlos, 2002. 97p. Master's Sc Thesis – School of Engineering of São Carlos – University of São Paulo.

In countries with favorable environmental, social, cultural and economical conditions, the use of anaerobic processes in treatment of domestic sewage. The UASB reactor (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) has many advantages, among the anaerobic reactors, allows the installation, operation and maintenance with low costs; presents low sludge generation; is capable to support organic and hydraulic overloads and has COD removal efficiencies between 70% and 80%. However few studies are reported in the literature about reactors submitted to cyclical daily variations of organic and hydraulic loads in short periods of time - equal to or shorter than 24 hours.

Aiming to understand the probable dampening and the delays in the response of the UASB reactors when submitted to these variations, it was developed a simplified mathematical model based on the continuous flow pattern of a completed stirred tank and in the *Monod* kinetic model for COD (Chemical Oxygen Demand) removal and empirical kinetic equations reported in the literature. The model indicated that, even when presenting low efficiency in the removal of COD, the reactor has a capacity to dampen the forced flow variations, and responded with great sensivity to the variation of $q_{\text{máx}}$, indicating that this kinetic parameter may be the calibration parameter of the mathematical model.

Key-words: dynamic behavior, cyclical flow variation, organic load, hydraulic load, mathematical modeling, UASB.

1. INTRODUÇÃO

Segundo LETTINGA (1996), a sociedade humana necessita de soluções sustentáveis, robustas e econômicas para a proteção ambiental. No Brasil, baixos níveis de atendimento à população em alguns serviços de saneamento básico, como coleta e tratamento de esgotos sanitários, são consequências de problemas políticos e econômicos. Por outro lado, o desenvolvimento tecnológico no tratamento de esgotos não representa obstáculo, pois desde os processos mais simples, até aqueles mais sofisticados, são dominados pela comunidade técnica brasileira.

Até recentemente, os processos aeróbios representavam as tecnologias mais comumente aplicadas ao tratamento de esgotos sanitários. De modo geral, a aplicação desses processos requer custos elevados com instalação, operação e manutenção devido, principalmente, ao grande consumo de energia elétrica.

O Brasil, país tropical, possui condições ambientais, sócio-culturais e econômicas favoráveis à aplicabilidade de processos anaeróbios de tratamento de esgotos. Dentro desse contexto, o reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) está entre as melhores alternativas, por permitir instalação, operação e manutenção a baixos custos, gerar pequena quantidade de lodo, suportar sobrecargas hidráulicas e e remover matéria orgânica, como DQO, com eficiências entre 70% e 80%. Já se encontram em operação diversas estações de tratamento que empregam esses

reatores em suas variadas configurações. Em alguns casos, o tratamento anaeróbio é usado como pré-tratamento biológico, seguido de algum polimento posterior.

No reator UASB, duas regiões são importantes e complementam-se: a de reações biológicas e a de sedimentação. Na primeira, os compostos orgânicos do resíduo transformam-se em metano e dióxido de carbono, durante a passagem de fluxo ascendente de águas residuárias através de uma camada de lodo altamente ativo. No topo do reator, um separador de gás-sólido-líquido permite a coleta do gás produzido, a sedimentação do lodo suspenso por bolhas aderidas ou aprisionadas do líquido e a saída do líquido.

No reator UASB, a biomassa encontra-se imobilizada na forma de grânulos, ou, em alguns casos, de flocos. Assim, o tempo de detenção hidráulica (TDH) pode ser menor, devido à manutenção de elevado tempo de retenção celular, com a conseqüente redução do volume das unidades de tratamento. A biomassa anaeróbia, em reatores UASB geralmente, apresenta grande diversidade microbiana com capacidade de adaptação a diferentes tipos de resíduos biodegradáveis.

De acordo com OLIVA (1997), quando bem projetados e operados, os sistemas anaeróbios não apresentam desvantagens apesar da necessidade de eventual pós-tratamento de seu efluente, para que possam ser atingidos níveis mais restritos de emissão.

Por outro lado, surgem dúvidas quanto ao comportamento desse reator quando submetido a variações cíclicas diárias de cargas orgânicas e hidráulicas, comuns em esgoto de origem doméstica e freqüentemente encontradas em pequenas instalações. Essas variações podem promover, entre outras, flotação dos grânulos, odor desagradável e alta concentração de sólidos suspensos no efluente. Todos esses

efeitos trazem, como consequência, queda na eficiência do reator, que pode produzir efluentes com concentrações de poluentes superiores aos limites permitidos (PIRES *et al.* (2001).

É claro que podem ser adotados procedimentos que evitem essas ocorrências, no entanto, quaisquer mecanismos adotados para amortecimento das flutuações têm como consequência aumento de custos com instalação, com operação ou com ambos. Estudos realizados com reator UASB, em escala de laboratório, mostraram sua capacidade em amortecer cargas hidráulicas e orgânicas às quais foi submetido. Mas avaliações posteriores indicaram que o comportamento hidrodinâmico do reator permaneceu desconhecido (BATISTA, 2000).

Por isso, no projeto de reatores UASB é conveniente considerar eventuais flutuações de comportamento resultantes de variações de cargas hidráulica e orgânica.

Pela necessidade de melhor compreender os eventuais amortecimentos e atrasos nas respostas desse reator, quando submetido a essas variações, foi desenvolvido um modelo matemático simplificado com modelo hidrodinâmico de escoamento contínuo de mistura completa, modelo cinético tipo *Monod* para a remoção de DQO (Demanda Química de Oxigênio) e equacionamentos empíricos reportados na literatura (PAULA JR., 1992; BATISTA, 2000).

O terceiro capítulo, intitulado Revisão de Literatura, apresenta tópicos sobre caracterização dos esgotos sanitários, comportamento de sistemas de tratamento de esgotos submetidos a sobrecargas orgânicas e hidráulicas e modelos matemáticos (hidrodinâmica de reatores UASB e cinética da digestão anaeróbia), necessários para desenvolvimento do modelo matemático simplificado.

A Metodologia, presente no quarto capítulo, apresenta considerações iniciais para desenvolvimento das equações do balanço de massa do reator UASB e resolução numérica dessas equações pelo programa computacional *Matlab*.

Os capítulos cinco e seis apresentam resultados e discussão e conclusões e sugestões, respectivamente.

2. OBJETIVOS

O principal objetivo deste trabalho foi desenvolver um equacionamento matemático simplificado que explicasse a capacidade de amortecimento e de atrasos nas respostas de reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) quando submetidos a variações cíclicas diárias de cargas orgânicas e hidráulicas.

Como resultados esperava-se obter as características teóricas do efluente para posterior avaliação da necessidade de trabalho experimental comprobatório e conseqüente desenvolvimento do projeto do reator.

Os principais objetivos específicos correspondiam a:

- avaliação teórica do efeito das sobrecargas hidráulicas no processo de tratamento para variações cíclicas de vazão;
- avaliação teórica do regime hidrodinâmico do reator devido à influência da variação de vazão;

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1. CARACTERIZAÇÃO DOS ESGOTOS SANITÁRIOS

Com o objetivo de dimensionar o sistema de tratamento de águas residuárias de maneira mais real possível, deixando de lado dados reportados na literatura, é necessário determinar-se a qualidade e quantidade de resíduos destinados aos sistemas de tratamento através de exames de dados (MENDONÇA & MENDONÇA, 2000).

Caracterizações qualitativa e quantitativa correspondem ao conjunto de procedimentos seqüenciais que englobam medições locais de vazões de esgotos, coleta de amostras, análises laboratoriais e interpretação dos resultados obtidos (HANAI, 1997).

As condições sócio-econômicas da população e o lançamento de efluentes industriais na rede coletora influenciam a composição e a concentração dos componentes dos esgotos sanitários. A fração de resíduos industriais presentes nos esgotos sanitários pode ser bastante significativa em regiões industrializadas e alterar por completo suas características (MENDONÇA & MENDONÇA, 2000).

Qualitativamente os esgotos sanitários são descritos por características físicas, químicas, biológicas e bacteriológicas baseadas nos principais parâmetros de caracterização e em valores adotados para projetos de sistemas de tratamento de esgotos. O objetivo dessa caracterização é a obtenção ou fornecimento de

informações da concentração do esgoto, das condições em que deve ser tratado; da estimativa da eficiência de uma estação de tratamento existente; das condições de depuração que estão ocorrendo nos corpos receptores e da determinação da influência da descarga de esgoto sobre os corpos receptores (NEGULESCO, 1985).

Características como temperatura, cor, odor, turbidez e sólidos totais (material flutuante, sedimentável, coloidal e em solução) influenciam os processos de tratamento de esgotos, destacando-se a temperatura por influenciar na cinética dos processos. Os sólidos totais (suspensos e voláteis), os sólidos suspensos e os sólidos dissolvidos contribuem para verificação da eficiência nas etapas do processo de tratamento. Os sólidos suspensos sedimentáveis constituem o lodo do processo de sedimentação; os sólidos dissolvidos inorgânicos não são removidos nem tão pouco convertidos no processo de tratamento e os sólidos orgânicos dissolvidos representam a poluição orgânica dos esgotos, oxidados e decompostos durante o tratamento biológico (NEGULESCO, 1985).

Segundo NEGULESCO (1985) as características químicas podem ser divididas em orgânicas e inorgânicas. Proteínas, carboidratos, lipídeos, surfactantes, fenóis e defensivos agrícolas compõem as características orgânicas; pH, cloro, alcalinidade, nitrogênio (amoniaco, nitrito e nitrato), fósforo e os tóxicos metais pesados compõem as características inorgânicas. Oxigênio, hidrogênio e metano compõem os gases mais abundantes.

Em esgotos a parcela orgânica é composta por aproximadamente 75% de sólidos suspensos e 40% de sólidos filtráveis; de origem animal, vegetal e de atividades humanas relacionadas à síntese de compostos orgânicos, constituídos de combinações de carbono, hidrogênio, oxigênio e nitrogênio. Também podem ser

encontrados enxofre, fósforo e ferro. Proteínas (40 a 60%), carboidratos (25 a 50%) e óleos e graxas (10%) constituem o principal grupo de substâncias orgânicas encontradas em águas residuárias, juntamente com a uréia (principal constituinte da urina) que pelo fato de se decompor rapidamente, é dificilmente encontrada, a não ser em esgotos muito frescos (METCALF & EDDY, 1991).

Um grande grupo presente na parcela orgânica dos esgotos sanitários corresponde àquele formado por diferentes moléculas orgânicas sintéticas, com estruturas que variam das mais simples às mais complexas, representadas por surfactantes, poluentes orgânicos (na maior parte), compostos orgânicos voláteis e defensivos agrícolas que dada à baixa decomposição biológica dificultam o tratamento de esgotos (METCALF & EDDY, 1991).

Os métodos laboratoriais comumente aplicados na quantificação de matéria orgânica em esgotos são: Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Demanda Química de Oxigênio (DQO), Carbono Orgânico Total (COT) e teste complementar de Demanda Teórica de Oxigênio (DThO) baseado em fórmulas químicas de matéria orgânica (METCALF & EDDY, 1991).

A parcela inorgânica das águas residuárias e das águas naturais possui papel de fundamental importância na avaliação e controle da qualidade de água. Dificilmente é realizado tratamento de águas residuárias domésticas para remoção de constituintes inorgânicos adicionados ao ciclo da água (METCALF & EDDY, 1991).

O esgoto contém pequenas concentrações de vários gases dissolvidos, destacando-se o oxigênio presente em águas para abastecimento e também em esgoto, proveniente do ar que entra em contato com sua superfície em movimento. Outros gases encontrados são: dióxido de carbono resultante da decomposição de

matéria orgânica, nitrogênio dissolvido da atmosfera, gás sulfídrico formado pela decomposição de componentes orgânicos, gás amoníaco e certas substâncias inorgânicas de enxofre, que mesmo em pequenas quantidades, relacionam-se com a decomposição e tratamento dos componentes degradáveis do esgoto (MENDONÇA & MENDONÇA, 2000).

O esgoto contém números expressivos de organismos, que correspondem à massa viva da matéria orgânica encontrada nesse meio, cuja atividade é responsável pela decomposição ou deterioração dos esgotos (HEALTH EDUCATION SERVICE, sd).

O exame de despejos líquidos mostra a existência de muitos organismos microscópicos como vírus e bacteriófagos, seguidos por outras bactérias que podem ser identificadas por observação microscópica e quanto ao seu comportamento em vários meios de cultura, além de outros organismos como alguns fungos, algas, protozoários, rotíferos, larvas de insetos, vermes, lesmas e outros (NEGULESCO, 1985).

Segundo NEGULESCO (1985) é importante detectar-se a presença ou ausência de certos organismos no esgoto bruto e na estação de tratamento, para verificação do progresso do tratamento biológico na estação e para autodepuração em rios.

As características bacteriológicas do esgoto fornecem inúmeras informações no controle de doenças infecciosas, destacando-se aquelas relacionadas ao grupo coliforme de bactérias existentes no intestino de animais de “sangue quente” (NEGULESCO, 1985).

Devido à dificuldade em se determinar parâmetros de projeto de sistemas de coleta, tratamento e disposição de águas residuárias que reflitam as características qualitativas e quantitativas dos esgotos sanitários de cada região estudada, principalmente em países em desenvolvimento, usualmente adotam-se parâmetros relatados da literatura clássica, que resultam em sistemas, unidades e equipamentos sub ou superdimensionados, que acarretam prováveis falhas no processo devido a sobrecargas, perda de recursos financeiros e riscos de mau funcionamento devido a tempos excessivos de detenção hidráulica (CAMPOS *et al.*, 1996).

Os parâmetros DBO e vazão são importantes para o desenvolvimento de projetos de unidades de tratamento biológico e a concentração de sólidos em suspensão para a obtenção de dados úteis para o projeto (HAMMER, 1979).

No dimensionamento dos sistemas de esgotos sanitários comumente são aplicados valores de DBO per capita reportados na literatura sem verificação das condições locais da comunidade (HANAI, 1997).

As vazões de esgotos de determinada comunidade no correr do dia variam de acordo com seus usos e costumes. A vazão média diária varia nos diferentes dias da semana e nas diferentes estações do ano (METCALF & EDDY, 1991).

As variações de vazão dependem do tamanho da população - são menores para maiores populações - e do tipo de sistema de coleta. As flutuações são mais significativas para coletores que recebem simultaneamente, contribuições de águas pluviais e águas residuárias (OLIVA, 1997). Observa-se, no entanto, que no Brasil, de modo geral, empregam-se sistemas segregados, embora seja usual o lançamento clandestino de águas pluviais nas redes de esgotos.

A vazão média é obtida através da adoção da contribuição per capita e da aplicação de fatores multiplicadores na estimativa de picos ou variações diurnas (BUTLER *et al.*, 1995).

METCALF & EDDY (1991) apresentam a composição típica do esgoto doméstico quanto aos constituintes físicos, químicos e biológicos e o classificam em três grupos de acordo com sua concentração em forte, média e fraca. Os dados da Tabela 1 referem-se aos constituintes e concentrações dos esgotos que variam com as horas do dia, os dias da semana, os meses do ano e com as condições locais, para servir apenas como guia e não como base para projetos.

TABELA 1 - Composição Típica de esgoto sanitário

PARÂMETRO	Unidade	CONCENTRAÇÃO		
		FORTE	MÉDIO	FRACO
Sólidos Totais	mg/L	1200	720	350
Sólidos Dissolvidos Totais	mg/L	850	500	250
Sólidos Dissolvidos Fixos	mg/L	525	300	145
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mg/L	323	200	105
Sólidos Suspensos	mg/L	350	220	100
Sólidos Suspensos Fixos	mg/L	75	55	20
Sólidos Suspensos Voláteis	mg/L	275	165	80
Sólidos Sedimentáveis	mL/L	20	10	5
DBO ₅ dias/20°	mg/L	400	220	110
Carbono Orgânico Total	mg/L	290	160	80
DQO	mg/L	1000	500	250
Nitrogênio Total	mg/L	85	40	20
Nitrogênio Orgânico	mg/L	35	15	8
Nitrogênio Amoniacal	mg/L	50	25	12
Nitritos	mg/L	0	0	0
Nitratos	mg/L	0	0	0
Fósforo Total	mg/L	15	8	4
Fósforo Orgânico	mg/L	5	3	1
Fósforo Inorgânico	mg/L	10	5	3
Cloretos	mg/L	100	50	30
Sulfatos	mg/L	50	30	20
Alcalinidade em CaCO ₃	mg/L	200	100	50
Graxa	mg/L	150	100	50
Coliformes Totais	NMP/100mL	10 ⁷ x 10 ⁹	10 ⁷ x 10 ⁸	10 ⁶ x 10 ⁷
Compostos Orgânicos Voláteis	mg/L	> 400	100 a 400	< 100

FONTE: Adaptado de METCALF & EDDY (1991)

Dados da composição típica de esgotos de alguns municípios do Estado de São Paulo são apresentados na Tabela 2, na qual se observa a influência de esgoto industrial através de elevados valores para DQO nos municípios de Rancharia e Valinhos, de 2450 mg/L e 874 mg/L, respectivamente.

TABELA 2- Composição Típica dos esgotos de alguns municípios do Estado de São Paulo

Parâmetro	CONCENTRAÇÃO (mg/L)						
	Sta. Fé do Sul	Ran-charia*	Valinhos	Itapira	S. J. dos Campos	Jacareí	Urânia
DBO ₅	254	1500	270	187	301	363	197
DQO	466	2450	874	419	423	654	304
Sol. Susp. Totais	150	2850	419	165	190	297	124
Sol. Susp. Voláteis	115	2682	348	145	164	226	-
Sol. Dissolv. Totais	319	812	444	151	277	558	235
Sol. Totais	469	3662	863	316	513	855	359
Nitrogênio (NTK)	40	-	-	-	50	62	-
Nitrogênio Orgânico	10	70,4	14,4	24	26,2	-	-
Nitrogênio Amoniacal	30	17,5	27,2	0,7	23,8	-	3,9
Fósforo Total	-	8	-	3	6,8	9,5	-
Alcalin. (CaCO ₃)	-	280	175	-	-	-	-
pH	6,8 a 7,4	6,8	7,1	-	6,0 a 8,4	-	6,9

FONTE: Adaptado de TORRES (1992)

*Valores atípicos, próximos de águas residuárias industriais concentradas e que não devem ser considerados no projeto de ETE para tratamento de águas residuárias de origem urbana.

A Tabela 3 apresenta dados de caracterização de esgotos das cidades de São Paulo e Florianópolis no Brasil e Cali e Medellín na Colômbia.

TABELA 3 - Composição Típica dos esgotos de algumas cidades do Brasil e da Colômbia

Parâmetro	CONCENTRAÇÃO (mg/L)				
	BRASIL		COLÔMBIA		
	São Paulo	Florianópolis	Cali*	Cali**	Medellin
DBO ₅	128 a 151	357	190	130	202
DQO	265 a 316	627	405	285	397
Sólidos Suspensos Totais	123 a 170	376	190	160	215
Sólidos Suspensos Voláteis	-	297	60	75	150
Sólidos Dissolvidos Totais	-	-	-	-	249
Sólidos Totais	-	872	14	-	464
Nitrogênio (NTK)	25	54	5	15	21
Nitrogênio Orgânico	-	-	9	7	-
Nitrogênio Amoniacal	15	30	3	8	-
Fósforo Total	3,4	9,9	120	3	8
Alcalinidade (CaCO ₃)	-	198	7	120	-
pH	-	6,2 a 7,6	-	7,2	-
AGV*	-	39	-	-	-

*AGV - Ácidos Graxos Voláteis (método do ácido acético).

** No texto original, não são especificados detalhes de como os valores foram obtidos na cidade de Cali.

FONTE: Adaptado de TORRES (1992)

CAMPOS & VON SPERLING (1996) coletaram dados de caracterização de águas residuárias domésticas em estudos de campo, durante cinco meses em duas áreas principais de reservação de água da cidade de Belo Horizonte/MG; dividindo-as em nove áreas grandes (de A a I), agrupadas em cinco classes sócio-econômicas de acordo com salário familiar, padrão de vida e tipo de ocupação do solo; coletaram dados hidráulicos, ambientais, físicos, químicos e biológicos, utilizando apenas os dados de DBO e vazão, obtidos de questionários domiciliares realizados no mesmo período de monitoramento, leituras instantâneas de vazão para o estudo de variações

de vazões horárias e médias diárias para análises de vazões diárias. Os questionários continham informações de consumo de água, número de conexões nas ruas, tipo e quantidade de bacias sanitárias, número de residentes por sexo e idade, nível de instrução e áreas com lotes e construções.

Para interpretação dos dados coletados através de análises estatísticas, os autores utilizaram modelos simplificados de regressão na caracterização de consumo de água (L/hab. dia), na produção de água residuária (L/hab.dia), na carga (g/hab.dia) e a concentração de matéria orgânica, como DBO (mg/L), baseados em variáveis sócio-econômicas simples, principalmente no salário mensal familiar, com resultados associados a águas residuárias residenciais. Paralelamente analisaram o comportamento das principais características das águas residuárias de acordo com as horas do dia e com os dias da semana. A Tabela 4 apresenta os valores médios para cada área de amostragem de alguns parâmetros mais relevantes.

TABELA 4 - Valores médios para cada área de amostragem

ÁREA	população	consumo de água	carga de DBO	Concentração
*	(hab.)	(L/hab. dia)	(g/hab.dia)	DBO (mg/L)
A	286	233	56,4	249
B	881	193	51,4	257
C	3012	230	38,9	280
D	747	139	30,0	324
E	991	179	48,7	302
F	1412	134	27,4	215
G	906	128	46,8	358
H	2133	100	36,0	413
I	2919	86	33,5	472

FONTE: Adaptado de CAMPOS & VON SPERLING (1996)

*classes A-D: elevado poder aquisitivo; classes E-G: médio poder aquisitivo; H-I: baixo poder aquisitivo

No período de 0:00h a 6:00h da manhã, as taxas foram mínimas e taxas para vazão de infiltração foram maiores nas áreas C (0,068 L/ha.dia) e H (0,10 L/ha.dia), provavelmente devido à idade avançada da rede e à proximidade de um córrego. Em outras áreas as taxas para vazão de infiltração variaram na faixa de 0,002 L/ha.dia a 0,031 L/ha.dia, bem menores que aquelas reportadas na literatura como adequadas.

As variações de vazão apresentaram respostas esperadas com vazão mínima com início em 0:30h-1:00h da manhã e término às 6:00h da manhã nas classes mais baixas e às 6:30h-7:00h da manhã nas demais classes. Isso é devido ao fato de os trabalhadores das classes mais baixas levantarem-se mais cedo para poderem chegar aos locais de trabalho, distantes das residências. A análise de variações de vazão nos dias da semana, em duas áreas com classes sociais diferentes, mostrou similaridade entre vazões médias, porém com maior variabilidade em todos os dias, para a classe mais alta. Os coeficientes obtidos k_1 (coeficiente do dia de maior consumo) e k_2 (coeficiente da hora de maior consumo do dia de maior consumo), variaram nas faixas de 1,16 a 1,49 e de 1,61 a 2,52, respectivamente, e evidenciaram a diminuição de seus valores com o aumento populacional.

Nas áreas de classe média verificaram proximidade entre padrão de concentração horária de DBO e padrão de vazão horária, com pequenas variações no período de 0:00h da manhã às 6:00h da manhã. O mesmo não ocorreu na classe alta que apresentou padrão de DBO muito irregular em relação ao padrão de vazão, com ampla variação no período de 0:00h da manhã às 6:00h da manhã, o que reflete o comportamento mais distinguido e diferente da classe média na distribuição de suas atividades diárias. Não observaram variações diárias de DBO nos diferentes dias da semana.

Os autores concluíram que os resultados obtidos para DBO de 350 mg/L e carga menor que 54 g/hab.dia, podem ser empregados para desenvolvimento de projetos das áreas estudadas e, possivelmente, para áreas com características similares. Já os valores de 300 mgDBO/L e 54 gDBO/hab.dia reportados na literatura como adequados, poderiam ser obtidos para população com rendimento de aproximadamente 7,5 e 16,9 salários mínimos mensais, respectivamente, e não com baixa renda mensal. Os resultados obtidos com uso de vários modelos de regressão correlacionando variáveis de DBO e vazão de projeto com variáveis sócio-econômicas, apresentaram bons ajustes, com elevados valores de coeficientes de correlação (R^2), variando de 0,942 a 0,966.

HANAI (1997) caracterizou qualitativa e quantitativamente parte dos esgotos residenciais, comerciais e industriais da cidade de Araraquara/SP na bacia do Ribeirão do Ouro através de campanhas de levantamento de dados e coletas de amostras desses esgotos em três dias da semana (domingo, quarta-feira e sábado). Algumas indústrias daquela cidade lançam seus efluentes no corpo receptor e outras no sistema coletor de esgotos, interferindo na variação da DQO, pH e temperatura os quais, ao longo do dia, atingiram valores de pico de 3076 mg/L, 11 e 35°C, respectivamente. A temperatura atingiu valores de pico em certos horários do dia devido a algum tipo de contribuição industrial relacionada a alguma operação em batelada, que produziu “nuvem” de vapor de água no local de amostragem.

A atividade industrial interferiu nos resultados obtidos com diferenças entre valores médios de DQO, DBO, sólidos e alcalinidade em dia de atividade industrial (quarta-feira) e em dia sem atividade industrial (domingo).

A Tabela 5 apresenta a composição típica de esgotos em dias com atividade industrial (quarta-feira) e em dias sem atividade industrial (domingo) da cidade de Araraquara/SP.

TABELA 5 - Composição de esgotos em dias com atividade industrial (quarta-feira) e em dias sem atividade industrial (domingo) – Araraquara/SP

Parâmetro	quarta-feira	domingo
DBO ₅	283	267
DQO	711	545
Sólidos Totais	626	584
Sólidos Fixos Totais	210	140
Sólidos Voláteis Totais	416	444
Sólidos Suspensos Totais	248	323
Sólidos Suspensos Fixos	56	61
Sólidos Suspensos Voláteis	192	262
Sólidos Dissolvidos Totais	378	261
Sólidos Dissolvidos Fixos	155	78
Sólidos Dissolvidos Voláteis	223	183
Alcalinidade (CaCO ₃)	85,9	40,6

FONTE: Adaptado de HANAI (1997)

As contribuições de águas pluviais no sistema de esgotamento sanitário da bacia do Ribeirão do Ouro, decorrentes de ligações irregulares, interferiram na variação de vazão que atingiu valor de pico de 1021L/s, causaram choques hidráulicos no sistema coletor e nas unidades de tratamento, prejudicando os processos biológicos que podem ter sofrido com essas bruscas variações e promoveram o aumento da DQO afluente na ETE em dias chuvosos.

A Tabela 6 apresenta a composição média dos esgotos na bacia do Ribeirão do Ouro, em Araraquara/SP.

TABELA 6 - Composição média dos esgotos na bacia do Ribeirão do Ouro – Araraquara/SP

Parâmetro	CONCENTRAÇÃO (mg/L)
DBO ₅	325
DQO	646
Sólidos Suspensos Totais	259
Sólidos Dissolvidos Totais	325
Sólidos Totais	584
Sólidos Suspensos	5,3
Nitrogênio (N-NTK)	44,3
Nitrogênio Amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	25,3
Nitrato	2,4
Nitrito	0,03
Óleos e graxas	14,0
Alcalinidade (CaCO ₃)	69,7
pH	7,4
Temperatura (°C)	26

FONTE: Adaptado de HANAI (1997)

Com a determinação da composição média do esgoto e sua caracterização qualitativa e quantitativa, HANAI (1997) estimou os parâmetros da taxa de vazão de infiltração em 0,16 L/s.km e DBO per capita em 46 g/hab.dia e o coeficiente de máxima vazão horária (k_2) em 1,6 para projeto de sistemas de esgotos sanitários.

Analisando os resultados obtidos e comparando-os àqueles reportados na literatura, HANAI (1997) notou grande diversidade entre os valores, o que evidenciou ser importante a caracterização qualitativa e quantitativa dos esgotos sanitários, para que forneça dados reais que possibilitem a elaboração de projetos mais adequados e menos onerosos.

OLIVA (1997) realizou análises de pH, DQO, DBO, SS, ST, SST, SSF, SSV, SDT, SDF, SDV, ácidos voláteis, alcalinidade, nitrogênio total (N-NTK), nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+), fosfatos, sulfatos, proteínas, lipídeos e carboidratos seguindo o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1992) para caracterizar o esgoto sanitário da sub-bacia do Córrego Tijuco Preto, bastante variável ao longo das horas do dia e em diferentes dias da semana. Essa sub-bacia, de esgotamento da região central da cidade de São Carlos/SP, recebia contribuições de despejos de indústrias de pequeno porte e despejos de atividades industriais provenientes de supermercados, restaurantes e postos de serviços.

Foram realizadas onze amostragens em diferentes horários ao longo do dia, durante a madrugada e em finais de semana, e em diferentes dias da semana durante cinco meses. A variação dos parâmetros DQO, carboidratos, proteínas e lipídeos foi avaliada durante o dia quando eram esperadas concentrações mais elevadas dos esgotos sanitários. Foi observado decréscimo no valor de DQO ao longo dos dias chuvosos e aos domingos à tarde, devido à ocorrência de descargas concentradas; aumento da DQO no início da noite e durante a manhã nos dias da semana; aumento nos valores médios de concentração de carboidratos no início da manhã e da tarde; não correlação entre a ocorrência de chuvas e variação da concentração de carboidratos, pois em dias chuvosos sua média apresentou-se mais elevada; aumento na concentração de proteínas nas amostras coletadas no início da manhã, no período de 6h às 12h durante a semana e aos domingos durante todo o dia, indicando a existência de atividades industriais; decréscimo na concentração de lipídeos em dias chuvosos; pequenas variações das concentrações médias em intervalos horários quando comparadas com as concentrações médias em alguns dias amostrados.

A Tabela 7 apresenta os resultados obtidos para os parâmetros analisados na sub-bacia do córrego do Tijuco Preto.

TABELA 7 - Resultados obtidos para parâmetros analisados – sub-bacia do córrego do Tijuco Preto – São Carlos/SP

Parâmetro	CONCENTRAÇÃO (mg/L)
DBO ₅	377
DQO	639
Sólidos Totais	676
Sólidos Totais Fixos	187
Sólidos Totais Voláteis	490
Sólidos Suspensos Totais	216
Sólidos Suspensos Fixos	35
Sólidos Suspensos Voláteis	181
Sólidos Dissolvidos Totais	35
Sólidos Dissolvidos Fixos	181
Sólidos Dissolvidos Voláteis	309
Sólidos Suspensos	3,5
Nitrogênio (N-NTK)	57
Nitrogênio Amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	26
Nitrogênio Orgânico (N)	31
Alcalinidade (CaCO ₃)	62
Alcalinidade Total (CaCO ₃)	121
Ácidos Voláteis (CaCO ₃)	57
pH	6,8
Sulfato (SO ₄ ²⁻)	11
Carboidratos	61
Proteínas	385
Lipídeos	8
Fosfato (PO ₄ ³⁻)	18

FONTE: Adaptado de OLIVA (1997)

Devido às características previamente citadas e à própria localização da bacia de esgotamento, eram esperadas variações nas características dos esgotos sanitários,

porém não tão acentuadas e freqüentes em certos horários do dia e em certos dias da semana. Isso dificultou a avaliação do desempenho do reator UASB (18m^3) em amostragens semanais, sendo que muitas respostas do desempenho podem ser consequência de situações isoladas e relacionadas à variação do afluente.

Até recentemente o tratamento de esgotos domésticos era baseado na remoção de carbono orgânico, porém com a crescente poluição em águas receptoras e imposição de severas limitações à descargas de efluentes em zonas sensíveis, vêm sendo desenvolvidas novas tecnologias para controle de parâmetros como fósforo, nitrogênio e importantes poluidores que afetam o conceito de caracterização das águas residuárias (ORHON *et al.*, 1997).

ORHON *et al.* (1997) realizaram estudo de caracterização de esgoto sanitário doméstico na área metropolitana de Istambul na Turquia, para desenvolvimento de projetos de processos de tratamento destas águas, comparando a qualidade do esgoto observada por diferentes parâmetros entre seis áreas e discutiram os impactos da determinação experimental da qualidade do esgoto na política adotada para o gerenciamento de águas residuárias.

Pela necessidade de conhecer as características das águas residuárias domésticas, foi realizada caracterização convencional de amostras compostas de águas residuárias coletadas em um período de dois anos, sendo observada similaridade entre os valores dos parâmetros significativos de 410 mgDQO/L , $180\text{ mgDBO}_5\text{/L}$, 210 mgSS/L , 43 mgNTK/L nas três primeiras áreas, que geram esgotos domésticos sem significativas influências de atividades industriais. Esses resultados apresentaram boa concordância com as cargas unitárias de $40\text{ gDBO}_5\text{/hab.dia}$, 45 gSS/hab.dia , $6,7\text{ gNTK/hab.dia}$, $1,3\text{ gP/hab.dia}$ e vazão de água residuária de 160

L/hab.dia, adotadas previamente por ORHON (1995) na determinação da carga poluidora total da área metropolitana de Istambul. Nas amostras analisadas, concentrações de cloro menores que 100 mg/L e concentrações de metais pesados menores que 1,0 mg/L, podem ser explicadas pelo abastecimento de água para a população de Istambul por fontes de águas superficiais e por pequena contribuição de águas residuárias industriais tóxicas, respectivamente.

Resultados de medidas de NTK e fósforo total obtidos para a primeira área demonstraram que devido às frações de amônia e nitrogênio orgânico solúvel, a maior parte da concentração de NTK e apenas 56% da concentração total de fósforo eram solúveis. Por outro lado, 63% da concentração de SS e 53% da concentração de SSV poderiam ser removidas por sedimentação.

A quarta área apresentou fortes indícios de contribuições industriais, com concentração média de 3750 mgDQO/L e concentrações muito elevadas de detergentes, variando de 160 a 760 mg/L. Recebendo contribuições de um grande complexo de curtumes, área residencial e comercial, a quinta área apresentou concentrações médias de 680 mgDQO/L e 1000 mg/L de cloro. Com concentração média 1000 mgDQO/L, a sexta área recebeu contribuições de área residencial menos favorecida, que sofre com falta de abastecimento de água.

A fração solúvel de 35% da DQO total forneceu a possibilidade de promover remoção de mais de 65% de carbono orgânico por sedimentação química. A razão calculada de 0,47 para $\text{DBO}_5\text{:DQO}$ em todas as áreas descreveu característica de água residuária doméstica e similaridade entre as frações sedimentáveis e solúveis de águas residuárias remanescentes. Na razão de DQO:N , um parâmetro relacionado ao potencial de desnitrificação, os resultados experimentais obtidos convergiram para o

significativo valor de 9,2. Nas porções de águas residuárias sedimentáveis e filtradas, essa razão decresceu para os níveis muito críticos de 6,5 e 3,6 na remoção de nitrogênio efetivo.

Em concordância com dados reportados na literatura para águas residuárias domésticas foram rapidamente biodegradados apenas 10% da concentração remanescente de carbono orgânico e lentamente 77% do volume de carga de DQO. O fracionamento de DQO ilustrou melhor a tratabilidade biológica das águas residuárias, indicam a não biodegradabilidade de 14% da DQO dessa água.

BUTLER *et al.* (1995) analisaram dados probabilísticos dos diversos usos domésticos da água na Inglaterra e em Malta com o objetivo de estimar vazões diurnas de esgotos e quantificar sua variabilidade. Os estudos demonstraram que o vaso sanitário era o maior responsável pela contribuição de vazão, correspondendo a aproximadamente 40% da vazão instantânea total e alcançando 90% da vazão total durante a noite. A banheira foi responsável pela menor contribuição de vazão com aproximadamente 13%.

Os autores analisaram a DBO, orto-fosfatos, amônia e nitrato nos diversos usos de água, concluindo:

- ser o vaso sanitário responsável pelos maiores valores de DBO, aproximadamente 680 mg/L nas primeiras horas do dia;
- que a concentração de orto-fostato alcançou picos de 31 mg/L e 30 mg/L em águas provenientes da máquina de lavar e da banheira, respectivamente;
- que a concentração de 50 mg/L de amônia foi observada com o uso do vaso sanitário, principalmente durante a noite;

- que a concentração de nitrato foi pouco representativa com picos aproximados de 1,2 mg/L.

3.2. COMPORTAMENTO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS SUBMETIDOS A SOBRECARGAS ORGÂNICAS E HIDRÁULICAS

3.2.1. REATORES EM GERAL

Uma série de trabalhos tem sido desenvolvida para avaliar o desempenho de reatores anaeróbios submetidos a cargas de choque, compreender os mecanismos do processo e comparar os diferentes tipos de reatores.

CHEN *et al.* (1996) estudaram o desempenho de um reator de lodo ativado (RLA), de um reator com leito fluidizado com carbono ativado (RLFAB) e de um reator ascendente com célula imobilizada (RACI) no tratamento de águas residuárias com alta concentração de nitrato. Os reatores RLA, RLFAB e RACI, com volumes iguais a 10,0L, 2,75L e 2,26L, respectivamente, foram alimentados com substrato sintético à base de nitrato e matéria orgânica.

Mesmo com operação simples e pouca influência das variações nos parâmetros operacionais, o reator RLA (inoculado com lodo fresco proveniente de estação de tratamento de esgotos), demonstrou limitações às sobrecargas impostas com concentração variável de 2000 mg a 7500 mg de sólidos suspensos. A carga volumétrica máxima aceitável por esse sistema correspondeu a 1,0 kgN/m³.dia. O reator RLFAB, inoculado com lodo aclimatado, respondeu bem à carga volumétrica imposta de 30 kgN/m³.dia, apresentando efluente de boa qualidade. Porém, quando

as condições operacionais variaram repentinamente, o sistema apresentou queda na eficiência de remoção de nitrogênio e aumento na concentração de sólidos suspensos devido à flotação do lodo. O reator RACI apresentou a melhor capacidade na contenção das cargas de choque quando a carga volumétrica era inferior a 8,90 kgN/m³.dia pela grande quantidade de lodo armazenada por esse reator e por sua capacidade de amortecimento devido à vazão de recirculação.

CHUA *et al.* (1997) avaliaram a resposta de um reator anaeróbio de filme fixo (RAFF) alimentado com água residuária sintética, simulando água residuária de laticínio com 3000 mgDQO/L e submetido a cargas hidráulicas de choque. O reator, composto por coluna de vidro recheada com esferas cerâmicas, com volume de 3L, foi mantido à temperatura de aproximadamente 30°C. Após atingir operação e qualidade do efluente estáveis, com tempo de detenção hidráulica de 5 dias, o reator foi submetido a sobrecargas hidráulicas iguais a 2, 4, 5 e 10 vezes à carga padrão, taxa de carregamento orgânica constante e concentração orgânica reduzida à metade.

Eles concluíram que, para sobrecargas hidráulicas de até 5 vezes (TDH=1,0d⁻¹), houve redução na eficiência de remoção de DQO de 98,1% para 88,3% e diminuição de concentração de sólidos suspensos voláteis caracterizados por acúmulo de ácidos acético e propiônico. Com sobrecarga hidráulica 10 vezes superior (TDH=0,5d⁻¹), a eficiência de remoção de DQO foi de 70%, ocorrendo acidificação do reator até pH 5,5 e baixa produção de biogás (0,25 L/d). A recuperação e a estabilidade do sistema foram possíveis com estabelecimento das condições iniciais de operação e atribuídas ao emprego de biofilme imobilizado.

EDGEHILL (1998) monitorou a resposta de um filtro percolador em escala de laboratório submetido a variações em degrau na concentração de seu substrato a

base de pentaclorofenol (PCP) durante 300 dias. No ajuste dos dados experimentais obtidos, em resposta as cargas de choque aplicadas, foram empregados os modelos para reator em mistura completa e para reator tubular ideal, adotando velocidade específica de crescimento constante e concentração de pentaclorofenol mínima antes da aplicação das cargas de choque. O modelo para reator em mistura completa, que considerou como parâmetros a velocidade específica de crescimento, a concentração de biomassa e o tempo de residência médio, apresentou acuracidade em seis das sete curvas de resposta da concentração efluente variando no tempo. O modelo para mistura completa apresentou melhor desempenho que o modelo tubular ideal tanto para sobrecargas (degrau) na concentração de PCP variando de 12 mg/L a 165 mg/L, quanto para cargas de choque repetitivas variando de 20 mg/L a 150 mg/L.

EL-FARHAN & SHIEH (1999) avaliaram a resposta de um reator anaeróbio com leito fluidizado (RALF) alimentado com substrato à base de glicose e submetido a sobrecargas orgânicas de pulsos simples (16, 25 e 60h) e múltiplo (aumento triplo no pulso e duração igual a três vezes o tempo de detenção hidráulica – 6 e 12h). Os autores concluíram que o reator removeu a carga de carbono orgânico total em mais de 89% durante períodos de sobrecarga, com pulsos simples e múltiplos. Com o objetivo de obter dados de eficiência durante e após os períodos de sobrecarga, submeteram o reator a um pulso de magnitude constante, combinado com durações de pulso de 60h. Compararam esses dados com os obtidos para o mesmo reator em estado pseudo-estacionário, com carga orgânica igual a 6g de carbono/L.dia.

A utilização de partículas de meio poroso na retenção da biomassa celular e a aplicação de elevada taxa de recirculação contribuíram para a minimização, entre outros, de alguns impactos sofridos pelo reator devido às sobrecargas, à lavagem

excessiva de células bacterianas ativas pela produção intensificada de biogás e à manutenção da hidrodinâmica de mistura completa na fase líquida do reator embora, para este último, sua recuperação fosse alcançada em período inferior a uma semana, sem demonstrar quaisquer resultados prejudiciais ao sistema.

Por sua vez, HAMODA & AL-SHAREKH (1999) utilizaram quatro reatores aerados com filme fixo (ASFF), alimentados com águas residuárias domésticas, em condições normais de operação (sem pulso) e águas residuárias contendo açúcar, em condições de sobrecarga orgânica prolongada. Cada reator, compartimentado em quatro partes iguais, possuía volume de 100L, biofilme aderido a blocos cerâmicos submersos e temperatura de aproximadamente 34°C. Os reatores foram operados em batelada e em fluxo contínuo pistonado e o processo melhorou com maiores tempos de detenção hidráulica e sobrecargas orgânicas de águas residuárias e sua recuperação foi alcançada entre 10h a 24h após o carregamento de choque; além disso o sistema suportou cargas orgânicas severas contínuas (de 5g e 120g de DBO/m².dia), com pequenos decréscimos nas eficiências de remoções de DBO e DQO, de 97,9% para 88,5% e de 73,6% para 67,8%, respectivamente.

CABRAL (2000) avaliou o desempenho e a estabilidade de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) de bancada (1990 mL), submetido a aumento progressivo da concentração de matéria orgânica afluenta e a cargas de choque orgânicas. Foi utilizada espuma de poliuretano como meio suporte para imobilização do lodo anaeróbio proveniente de reator anaeróbio tratando água residuária de indústria de papel reciclado. O reator foi operado com vazão constante de aproximadamente 2,6 L/dia, TDH igual a 7h, temperatura aproximada de 30°C e alimentado com substrato sintético à base de mistura de metanol e ácidos voláteis.

Para concentrações de 2000 mgDQO/L, 3000 mgDQO/L, 4000 mgDQO/L e 5000 mgDQO/L eram aplicadas cargas de choque três vezes maiores do que os valores das concentrações afluentes, após o alcance do estado estacionário. O período de partida para concentração de 2000 mgDQO/L correspondeu a 15 dias; para as demais concentrações não houve esse período, mas elevadas eficiências de remoção de DQO e baixas concentrações de ácidos voláteis no efluente.

Os perfis realizados de 24h de DQO e de eficiência de remoção de DQO demonstraram que as concentrações de DQO (filtrada e não filtrada) e de ácidos voláteis no efluente eram praticamente as mesmas nas diversas concentrações, aumentando rapidamente e diminuindo nas três primeiras horas e após dez horas da aplicação, respectivamente. O sistema absorveu as cargas de choque aplicadas estabilizando-se após 15h do início da aplicação. Quando utilizada carga de choque máxima a 4,77 kgDQO/m³.dia (5000 mgDQO/L), o sistema apresentou eficiência crescente na remoção de DQO, indicando que o reator não havia atingido sua capacidade máxima de eficiência.

3.2.2. Reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)

Nesse reator existem duas importantes regiões que se complementam: a de reações biológicas e a de sedimentação (Figura 1). Na região de reações biológicas ocorre a transformação de compostos orgânicos do resíduo a metano e dióxido de carbono. No topo do reator há um separador de gás-sólido-líquido que possibilita coleta do gás produzido, sedimentação do lodo suspenso por bolhas aderidas ou aprisionadas do líquido e saída do líquido.

A biomassa encontra-se imobilizada na forma de grânulos ou de flocos e apresenta grande diversidade microbiana com capacidade de adaptação a diferentes tipos de resíduos biodegradáveis. Os volumes das unidades de tratamento podem ser menores devido a menores tempos de detenção hidráulica (TDH) e elevados tempos de retenção celular.

FIGURA 1-: Desenho esquemático de um reator UASB
FONTE: CHERNICHARO, C.A.L (1997)

Conforme relatado anteriormente nessa dissertação, o comportamento dinâmico do reator UASB ainda não foi completamente estudado e sabe-se que variações de carga podem acarretar problemas de desempenho.

Com a instabilidade dos processos anaeróbios, ocasionada pela inibição da atividade metanogênica, devido à aplicação de cargas de choque orgânicas de DBO (acúmulo de ácidos voláteis e redução de pH), MITRA *et al.* (1998) desenvolveram estudo ao longo de três anos em reatores tipo mistura completa para melhorar a eficiência desses sistemas através do uso de trocadores iônicos compostos (TIC), os quais podem estabilizar o pH, liberando lentamente, os íons de hidrogênio

capturados. O íon polimérico utilizado, participante do grupo funcional imino-diacetato, com textura e morfologia compatíveis ao meio biológico de elevada concentração de sólidos, composto em massa por 80% de micro partículas esféricas afixadas em 20% de fibra de politetrafluoreto (Teflon), é capaz de restabelecer as condições de estado estacionário dos reatores sem necessidade de regeneração ou cuidados especiais por parte dos operadores dos sistemas.

Os autores submeteram a cargas de choque de DBO cinco vezes maiores que a carga normal aplicada, três reatores tipo mistura completa, mantidos a temperatura aproximada de 35°C e alimentados com 50mL de uma mistura de glicose com concentração de 10000 mg/L e com alcalinidade ajustada para concentração de 1800 mg/L, respectivamente. O primeiro reator (2) não continha TIC, enquanto os demais reatores (3) e (4) continham 77cm² e 155cm², respectivamente. Para verificar e comparar a produção de metano, o pH, a concentração de carbono orgânico total e a alcalinidade entre os reatores, operaram um reator de controle (1) que não estava submetido às cargas de choque de DBO e concluíram que esse reator não demonstrou:

- instabilidade operacional apresentada pelos demais reatores;
- o pH decresceu nos reatores (2), (3) e (4), destacando-se o último por ter apresentado lenta recuperação de seu estado estacionário após certo tempo;
- a produção de metano cresceu repentinamente com o aumento na concentração do substrato nos reatores;
- houve inibição da atividade metanogênica no reator (2);
- aumento dessa atividade no reator (4);

Os autores realizaram testes de comparação e de durabilidade entre fibras de TIC, nova e com um ano de uso pelos reatores, e verificaram que, apesar da diferença na coloração das fibras, não havia variações significativas em suas capacidades de troca ou deterioração física.

BEHLING *et al.* (1997) avaliaram o comportamento de um reator UASB, (55L) em escala piloto, alimentado com esgoto municipal doméstico ao longo de 200 dias. O reator, inoculado com lodo pré-granulado de uma cervejaria local, era operado com tempo de detenção hidráulica igual a 7,5h e vazão de alimentação constante igual a 7,2 L/h.

Como o esgoto era bombeado para o reator, notou-se variação da taxa de carregamento entre 0,5 a 3,9 kgDQO/m³.dia, a qual se estabilizou após o 18º dia de operação com introdução de um tanque de equalização, responsável pelo recebimento e encaminhamento do esgoto afluente ao reator. Assim, a taxa de carregamento passou a ser constante e igual a 1,21 kgDQO/m³.dia. Através de análises efetuadas segundo o *Standard Methods for Examination for Water and Wastewater* (1992) para DQO, sólidos suspensos e alcalinidade, os autores observaram que o tanque de equalização amortecia as variações, promovia o crescimento na produção de gás e o decréscimo gradativo na DQO efluente, as quais alcançaram condições de estado estacionário a 28 L/dia e 56 mg/dia, respectivamente.

Para avaliar o desempenho de reatores anaeróbios submetidos a aumentos progressivos na DQO e concentração de sulfeto, PAULA JR (1992) operou dois reatores UASB (10,5L cada), inoculados com lodo anaeróbio digerido, proveniente de uma estação de tratamento de águas residuárias, alimentados com substrato

sintético com concentração inicial de 2000 mgDQO/L à base de água, glicose, mistura de micronutrientes, acetato de amônia, metanol e sulfato de níquel. Os reatores operavam com tempo de detenção hidráulica igual a 15,6h e vazão de alimentação constante e igual a 16,0 L/dia.

Com aumentos progressivos na DQO a cada 15 dias iguais a 2000 mgDQO/L, 4000 mgDQO/L, 6000 mgDQO/L, 8000 mgDQO/L, 10000 mgDQO/L e 12000 mgDQO/L, o reator um (1) apresentou diminuição em sua eficiência quanto à remoção de DQO, produção de gás (inibição da atividade metanogênica), concentrações de ácidos voláteis e sólidos suspensos voláteis e variação nas eficiências de remoção de DQO de 98% a 80% para concentrações variando de 1780 mgDQO/L a 9700 mgDQO/L e cargas orgânicas volumétricas variando de 2,7 kgDQO/m³.dia a 14,8 kgDQO/m³.dia. O reator dois (2) foi submetido a aumentos progressivos na concentração de sulfeto no substrato sintético de 10 mg/L, 25 mg/L, 50 mg/L, 100 mg/L, 150 mg/L, 200 mg/L, 300 mg/L, 500 mg/L e 800 mg/L, a cada 15 ou 20 dias após a adaptação do reator às dosagens aplicadas.

O autor verificou que houve aumento na DQO afluente e efluente quando eram aplicadas dosagens mais elevadas de sulfeto e variação nas eficiências de remoção de DQO de 98% a 70% para concentrações de sulfeto variando de zero a 500 mgDQO/L. Ele concluiu que, de maneira geral, ambos os reatores foram capazes de absorver os aumentos progressivos nas cargas a que foram submetidos.

OLIVA (1997) operou reator UASB protótipo (18m³) alimentado com esgoto sanitário proveniente da rede coletora pública da sub-bacia do córrego do Tijuco Preto com o objetivo de avaliar os efeitos de sobrecargas hidráulicas no processo de tratamento de esgotos sanitários e a continuidade dos possíveis efeitos dessas

sobrecargas através da simulação de variação de vazão. Durante o período de partida o reator, não inoculado, foi operado com tempo de detenção hidráulica (TDH), vazão, taxa de aplicação volumétrica média e taxa de carregamento orgânico médio iguais a 16h, 1,1 m³/h, 1,3 kgDQO/m³ e 23 kgDQO/dia, respectivamente, por aproximadamente 5 meses.

Com a realização das análises de DQO afluentes e efluentes, sólidos suspensos (totais, fixos e voláteis) afluentes e efluentes, a autora verificou que houve remoção de DQO variando na faixa de 27% a 74% e remoção dos sólidos variando na faixa de 47% a 86%. Nas condições de equilíbrio dinâmico, com TDH igual a 8h, vazão média igual a 2,25 m³/h, taxa de aplicação volumétrica média igual a 2,7 kgDQO/m³ e taxa de carregamento orgânico médio igual a 48 kgDQO/dia, o reator apresentou eficiências médias de remoção de DQO variando de 71% a 83%, eficiências médias de remoção de DQO filtrada variando de 80% a 91% e eficiências médias de remoção de carboidratos, lipídeos e proteínas variando de 80% a 93%, 75% a 94% e 61% a 85%, respectivamente.

Foram realizados 5 ensaios de resposta dinâmica a sobrecargas hidráulicas aplicando-se vazão igual a 3,4m³/h, ou seja, cinquenta por cento maior que a vazão normal de operação que era de 2,25m³/h para TDH igual a 8h. Foi verificado, através de algumas análises, que esse pulso de vazão não causou resposta significativa e imediata no desempenho do processo, pois logo após a aplicação do pulso não ocorreram picos sistemáticos de vazão pela manhã; porém com valores de DQO iniciais no período da tarde superiores em relação às DQO iniciais do período da manhã. As eficiências médias obtidas para remoção de DQO variaram de 76% a 86% às 9h, de 74% a 80% às 12h, de 62% a 75% às 17h e de 61% a 75% às 20h.

Também foram realizados oito (8) ensaios de resposta dinâmica à sobrecargas hidráulicas aplicando-se vazão igual a $4,5 \text{ m}^3/\text{h}$, ou seja, cem por cento maior que a vazão normal de operação que era de $2,25 \text{ m}^3/\text{h}$ para TDH igual a 8h. Notou-se que esse pulso provocou um aumento de DQO inicial durante os primeiros 15 minutos após sua aplicação, o qual, provavelmente, provocou arraste de sólidos do reator. Esse aumento continuou até que o pulso fosse finalizado. A confiabilidade do sistema de tratamento foi destacada através das eficiências médias obtidas para remoção de DQO variando de 68% a 83% às 9h e de 61% a 76% às 13h e eficiências de remoção de carboidratos, lipídeos, proteínas e fosfatos variando de 80% a 93%, 75% a 94%, 61% a 85% e 32% a 78%, respectivamente, com as quais o reator demonstrou capacidade de contenção das sobrecargas orgânicas.

PIRES *et al.* (2001), analisando o trabalho realizado por BATISTA (2000), avaliaram o comportamento dinâmico de um reator UASB (10,5L), em escala de laboratório, submetido a variações cíclicas diárias de cargas orgânicas e hidráulicas de esgoto sintético simulando esgoto natural. O reator foi inoculado com lodo anaeróbio proveniente de reator UASB em escala real e mantido à temperatura de aproximadamente 30°C . Para avaliar a eficiência de remoção de DQO durante intervalos de tempo de 48h e verificar a influência da variação da vazão afluyente, o reator foi submetido à variação senoidal diária de $\pm 30\%$, $\pm 45\%$ e $\pm 60\%$ da vazão média de $1,3125 \text{ L/h}$ e concentração afluyente de 500 mgDQO/L . Para as duas primeiras variações, o reator respondeu 12h após a mudança do regime e apresentou queda na eficiência de remoção de DQO seguida de estabilização, enquanto que para a última variação o tempo de resposta aumentou para 20h.

Os autores verificaram que a variação horária na eficiência de remoção de DQO apresentou-se estável e não seguiu a vazão afluenta, sendo necessário dobrar os valores de carga orgânica e variação da vazão, que inicialmente eram de 500 mgDQO/L e 30%, respectivamente, a fim de se observar variações significativas na eficiência de remoção de DQO do sistema.

O reator demonstrou menor eficiência na remoção de DQO quando a carga orgânica aplicada correspondia ao dobro da carga anterior e resposta semelhante às variações de vazão com eficiência de 78,5% na remoção de DQO bruta. Observando os resultados obtidos com análises de DQO filtrada e bruta (afluente e efluente), os autores concluíram que as sobrecargas hidráulicas eram responsáveis pela queda na eficiência de remoção de DQO e prejudicavam o tratamento dos sólidos suspensos e dissolvidos. Posteriormente, notou-se que a diminuta escala do reator pode ter resultado em influência significativa nos efeitos da tensão superficial na saída do reator, que acabam por interferir no regime do escoamento.

PALENZUELA-ROLLON *et al.* (2001) compararam o desempenho de dois reatores UASB, mantidos a temperatura de aproximadamente 30°C, inoculados com lodo anaeróbio proveniente de estação de tratamento de águas residuárias de uma cervejaria e alimentados com substrato sintético simulando águas residuárias de processamento de peixes. Como o objetivo do trabalho era determinar a capacidade desses sistemas em tratar águas residuárias com diferentes concentrações de lipídeos, os reatores foram submetidos a elevadas concentrações dessa substância, com o tratamento realizado em uma fase pelo reator um (1) e em duas fases por um sistema de reatores UASB, sendo o reator dois (2) responsável pela primeira fase desse sistema.

Os autores operaram o reator 1 (2,0L) com tempo de detenção hidráulica igual a 12,3h, taxa de carregamento orgânica igual a 8,3 gDQO/L e concentração inicial afluenta igual a 3529 mgDQO/L e notaram que a concentração efluente resultou em 282 mgDQO/L e as eficiências para remoção de DQO e para conversão de DQO a metano resultaram em 78% e 61% respectivamente. O reator 2 (8,8L) foi operado com tempo de detenção hidráulica igual a 6,1h, taxa de carregamento orgânica igual a 15,1 gDQO/L e concentração inicial afluenta igual a 4025 mgDQO/L.

Os autores verificaram que foram obtidas 1698 mgDQO/L e 55% para DQO efluente e para eficiência de remoção de DQO do reator, respectivamente, para o reator operando individualmente, e 1587 mgDQO/L e 58%, se combinado a outro reator. Os autores recomendaram, além de pré-tratamento para remoção de lipídeos, a aplicação de um sistema de duas fases para tratamento de águas residuárias com elevada concentração desses compostos.

3.3. MODELOS MATEMÁTICOS

Apesar de nos últimos anos ter havido um progresso significativo na modelação matemática de processos anaeróbios de tratamento, apenas recentemente foi apresentado um modelo abrangente para a digestão anaeróbia (BATSTONE *et al.*, 2001). Os modelos até então, de modo geral, limitavam-se a descrever sistemas específicos para substratos também particulares. Apesar dessas limitações, alguns desses modelos resultaram em equacionamentos práticos e ainda úteis, especialmente para avaliação preliminar de respostas dinâmicas desses reatores. Alguns dos

modelos propostos incorporaram as características hidrodinâmicas do reator, enquanto outros tiveram por objetivo apenas a descrição do fenômeno da digestão anaeróbia. Este é o caso do modelo apresentado pela *International Water Association* (IWA), ADM 01 (BATSTONE, *et al.*, 2001), que pode ser incorporado a qualquer tipo de reator, desde que o processo de transporte dos componentes, entre diferentes regiões do reator, seja conhecido e utilizado no balanço geral de massa.

Provavelmente, um dos primeiros modelos matemáticos de caráter abrangente para aplicação em reatores UASB foi proposto por BOLLE *et al.* (1986) na Holanda. Nesse modelo, o reator é dividido em três compartimentos, o leito e o manto de lodo são considerados perfeitamente misturados em relação à fase líquida e o sedimentador interno é modelado como tubular ideal. Através da aplicação da cinética de Andrews para conversão de ácidos graxos a dióxido de carbono e metano, o modelo do autor descreve respostas para variáveis de estado observáveis ou difíceis de serem observadas como: altura do leito de lodo, concentração de lodo no manto, fluxos de curto-circuito, eficiência, pH e DQO em estados pseudo-estacionário e transiente, para reator em trabalho contínuo.

A partir de simulações que utilizaram esse modelo, BOLLE *et al.* (1986) concluíram que as variações no fluxo afluyente contribuíam para crescimento da produção gasosa e da DQO efluente. A lavagem do reator poderia ser evitada com o aumento da eficiência do sedimentador e as cargas de choque hidráulicas poderiam ser amortecidas.

THOMAS & NORDSTEDT (1993) desenvolveram um modelo genérico de digestão anaeróbia para vários tipos de reatores alimentados com substratos de fácil e de difícil degradabilidades. Aplicaram o método de integração de Runge-Kutta de 4ª

ordem, modelo cinético tipo *Monod* para as velocidades de crescimento bacteriano e decaimento endógeno e modelo cinético de 1ª ordem para velocidades de consumo de substrato. Os reatores com leito fixo e fluxo contínuo foram considerados como do tipo mistura completa (formados por vários compartimentos de mesmo tamanho), com tempo de retenção celular de 50 dias e tempo de detenção hidráulica de 6 horas. Considerando apenas dois parâmetros na descrição do substrato, admitiram que os resíduos sólidos foram digeridos pela população bacteriana em longos tempos de retenção celular.

Com manipulação dos dados de entrada, os autores obtiveram respostas de saída que, comparadas àquelas reportadas na literatura, indicaram a validade do modelo. Os dados obtidos, referentes à produção de metano, apresentaram correlação de 95%, ou seja, boa resposta do modelo como ferramenta na avaliação de valores de eficiências de conversão e parâmetros cinéticos de diversos tipos de reatores e substratos.

LABIB *et al.* (1993) descreveram as respostas em estado estacionário e transiente de consórcio anaeróbio, com uso de butirato e acetato como substrato para simular sobrecargas de ácidos. A equação de *Monod* foi empregada para descrever a conversão de butirato pelos organismos acetogênicos produtores de hidrogênio. As reações de crescimento e utilização de substrato, somadas a balanços de massa, resultaram em equações diferenciais ordinárias para reator de mistura completa, as quais foram resolvidas numericamente. O reator foi submetido a mudanças de carga orgânica (concentração elevada de acetato e concentração constante de butirato).

Eles verificaram que, com aumento da concentração de acetato, houve perda de biomassa e acúmulo de ácidos, o que causou queda do pH e colapso do sistema,

enquanto sobrecargas de hidrogênio não influenciaram a sua estabilidade, uma vez que a pressão parcial desse gás foi controlada pela atividade dos microrganismos hidrogenotróficos. O modelo foi eficiente na previsão da resposta do sistema a sobrecargas orgânicas.

MARSILI-LIBELLI & BENI (1996) desenvolveram modelo matemático simplificado para reatores anaeróbios submetidos a cargas de choque. O modelo considerou o substrato dissolvido e convertido em ácidos graxos voláteis e CO_2 . Os ácidos foram divididos em dois grupos, um representado pelo ácido acético e outro, por propiônico e butírico. As equações do modelo foram obtidas através de balanço de massa em reator de mistura completa e biomassa imobilizada, variáveis o consumo de substrato, os crescimentos de microrganismos acidogênicos e metanogênicos e a dinâmica do dióxido de carbono. O autor utilizou a expressão de *Monod* modificada para o consumo de substrato, incorporando fatores de produção de biomassa acidogênica, ácidos graxos voláteis e CO_2 e modelo cinético de inibição de Haldane na produção de ácido acético.

Quando o reator foi submetido a cargas de choque de ácido acético, verificaram maior atividade dos microrganismos metanogênicos, decréscimo do pH e possibilidade de recuperação do sistema em 10 horas. Os autores concluíram que o modelo apresentou concordância satisfatória com os dados experimentais, podendo ser empregado na previsão de cargas de choque e controle de processos.

BATSTONE *et al.* (2001) desenvolveram modelo generalizado de digestão anaeróbia para diversos tipos de sistemas, o qual incluía etapas bioquímicas representadas pela desintegração de partículas homogêneas em carboidratos (aplicados comumente em sistemas de alta taxa), proteínas e lipídeos; hidrólise

desses substratos particulados em aminoácidos, açúcares e ácidos graxos de cadeia longa; acidogênese de açúcares e aminoácidos em ácidos graxos voláteis e hidrogênio; acetogênese de ácidos graxos de cadeia longa e ácidos graxos voláteis em acetato e metanogênese de acetato e hidrogênio/CO₂. Além disso, o modelo considerou também etapas físico-químicas representadas pela associação e dissociação iônica e transferência gasosa. O modelo apresenta duas opções para a cinética de crescimento microbiano e consumo de substrato, cinética de *Monod* e cinética de 1ª ordem.

O Modelo de Digestão Anaeróbia 01 (ADM 01) apresenta limitações devido à grande quantidade de variáveis de entrada que devem ser conhecidas, como: volume do reator, temperatura, vazão afluente, concentração de carga orgânica, parâmetros cinéticos de crescimento celular e de consumo de substrato, tempo de detenção hidráulica, além de outros.

3.3.1. HIDRODINÂMICA DE REATORES UASB

A hidrodinâmica dos reatores anaeróbios tem papel importante porque pode influenciar a velocidade das reações biológicas, por meio de alterações na taxa de transferência de massa e na distribuição das reações ao longo do reator.

Como consequência da distribuição da biomassa e do encadeamento das reações bioquímicas, diferentes regiões do reator apresentarão composições diferentes, em função do tipo de escoamento imposto.

Em estudo hidrodinâmico realizado em reator UASB de bancada, HANISCH & PIRES (1996) demonstraram que princípios anteriormente empregados por

YOUNG (1985) na descrição de reatores de leito fixo, poderiam ser adotados no modelo do reator UASB.

A região de entrada foi considerada como reator de mistura completa, enquanto as regiões de manta de lodo e sedimentação como reatores tubulares com baixa e alta dispersão, respectivamente. Com o desenvolvimento de equações para a distribuição do tempo de residência em cada região, foi possível uní-las matematicamente através do uso da integral de convolução. Foram utilizados resultados experimentais apresentados por MATSUMOTO (1994) que indicaram boa concordância com aqueles calculados pelo modelo.

BRITO & MELO (1997) estudaram, em escala de laboratório, a hidrodinâmica de reatores UASB e EGSB (manto de lodo granular expandido), tratando água residuária à base de ácido acético e mistura de ácido acético e propiônico, respectivamente. A biomassa encontrava-se imobilizada na forma de grânulos. Em testes de distribuição do tempo de residência foi verificado que o reator EGSB, devido às suas propriedades de mistura, poderia ser considerado como reator de mistura completa e o reator UASB, por apresentar velocidade ascensional e produção gasosa insuficientes para promover recirculação, poderia ser considerado como tubular ideal.

GIMENEZ *et al.* (2001) avaliaram fisicamente um reator UASB, analisaram sua região de entrada no fundo, influenciada por jatos afluentes de águas residuárias, e usaram modelo físico tri-dimensional desse reator em escala reduzida, que se correlacionava geometricamente e dinamicamente com um protótipo em escala maior. Para a modelação do comportamento hidrodinâmico do reator em escala reduzida, foram desenvolvidas relações adimensionais que preservavam a tri-

dimensionalidade e as similaridades física, geométrica e dinâmica do comportamento hidrodinâmico do protótipo.

Os autores concluíram que deveriam ser calculados os números de Reynolds e Richardson para projeto de um sistema distribuidor do afluyente e estimados o número e o diâmetro dos orifícios de entrada do fundo do reator. Verificaram a necessidade de emprego de maiores velocidades nos jatos de entrada do afluyente no fundo do reator para alcançar melhores eficiências.

3.3.2. CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

Segundo SPEECE (1983) o processo de digestão anaeróbia corresponde à conversão da matéria orgânica complexa (hidrólise) em compostos orgânicos de cadeias menores (aminoácidos, ácidos graxos, monossacarídeos), seguida pela transformação (acidogênese) desses compostos em ácidos voláteis (acético, propiônico e butírico), CO_2 e H_2 . Após a acidogênese, segue a etapa de conversão dos ácidos voláteis de cadeia longa em H_2 , CO_2 e acetato (acetogênese) e a conversão de H_2 e acetato em metano (CH_4) e CO_2 (metanogênese).

A cinética bioquímica estuda as velocidades de crescimento dos microrganismos, de consumo de substrato e de formação de produtos, as quais podem representar a dinâmica dos processos de digestão anaeróbia por meio de modelos matemáticos (FORESTI *et al.*, 1999).

Os dados cinéticos fornecem informações úteis para a análise de sistemas de tratamento, as quais podem ser obtidas por meio de balanços de massa em reatores bioquímicos usados no tratamento de águas residuárias.

Por outro lado, fatores como composição, pH, temperatura do meio, adaptabilidade e heterogeneidade das populações celulares, interações entre a biomassa e o meio (transferência de nutrientes, produtos e calor), dentre outros, podem influenciar na cinética dos microrganismos, e dificultar o desenvolvimento de modelos cinéticos que englobem todos os aspectos e detalhes da relação meio/biomassa. Assim, são adotadas simplificações para que os modelos cinéticos tornem-se aplicáveis (FORESTI *et al.*, 1999).

Tradicionalmente, a descrição cinética da digestão anaeróbia tem sido representada por equações tipo *Monod*, por autores como PAULA JR. & FORESTI (1992), ZAIAT (1996), BATSTONE *et al.* (1997) e CASTILLO *et al.* (1999).

PAULA Jr. & FORESTI (1992) avaliaram o desempenho de um reator UASB de 10,5L alimentado por substrato sintético à base de glicose, com vazão de alimentação de 16 L/d e tempo de detenção hidráulica de 15,6h. Com o objetivo de determinar os parâmetros cinéticos, o reator foi submetido a aumento progressivo de DQO de 1780 mg/L a 9700 mg/L, durante 10 meses, com eficiências entre 98% a 80%, respectivamente.

O reator UASB foi considerado como de mistura completa mantido à temperatura média de 23°C, e os parâmetros cinéticos obtidos foram: coeficiente de conversão de biomassa ($Y = 0,23$), coeficiente de decaimento ($b = 0,04d^{-1}$), velocidade específica máxima de crescimento celular ($\mu_{m\acute{a}x} = 0,12 d^{-1}$), constante de saturação de substrato ($K_s = 82 \text{ mg/L}$) e velocidade específica máxima de utilização

de substrato ($q_{\text{máx}} = 0,53\text{d}^{-1}$). Os autores concluíram que o aumento da concentração inicial de substrato pode ser assimilado e que o reator apresentou possibilidades de recuperação após a passagem das cargas de choque, mesmo que apresente queda em sua eficiência. As sobrecargas orgânicas também afetaram a metanogênese, alterando os parâmetros cinéticos $q_{\text{máx}}$ e K_s .

MERKEL *et al.* (1996) desenvolveram um novo conceito para obtenção dos parâmetros cinéticos, velocidade específica máxima de crescimento celular ($\mu_{\text{máx}}$) e constante de saturação de substrato (K_s), da cinética tipo *Monod*. Com utilização de reator operando em batelada alimentada, a biomassa anaeróbia utilizada nos experimentos cinéticos foi retirada de um reator anaeróbio em escala piloto (250L), mantido a temperatura aproximada de 33°C e alimentado com substrato à base de ácido acético.

Os experimentos, conduzidos com concentração inicial de 8 mg/L de ácido acético ao longo de 120min, em 11 pontos de amostragem, apresentaram valores de $\mu_{\text{máx}}$ e K_s iguais a 3,8 mg/L/min e 10,5 mg/L, respectivamente. Os autores concluíram que o planejamento correto do experimento e a utilização de reator em batelada alimentada possibilitou estimativa mais rápida e acurada dos parâmetros cinéticos quando comparada à utilização de reator em batelada para essa finalidade.

ZAIAT (1996) avaliou o desempenho de reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) em escala de laboratório, com capacidade total de 1990mL, para tratar água residuária de indústria de papel reciclado, utilizando espuma de poliuretano como meio suporte para biomassa. O reator operou durante 26 dias, à temperatura média de 23°C e tempo de detenção hidráulica (θ_h) de 9,2h e alcançou eficiência média de 82% na remoção de DQO. Através dos modelos cinéticos de *Monod* e de 1ª

ordem foram determinados os parâmetros cinéticos intrínsecos, para degradação de glicose, $q_{\text{máx}}$, K_s e constante cinética de 1ª ordem (K_1), iguais a 0,33 mgDQO/mgSSV.h, 72 mgDQO/L e $0,142.h^{-1}$, respectivamente.

BATSTONE *et al.* (1997) desenvolveram modelo cinético de um sistema anaeróbio representado por tanque de equalização ($\theta_h > 50h$) e reator híbrido ($\theta_h = 50h$), para simular a biodegradabilidade de esgoto de efluente de abatedouro de suínos com matéria particulada e gorduras. A estrutura do modelo foi baseada na separação de grupos de microrganismos para as degradações dos substratos, a fim de que fossem utilizados parâmetros cinéticos apresentados na literatura para substratos similares.

Esses autores adotaram o modelo cinético de 1ª ordem para hidrólise e de *Monod* para as demais reações, e constataram haver maior degradação do substrato particulado no reator híbrido devida, provavelmente, à concentração elevada de gorduras e matéria particulada.

ARSOV *et al.* (1999) estimaram os parâmetros cinéticos velocidade específica máxima de crescimento celular ($\mu_{\text{máx}}$) e constante de saturação de substrato (K_s), do modelo cinético de *Monod*, para um sistema automatizado de fluxo contínuo formado por dois reatores anaeróbios seqüenciais tipo mistura completa. Os reatores, que correspondiam às fases acidogênica e metanogênica do processo de digestão anaeróbia, foram mantidos à temperatura aproximada de 25°C e alimentados com esgoto sanitário municipal com concentrações iniciais iguais a 1200 mgDQO/L e 680 mgDQO/L, respectivamente.

Com coeficientes de correlação variando de 0,89 a 0,99 para as equações de regressão linear, foram determinados os parâmetros cinéticos $\mu_{\text{máx}}$ e K_s iguais a

0,17d⁻¹ e 263 mgDQO/L, respectivamente, para a fase acidogênica (lodo floculado) e iguais a 0,37d⁻¹ e 712 mgDQO/L para a fase metanogênica (biomassa granulada), respectivamente. Os autores concluíram que a separação de fases foi de fundamental importância para a aglomeração e intensificação do metabolismo da biomassa.

CASTILLO *et al.* (1999) desenvolveram estudo cinético para um sistema combinado anaeróbio-aeróbio, representado por reator UASB (750L) seguido por dois reatores biológicos de contato - RBC1 e RBC2 (55L cada), para tratar esgoto doméstico.

Através da análise de dados em períodos de verão (18°C–20°C) e de inverno (12°C–13°C) e determinação das constantes cinéticas, foi verificada a inadequação do modelo cinético de *Monod* para ajuste dos resultados obtidos para o sistema de reatores, provavelmente devido à falta de pontos experimentais. Por outro lado, o modelo cinético de 1ª ordem representou adequadamente a cinética de degradação do esgoto doméstico, além de possuir aplicação mais simples para simulações.

CABRAL (2000) determinou os parâmetros cinéticos aparentes de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) em escala de laboratório (1990 mL) submetido às concentrações afluentes iniciais de 2000 mgDQO/L, 3000 mgDQO/L, 4000 mgDQO/L e 5000 mgDQO/L. Os parâmetros obtidos a partir dos perfis de DQO foram ajustados pelos modelos cinéticos de ordem zero, primeira ordem, segunda ordem e modelo cinético de *Monod*, adotando modelo hidrodinâmico para reator tubular ideal.

Para concentração de 2000 mgDQO/L o modelo de primeira ordem foi o que melhor se ajustou, apresentando coeficiente de correlação (R^2) igual a 0,967 e constante cinética aparente de primeira ordem (K_1) igual a $0,049h^{-1}$. Para as demais concentrações, o melhor ajuste obtido foi para o modelo de segunda ordem, com valores médios iguais a $2,0 \times 10^{-4}$ L/mg.h e 0,913 para a constante cinética aparente de segunda ordem (K_2) e para o coeficiente de correlação (R^2), respectivamente.

4. METODOLOGIA

4.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Com o objetivo de verificar eventuais amortecimentos e atrasos na resposta proporcionados pelo reator UASB quando submetido a variações cíclicas de cargas orgânicas e hidráulicas, foi desenvolvido um equacionamento matemático simplificado que considerou o modelo hidrodinâmico de escoamento contínuo com mistura completa e equações cinéticas apenas para remoção de DQO e DBO, com uso de equacionamentos empíricos encontrados na literatura.

Para o modelo, o reator UASB foi dividido em dois compartimentos distintos ($n=2$), considerados isotérmicos e de mistura completa. O primeiro compartimento correspondia à base do manto de lodo (a) com alta concentração de biomassa e o segundo correspondia à camada superior do leito de lodo (b) onde a densidade da biomassa era menor. Não houve diferença no equacionamento dos dois compartimentos, apenas alterações nos coeficientes cinéticos aplicados a cada um deles.

No modelo matemático adotou-se modelo hidrodinâmico de escoamento contínuo com mistura completa por ser comumente a primeira consideração adotada no desenvolvimento de equações de balanço de massa e pela simplicidade da resolução do equacionamento quando comparado ao equacionamento do balanço de massa para modelo hidrodinâmico tipo tubular ideal.

Os efeitos de transferência de massa foram desprezados quando havia mudança na velocidade de escoamento.

4.2. REATOR TIPO MISTURA COMPLETA

4.2.1. DESENVOLVIMENTO DO BALANÇO DE MASSA

O desenvolvimento do balanço de massa em cada um dos compartimentos baseou-se nas considerações previamente comentadas na seção 4.1 intitulada Considerações Iniciais.

Este capítulo, a ser dividido em dois sub-capítulos, apresentará o desenvolvimento do balanço de massa para o 1º compartimento que corresponde à base do manto de lodo (a) e para o 2º compartimento que corresponde à camada superior do leito de lodo (b).

4.2.1.1. 1º COMPARTIMENTO: BASE DO MANTO DE LODO (a)

O desenvolvimento do balanço de massa para o 1º compartimento resultou em:

$$(entra) - (sai) \pm (reage) = (acumula)$$

$$(M_{in}) - (M_{out}) + (M_c) = \left(\frac{dM}{dt} \right) \quad (1)$$

onde:

(M_{in}) = taxa de vazão mássica introduzida no volume do reator (MT^{-1} ; kg/s);

(M_{out}) = taxa de vazão mássica retirada do volume do reator (MT^{-1} ; kg/s);

(M_c) = taxa de consumo no volume de controle (MT^{-1} ; kg/s);

(M) = massa de substrato no volume de controle (M; kg);

As equações de (2) a (5) correspondem à taxa de massa introduzida através da superfície de controle do reator, taxa de massa retirada através da superfície de controle do reator, taxa de consumo no volume de controle do reator e massa do volume de controle do reator, respectivamente.

$$(M_{in}) = \int_{SCin} \rho_{in} \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (2)$$

$$(M_{out}) = \int_{SCin} \rho_{out} \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (3)$$

$$(M_c) = \int_{VC} M_t \cdot dv \quad (4)$$

$$\left(\frac{dM}{dt} \right) = \frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_{out} \cdot dv \quad (5)$$

onde:

ρ_{in} = massa específica do afluente ($M.L^{-3}$; kg/m³);

ρ_{out} = massa específica do efluente ($M.L^{-3}$; kg/m³);

$\vec{V}$ = velocidade do escoamento através da superfície de controle ($M.L^{-1}$; m/s);

A = área das superfícies de controle do reator (L^2 ; m²);

v = volume do reator (L^3 ; m³);

M_t = massa de substrato gerada/consumida por unidade de volume ($M.L^{-3}$; kg/m³);

t = tempo (T; s);

in = relativo a afluente;

out = relativo a efluente;

a = compartimento a (base do manto de lodo);

b = compartimento b (camada superior do manto de lodo);

Substituindo as equações de (2) a (5) na equação (1), obteve-se:

$$\int_{SCin} \rho_{in} \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} - \int_{SCin} \rho_{out} \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} + \int_{VC} M_t \cdot dv = \frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_{out} \cdot dv \quad (6)$$

Após simplificações para os 1º e 2º termos da equação (6) com $\vec{V} \cdot d\vec{A} = Q$,

obteve-se:

$$\rho_{in} \cdot Q_{in} - \rho_{out} \cdot Q_{out} + \int_{VC} M \cdot dv = \frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_{out} \cdot dv \quad (7)$$

Como a vazão afluyente variava senoidalmente com o tempo, então:

$$Q_{in} = \bar{Q} [1 + \alpha \sin \omega t] \quad (8)$$

onde:

$\bar{Q}$ = vazão média afluyente ($M^3 \cdot T^{-1}$; m^3/s);

Q_{in} = vazão afluyente ($M^3 \cdot T^{-1}$; m^3/s);

Q_{out} = vazão efluente ($M^3 \cdot T^{-1}$; m^3/s);

α = amplitude decimal relativa da vazão (adimensional);

ω = frequência da variação da vazão (T^{-1});

O 3º termo da equação (6) corresponde ao termo de reação:

$$M_t \cdot dv = (-ra) \cdot v \quad (9)$$

onde:

$(-ra)$ = termo cinético dependente do tipo de modelo cinético empregado.

Como o compartimento a possui volume constante, então $Q_{in} = Q_{out}$ e com a substituição das equações de (7) a (9) na equação (6), resultou a equação (10):

$$(\rho_{in} - \rho_{out})_a \bar{Q} [1 + \alpha \sin \omega t] + (-ra)_a \cdot v = v \frac{d\rho_{outa}}{dt} \quad (10)$$

Sabendo-se que $\theta_h = \frac{v}{Q}$, então:

$$\theta_h = \frac{v}{\bar{Q} [1 + \alpha \sin \omega t]}$$

onde:

θ_h = tempo de detenção hidráulico (T^{-1} ; h^{-1});

4.2.1.2. 2º COMPARTIMENTO: CAMADA SUPERIOR DO LEITO DE LODO

(b)

Como a vazão efluente do 1º compartimento corresponde à vazão afluente do 2º compartimento, então o desenvolvimento do balanço de massa para esse compartimento resulta em:

$$\rho_{in} \cdot Q_{outa} - \rho_{out} \cdot Q_{outb} + \int_{VC} M \, dv = \frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_{out} \cdot dv \quad (11)$$

$$\text{para } Q_{outa} = Q_{inb} \quad (12)$$

Após serem adotadas as mesmas simplificações e considerações que àquelas para o 1º compartimento (ver seção 4.2.1.1), a equação (11) resulta em:

$$(\rho_{in} - \rho_{out})_b \bar{Q} [1 + \alpha \sin \omega t] + (-ra)_b \cdot v = v \frac{d\rho_{outb}}{dt} \quad (13)$$

A resolução numérica das equações diferenciais ordinárias obtidas com o balanço de massa para o 1º compartimento e para o 2º compartimento pelo Método de Runge-Kutta de 4ª ordem foi efetuada com a aplicação do programa *Matlab*.

4.3. REATOR TIPO TUBULAR IDEAL

4.3.1. DESENVOLVIMENTO DO BALANÇO DE MASSA

Paralelamente ao desenvolvimento do equacionamento do balanço de massa para o reator UASB com modelo hidrodinâmico tipo mistura completa, foi desenvolvido um equacionamento do balanço de massa para o mesmo reator com modelo hidrodinâmico de escoamento contínuo tipo tubular ideal, que é apresentado no Apêndice 1.

Neste trabalho apenas o equacionamento para reator tipo mistura completa foi resolvido numericamente, por apresentar maior simplicidade de resolução e por ser a primeira consideração, geralmente, adotada no desenvolvimento de balanços de massa.

4.4. DESCRIÇÃO DO PROGRAMA *MATLAB**

Desenvolvido em uma primeira versão na Universidade do Novo México e na Universidade de Stanford em 1970, esse programa era empregado em cursos de teoria matricial, análise numérica e álgebra linear.

* Essa seção é baseada em HANSELMAN & LITTLEFIELD (1999), sendo omitidas, assim, as citações.

Atualmente o *Matlab* é um sistema interativo cujo elemento de dados básico corresponde a uma matriz que não requer dimensionamento e a uma linguagem de programação para computação que integra capacidade de fazer cálculos, visualização gráfica e programação.

Seu emprego permite solucionar problemas computacionais (formulações matriciais ou vetoriais) para aplicações comuns de cálculos matemáticos, desenvolvimento de algoritmos, modelagem, simulação e confecção de protótipos, análise, exploração e visualização de dados, gráficos científicos e de engenharia e desenvolvimento de aplicações.

O usuário pode construir suas próprias ferramentas, como funções e programas especiais conhecidos como arquivos M, divididos em arquivos de funções e de comandos, reutilizáveis e criados em editor de textos.

Os arquivos M de funções se relacionam com o *Matlab* por meio das variáveis impostas a eles como parâmetros e por meio das variáveis de saída por elas criadas, ampliam suas finalidades com a possibilidade de definição de muitas funções nesses arquivos.

Os arquivos de comandos M possuem acesso a todas as variáveis do espaço de trabalho do *Matlab*, sendo que todas as variáveis nele criadas tornam-se parte do espaço de trabalho desse programa.

Com o aumento do número dessas funções e programas há uma necessidade de agrupamento que resulta em uma coleção de arquivos M, a qual pode ser usada na solução de classes particulares de problemas. Essa coleção, conhecida como *Toolbox* (caixa de ferramentas), possibilita a editoração e o uso de arquivos previamente criados como referência.

O *Matlab* usa as variáveis impostas pelo usuário, calcula e apresenta os resultados desejados de acordo com a função do arquivo M definida.

O programa considera, assim como outras resoluções numéricas para equações diferenciais, equações de ordem superior como um conjunto de equações de primeira ordem, lista os nomes das variáveis e limita o espaço para armazená-las.

4.5. RESOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES DIFERENCIAIS ORDINÁRIAS (ODES) DESENVOLVIDAS NO PROGRAMA *MATLAB*

4.5.1. ARQUIVO DE COMANDO M

O primeiro passo na aplicação do programa *Matlab* foi criar um arquivo de comando M intitulado *reator.m*, responsável pela resolução numérica da equação do balanço de massa. Como o modelo desenvolvido foi testado para três modelos cinéticos diferentes, ou seja, modelo cinético tipo *Monod*, modelo cinético de ordem zero e modelo cinético de primeira ordem, a equação correspondente ao arquivo *reator.m* foi alterada em um deles para possibilitar a entrada de dados (parâmetros) adotados da literatura.

A Figura 2 apresenta um exemplo desse arquivo para o modelo cinético tipo *Monod*.

```

% Arquivo reator.m para modelo cinético tipo Monod

function dr=reator(t,x)                                %nome da função

Global C;


$$\frac{d\rho_{out}}{dt} = \frac{(\rho_{in} - \rho_{out}) * Q * (1 + \alpha * \sin(\omega * t))}{c(6)} + \left( q_{máx} * \left( \frac{\rho_{out}}{(K_s + \rho_{out})} \right) \right)$$



$$dr(1) = \frac{(c(1) - x(1)) * c(2) * (1 + c(3) * \sin(c(4) * t))}{c(6)} + \left( c(7) * \left( \frac{x(1)}{(c(8) + x(1))} \right) \right);$$



$$dr(2) = \frac{(x(1) - x(2)) * c(2) * (1 + c(3) * \sin(c(4) * t))}{c(6)} + \left( c(7) * \left( \frac{x(2)}{(c(8) + x(2))} \right) \right);$$


```

FIGURA 2 - Rotina de programação do arquivo *reator.m* - modelo cinético tipo Monod

A Figura 3 apresenta um exemplo deste arquivo para o modelo cinético de ordem zero.

```

% Arquivo reator.m para modelo cinético de ordem zero

function dr=reator(t,x)                                %nome da função

global C;


$$\frac{d\rho_{out}}{dt} = \frac{(\rho_{in} - \rho_{out}) * Q * (1 + \alpha * \sin(\omega * t))}{c(6)} + K_0$$



$$dr(1) = \frac{(c(1) - x(1)) * c(2) * (1 + c(3) * \sin(c(4) * t))}{c(6)} + c(5);$$



$$dr(2) = \frac{(x(1) - x(2)) * c(2) * (1 + c(3) * \sin(c(4) * t))}{c(6)} + c(5);$$


```

FIGURA 3: Rotina de programação do arquivo *reator.m* - modelo cinético de ordem zero

A Figura 4 apresenta um exemplo deste arquivo para o modelo cinético de primeira ordem.


```

% Arquivo reator.m para modelo cinético de primeira ordem
function dr=reator(t,x) %nome da função
global C;

$$\frac{d\rho_{out}}{dt} = \frac{(\rho_{in} - \rho_{out}) * Q * (1 + \alpha * \sin(\omega * t))}{c(6)} + K_1 * \rho_{out}$$


$$dr(1) = \frac{(c(1) - x(1)) * c(2) * (1 + c(3) * \sin(c(4) * t))}{c(6)} + (c(5) * x(1));$$


$$dr(2) = \frac{(x(1) - x(2)) * c(2) * (1 + c(3) * \sin(c(4) * t))}{c(6)} + (c(5) * x(2));$$


```

FIGURA 4: Rotina de programação do arquivo *reator.m* - modelo cinético de primeira ordem

Foram desenvolvidas duas equações a $dr(1)$ e a $dr(2)$ para cada modelo cinético, pois no modelo matemático o reator foi dividido em dois compartimentos distintos, não existindo diferença em seu equacionamento. Os dados de saída de $dr(1)$ correspondem aos dados de entrada de $dr(2)$.

A partir da criação do arquivo de comando M foi necessário determinar o arquivo de função M que armazenava as variáveis de entrada e a função *ode45* para resolução das equações diferenciais ordinárias, os quais receberam a nomenclatura variando de reator n a reator n+1, de acordo com o número de simulações efetuadas.

4.5.2. VARIÁVEIS (DADOS) DE ENTRADA

As variáveis (dados) de entrada receberam nomes representativos especiais para que pudessem ser reconhecidas pelo programa sem apresentar conflitos com a nomenclatura do próprio *Matlab*.

Os dados de entrada correspondentes à concentração média de DQO afluente, à vazão média afluente e ao volume do reator foram retirados de PAULA JR (1992) e de BATISTA (2000).

Para o modelo cinético tipo *Monod*, os parâmetros cinéticos foram retirados de PAULA JR (1992), enquanto que para os modelos cinéticos de ordem zero e de primeira ordem serviram como base para que fosse estudada uma ampla faixa de valores, ou seja, de um valor mínimo a um valor máximo.

Dados de amplitude decimal e de frequência da variação da vazão variaram na faixa de 0,0 a 1,0 e 0,0 ou $\frac{\pi}{2}$, respectivamente, enquanto a variável tempo foi alterada na faixa de 0,0h a 156h.

A Figura 5 apresenta um exemplo do arquivo de dados de entrada para o modelo cinético tipo *Monod*.

% Variáveis de entrada para o modelo cinético tipo <i>Monod</i>	
C(1)=[ρ_{in}];	% DQO afluente (mgDQO/L);
C(2)=[Q];	% vazão média afluente (L/h);
C(3)=[α];	% amplitude decimal relativa da vazão (adimens.);
C(4)=[ω];	% frequência da variação da vazão (T^{-1});
C(6)=[v];	% volume do reator (L);
C(7)=[$q_{m\acute{a}x}$];	% velocidade máxima específica de utilização de % substrato (mgDQO/mgSSV.h);
C(8)=[K_s];	% constante de saturação (mgDQO/L);
t = t;	% tempo (s);

FIGURA 5: Variáveis de entrada do modelo cinético tipo *Monod*

A Figura 6 apresenta um exemplo do arquivo de dados de entrada para o modelo cinético de ordem zero.

% Variáveis de entrada para o modelo cinético de ordem zero	
C(1)=[ρ_{in}];	% DQO afluente (mgDQO/L);
C(2)=[Q];	% vazão média afluente (L/h);
C(3)=[α];	% amplitude decimal relativa da vazão (adimens.);
C(4)=[ω];	% frequência da variação da vazão (T^{-1});
C(5)=[K_0];	% constante cinética de ordem 0 (mgDQO/L.h);
C(6)=[v];	% volume do reator (L);
t = t;	% tempo (s);

FIGURA 6: Variáveis de entrada do modelo cinético de ordem zero

A Figura 7 apresenta um exemplo do arquivo de dados de entrada para o modelo cinético de primeira ordem.

% Variáveis de entrada para o modelo cinético de primeira ordem	
C(1)=[ρ_{in}];	% DQO afluente (mg DQO/L);
C(2)=[Q];	% vazão média afluente (L/h);
C(3)=[α];	% amplitude decimal relativa da vazão (adimens.);
C(4)=[ω];	% frequência da variação da vazão (T^{-1});
C(5)=[K_1];	% constante cinética de 1ª ordem (h^{-1});
C(6)=[v];	% volume do reator (L);
t = t;	% tempo (s);

FIGURA 7: Variáveis de entrada do modelo cinético de ordem zero

4.5.2.1. SIMULAÇÕES PARA OS DADOS DE PAULA JR. (1992) E PARA OS DADOS DE BATISTA (2000)

Com os dados (variáveis) de entrada reportados por PAULA JR. (1992) e por BATISTA (2000) foram realizadas simulações com o programa *Matlab*, variando-se os valores dos parâmetros α , ω , t e $(-ra)$ em cada estudo, para verificar a resposta do reator UASB submetido a sobrecargas cíclicas orgânicas e hidráulicas.

A Figura 8 apresenta os dados de entrada reportados por PAULA JR. (1992).

% Variáveis de entrada reportadas por PAULA JR. (1992)

C(1)=[1780]; % DQO afluente (mgDQO/L);

C(2)=[0,67]; % vazão média afluente (L/h);

C(6)=[10,5]; % volume do reator (L);

FIGURA 8: Variáveis de entrada reportadas por PAULA JR. (1992)

A Figura 9 apresenta os dados de entrada reportados por BATISTA (2000).

% Variáveis de entrada reportadas por BATISTA (2000)

C(1)=[500]; % DQO afluente (mgDQO/L);

C(2)=[1,3125]; % vazão média afluente (L/h);

C(6)=[10,5]; % volume do reator (L);

FIGURA 9: Variáveis de entrada reportadas por BATISTA (2000)

As respostas obtidas com as simulações do modelo serão apresentadas no Capítulo 6 – Resultados e Discussão.

4.5.3. ARQUIVO DE FUNÇÃO M - MÉTODO DE RUNGE-KUTTA

Os métodos de integração de Runge-Kutta possuem diversas etapas para obtenção de maior ordem de aproximação, onde a variação da variável dependente no passo é obtida pela média ponderada de variações desta variável, calculadas com avaliações diferentes da função derivada (PINTO & LAGE, 2001).

O método de Runge-Kutta de 4ª ordem é, na grande maioria das vezes, a primeira tentativa usada para resolução de equações diferenciais ordinárias (HANSELMAN & LITTLEFIELD, 1999).

Estes métodos representam uma relação entre a ordem de aproximação e o número de estimativas da derivada da variável dependente (PINTO & LAGE, 2001).

Primeiramente foi usada a função *ode45* na simulação do modelo matemático desenvolvido, a qual possibilitou a resolução numérica das equações diferenciais ordinárias pelo método de Runge-Kutta de 4ª ordem no programa *Matlab* (HANSELMAN & LITTLEFIELD, 1999).

Posteriormente foram realizadas simulações com a aplicação das funções *ode23* e *ode15*, presentes também no programa *Matlab* para verificar possíveis variações na acuracidade do método, correspondentes ao método de Runge-Kutta de 1ª e 2ª ordens, que não apresentaram diferenças significativas em relação à *ode45*.

A Figura 10 apresenta um exemplo do arquivo genérico da função M – *ode45* com os dados de entrada para o modelo cinético tipo *Monod*.

```

% Arquivo genérico da função ode45 e dos dados de entrada para
% modelo cinético tipo Monod

C(1)=[ρin];      % DQO afluente (mgDQO/L);
C(2)=[Q];        % vazão média afluente (L/h);
C(3)=[α];        % amplitude decimal relativa da vazão (adimens.);
C(4)=[ω];        % frequência da variação da vazão (T-1);
C(6)=[v];        % volume do reator (L);
C(7)=[qmáx];    % velocidade específica máxima de utilização de
                  % substrato (mgDQO/mgSSV.h);
C(8)=[Ks];      % constante de saturação (mgDQO/L);
t = t;          % tempo (s);
global C;
[T X] = ode45(@reator,[t0 tf],y0);

```

FIGURA 10: Função *ode45* e dados de entrada - modelo cinético tipo *Monod*

onde:

T = vetor coluna correspondente à saída de dados no eixo x (tempo);

X = vetor coluna correspondente à saída de dados no eixo y (DQO);

ode45 = função relativa ao método de Runge-Kutta de 4ª ordem;

@reator = nome dado ao arquivo de comando M;

[t₀ t_f] = intervalo de valores para a variável tempo;

y₀ = condição inicial necessária para a resolução das ODES (adotado igual a 1);

global C = rotina para leitura das variáveis de entrada definidas pelo programa;

4.5.4. DADOS DE SAÍDA

Os dados de saída da função *ode45* foram apresentados por um vetor coluna T e por um vetor coluna X. O vetor T correspondia a uma lista de valores da variável t para a qual uma solução aproximada x era calculada (POLKING, 1995).

A variável de saída, representada pela variável x, correspondia a DQO ou a DBO efluente. Recebeu esta nomenclatura para possibilitar diferenciação em relação às outras variáveis (dados de entrada).

A Figura 11 apresenta um exemplo do arquivo de dados de saída para o modelo matemático simplificado, com os vetores coluna X e T que representavam a variação da DQO efluente ao longo do tempo, respectivamente.

```
% Variáveis de saída para o modelo matemático simplificado
>> reator2
>> T
T =
0
0.0008
0.0016
0.0024
0.0032
0.0072
>> X
X =
1.0000
1.0502
1.1005
1.1507
1.2010
1.4523
```

FIGURA 11: Variáveis de saída do modelo matemático simplificado
onde:

reator 2 = nome dado ao arquivo da função M e dos dados de entrada, o qual deve ser digitado no espaço de trabalho do *Matlab* para que o programa forneça os resultados.

4.5.5. GRÁFICOS

Desenvolveu-se uma rotina no programa *Matlab* que possibilitou a visualização dos dados de saída por meio de gráficos.

A Figura 12 apresenta um exemplo de rotina desenvolvida para visualização gráfica dos dados de saída.

```
% Rotina do modelo matemático simplificado  
plot (T,X);  
title('Variacao de DQOe x tempo (mg/L)');  
Xlabel('tempo (h)');  
Ylabel('DQOe (mg/L)')
```

FIGURA 12: Rotina para visualização gráfica dos dados de saída

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos com as simulações dos dados reportados por PAULA JR. (1992) e BATISTA (2000).

Deve-se ressaltar que, como o modelo matemático considera o reator UASB dividido em dois compartimentos, as curvas representadas por linhas mais finas correspondem ao 1º compartimento (base do manto de lodo) e àquelas representadas por linhas mais grossas correspondem ao 2º compartimento (camada superior do manto de lodo). No projeto foram analisadas as respostas gráficas obtidas para o 2º compartimento.

As simulações representadas através das Figuras 13 a 38 indicam a variação de DQO efluente ao longo do tempo. As Figuras 13 a 31 e 32 a 38 demonstram as simulações efetuadas para as variáveis de entrada de ρ_{afluente} , $\bar{Q}_{\text{afluente}}$ e v coletadas de BATISTA (2000) e PAULA JR. (1992), respectivamente. Os valores para os parâmetros cinéticos $q_{\text{máx}}$, K_s , K_0 e K_1 adotados nas simulações para os modelos cinéticos de *Monod*, ordem zero e primeira ordem variaram na faixa de valores de 0,01 a 10,0, com limite inferior baseado nos dados reportados por PAULA JR. (1992).

As Figuras 13, 14 e 15 apresentam o comportamento do modelo de um reator UASB não submetido à variação de vazão e submetido à variação de $\pm 30\%$ e $\pm 60\%$,

respectivamente. Foi possível notar que o modelo apresentou aumento de 27% na eficiência de remoção da DQO efluente ao longo do tempo, quando os valores adotados de $q_{\text{máx}}$ foram aumentados 10 vezes, ou seja, de 1,0 mgDQO/mgSSV.h a 10,0 mgDQO/mgSSV.h, obtendo-se DQO efluente de aproximadamente 360 mg/L a 370 mg/L. Comparando os erros experimentais do método para determinação da DQO com a amplitude de aproximadamente 10% para a saída do modelo, nessa faixa de DQO efluente, verificou-se variação inferior a 3% em relação a esse parâmetro, variação que, provavelmente, não é detectada em procedimentos experimentais.

FIGURA 13 Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de *Monod* e $\alpha = 0$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}}=500$ mg/L; $K_s=82$ mgDQO/L - ($q=q_{\text{máx}}$ =mgDQO/mgSSV.h)

A comparação das curvas das Figuras 13, 14 e 15 indica que o modelo responde corretamente ao regime permanente, Figura 13a, e a não permanente, Figuras 14 e 15 - curvas b e c. A amplitude na vazão de entrada de $\pm 30\%$ (curva b) provoca amplitude na saída de $\pm 7\%$; quando se aplica amplitude na entrada de $\pm 60\%$ (curva c), verifica-se que a saída varia de $\pm 12\%$. O modelo mostra, portanto, que o reator possui capacidade de amortecimento quase linear em relação à amplitude da variação da vazão de entrada*.

FIGURA 14: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de Monod e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ – ($q = q_{\text{máx}} = \text{mgDQO}/\text{mgSSV.h}$)

*Para o amortecimento ser linear era necessário que para incremento na amplitude de entrada de $\pm 30\%$ para $\pm 60\%$ a amplitude na saída deveria ser de $\pm 7\%$ para $\pm 14\%$ e não $\pm 12\%$.

FIGURA 15: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de *Monod* e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$ - ($q = q_{\text{máx}} = \text{mgDQO/mgSSV.h}$)

O modelo demonstrou que para pequenos valores de $q_{\text{máx}}$ a DQO efluente é aproximadamente igual a DQO afluente e que quando a DQO afluente é mantida constante não são observadas flutuações na DQO efluente, ou seja, o reator assemelha-se a um reservatório.

As Figuras 16, 17 e 18 apresentam variação da DQO efluente ao longo do tempo para as variações de vazão em $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ (dados de BATISTA, 2000) e valores de $q_{\text{máx}}$ iguais a $0,01 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$, $1,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ e $10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$, respectivamente.

Foi verificado que, ao longo do tempo, a eficiência na remoção da DQO afluente era aproximadamente a mesma para as sobrecargas impostas em cada caso de variação do valor de $q_{\text{máx}}$. Paralelamente foi notado que o modelo responde ao aumento no valor desse parâmetro, com obtenção de maior eficiência na remoção da

DQO afluente, pois a DQO efluente resultou em aproximadamente 485 mgDQO/L e 365 mgDQO/L para $q_{\text{máx}}$ igual a 1,0 mgDQO/mgSSV.h e 10,0 mgDQO/mgSSV.h, respectivamente.

FIGURA 16: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\text{máx}} = 0,01$ mgDQO/mgSSV.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – DQO_{afluente}=500 mg/L; K_s =82 mgDQO/L

FIGURA 17: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de *Monod* e $q_{\max} = 1,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $\text{DQO}_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$

FIGURA 18: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de *Monod* e $q_{\max} = 10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $\text{DQO}_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$

As Figuras 19, 20 e 21 demonstram a variação da DQO efluente ao longo do tempo com variação do parâmetro cinético K_s em 0 mgDQO/L (ordem zero), 41 mgDQO/L e 164 mgDQO/L, respectivamente. Na Figura 19 não foi notada remoção da DQO afluente ao longo do tempo, que permaneceu praticamente constante e igual à DQO afluente, indicando que o modelo é mais sensível a $q_{\max}$ e, provavelmente, que esse parâmetro deva ser ajustado ao se aplicar o modelo a caso real. Pela comparação entre as Figuras 19, 20 e 21 foi possível verificar a influência de K_s na remoção da DQO afluente, pois foram indicados maiores eficiências com aumento de $q_{\max}$ e diminuição de K_s .

FIGURA 19: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de Monod e $q_{\max} = 0,01$ mgDQO/mgSSV.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500$ mg/L; $K_s = (\text{mgDQO/L})$

FIGURA 20: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de *Monod* e $q_{máx} = 1,0$ mgDQO/mgSSV.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afuente} = 500$ mg/L; $K_s = (mgDQO/L)$

FIGURA 21: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de *Monod* e $q_{máx} = 10,0$ mgDQO/mgSSV.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afuente} = 500$ mg/L; $K_s = (mgDQO/L)$

As Figuras 22, 23 e 24 apresentam o comportamento do modelo de um reator UASB não submetido à variação de vazão e submetido a variações de $\pm 30\%$ e $\pm 60\%$, respectivamente, para o modelo cinético de ordem zero e K_0 variando na faixa de 0,01 mgDQO/L.h a 10,0 mgDQO/L.h. Em todas as figuras foi possível notar a influência da variação da vazão na eficiência de remoção da DQO ao longo do tempo, com resultados médios praticamente iguais.

O modelo responde ao aumento de K_0 indicando maior remoção da DQO afluente, ou seja, maior degradação do substrato pelos microrganismos com o aumento de K_0 .

FIGURA 22: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = 0$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente}=500$ mg/L; ($k_0=K_0=mgDQO/L.h$)

FIGURA 23: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; ($k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h}$)

FIGURA 24: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; ($k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h}$)

As Figuras 25, 26 e 27 representam a variação da DQO efluente ao longo do tempo com variação da vazão em $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ e valores de K_0 iguais a 0,01 mgDQO/L.h, 1,0 mgDQO/L.h e 10,0 mgDQO/L.h, respectivamente.

A eficiência na remoção da DQO afluente ao longo do tempo foi aproximadamente nula e igual às variações de vazão impostas para K_0 igual a 0,01 mgDQO/L.h, conforme mostra a Figura 25. A comparação entre os valores de eficiência para remoção da DQO afluente nas Figuras 25 e 26 permite observar a influência do aumento de K_0 no modelo, o que indica a possibilidade de maior degradação do substrato pelos microrganismos e maior capacidade de amortecimento às variações de vazão impostas.

FIGURA 25: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0=0,01$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afluente}=500$ mg/L;

FIGURA 26: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0=1,0$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}}=500$ mg/L;

FIGURA 27: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0=10,0$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}}=500$ mg/L;

As Figuras 28, 29 e 30 indicam o comportamento de um reator UASB não submetido à variação de vazão e submetido à variação de $\pm 30\%$ e $\pm 60\%$, respectivamente, para modelo cinético de primeira ordem e variação de K_1 na faixa de $0,01 \text{ h}^{-1}$ a $10,0 \text{ h}^{-1}$.

Foi verificada limitação na aplicação dos valores das constantes cinéticas K_1 , pois o modelo apresentou respostas coerentes apenas para valores de K_1 inferiores a $0,1 \text{ h}^{-1}$ (Figuras 27, 28 e 29). Os valores obtidos de DQO efluente foram praticamente iguais e variaram na faixa de 40 mg/L a 50 mg/L .

FIGURA 28: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = 0$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{efluente}} = 500 \text{ mg/L}$; ($k_1 = K_1 = \text{h}^{-1}$)

FIGURA 29: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; ($k_1 = K_1 = h^{-1}$)

FIGURA 30: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 500 \text{ mg/L}$; ($k_1 = K_1 = h^{-1}$)

A Figura 31 apresenta variação de DQO efluente ao longo do tempo com variações de vazão de $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ e K_1 igual a $0,01 \text{ h}^{-1}$. Foi verificado que a eficiência na remoção da DQO afluente foi aproximadamente a mesma para as variações de vazão impostas e iguais à faixa de 422 mg/L a 428 mg/L.

FIGURA 31: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de primeira ordem e $K_1=0,01 \text{ h}^{-1}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $\text{DQO}_{\text{afluente}}=500 \text{ mg/L}$;

Simulações efetuadas para o modelo de um reator UASB com dados reportados por PAULA JR. (1992), não submetido à variação de vazão e submetido a variações de vazão de $\pm 30\%$ e $\pm 60\%$, respectivamente, apresentaram respostas semelhantes àsquelas obtidas em simulações efetuadas com dados de BATISTA (2000).

A Figura 32 indica que, submetido à variação de vazão de $\pm 30\%$, um reator UASB praticamente amortece toda flutuação imposta, mesmo quando a DQO afluente corresponde a 1780 mgDQO/L, ou seja, aproximadamente o dobro da DQO aplicada nas simulações efetuadas por BATISTA (2000).

FIGURA 32: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de *Monod* e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}}=1780$ mg/L; $K_s=82$ mgDQO/L – ($q=q_{\text{máx}}=\text{mgDQO}/\text{mgSSV.h}$)

A Figura 33 apresenta o comportamento de um reator UASB submetido a variações de vazão de $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ e $q_{\text{máx}}$ igual a 10,0 mgDQO/mgSSV.h., com uso na simulação, do modelo cinético de *Monod*. Foi possível verificar que, mesmo submetido a variações senoidais diferentes, o modelo apresentou concentrações de DQO efluente aproximadamente iguais a 1470 mgDQO/L. Foram efetuadas outras simulações com variação de $q_{\text{máx}}$ para essas variações de vazão, as quais apresentaram resultados similares àqueles previamente citados por BATISTA (2000).

FIGURA 33: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de *Monod* e $q_{\max} = 10,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $\text{DQO}_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$; $K_s = 82 \text{ mgDQO/L}$

O reator UASB foi submetido a variação do parâmetro cinético K_s em 0 mgDQO/L , 41 mgDQO/L e 164 mgDQO/L . A Figura 34 permite notar a maior eficiência desse reator quando foi adotado menor valor para K_s e maior valor para $q_{\max}$, sugerindo sua escolha como parâmetro de ajuste do modelo. A comparação entre as Figuras 21 e 33 revela similaridade entre respostas obtidas entre os dados de BATISTA (2000) e PAULA JR. (1992), respectivamente.

FIGURA 34: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de *Monod* e $q_{máx} = 10,0$ mgDQO/mgSSV.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afuente} = 1780$ mg/L; ($K_s = K_s = \text{mgDQO/L}$)

Com os dados de PAULA JR. (1992) foi simulado o comportamento de um reator UASB submetido à variação de vazão de $\pm 60\%$ e K_0 variando na faixa de 0,01 mgDQO/L.h a 10,0 mgDQO/L.h. A Figura 35 mostra a influência da variação da vazão na eficiência de remoção da DQO afluente ao longo do tempo. Os resultados obtidos por esse autor são praticamente iguais àqueles obtidos por BATISTA (2000). O aumento de K_0 acarretou maior degradação do substrato por microrganismos, conforme esperado.

FIGURA 35: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de ordem zero e $\alpha = \pm 60\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$ – ($k_0 = K_0 = \text{mgDQO/L.h}$)

A Figura 36 apresenta a variação da DQO efluente ao longo do tempo, com variação da vazão em $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ e k_0 igual a $1,0 \text{ mgDQO/L.h}$.

Apesar da baixa eficiência na remoção da DQO afluente, verificou-se que as variações de vazão impostas não alteraram o comportamento do reator, o qual apresentou DQO efluente aproximadamente igual a 1750 mg/L .

FIGURA 36: Variação de DQO efluente ao longo do tempo para modelo cinético de ordem zero e $K_0 = 1,0$ mgDQO/L.h (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780$ mg/L

A Figura 37 indica a variação da DQO efluente ao longo do tempo, resultante da variação de vazão de $\pm 30\%$ e K_1 variando na faixa de $0,01\text{h}^{-1}$ a $10,0\text{h}^{-1}$. Verificou-se que o modelo apresentou limitações físicas para remoção da DQO afluente, pois quando foram aplicados valores para K_1 superiores a $0,1\text{h}^{-1}$ a DQO efluente resultou em valores negativos. A DQO efluente obtida quando foram aplicados valores para K_1 inferiores e iguais a $0,1\text{h}^{-1}$ correspondeu aproximadamente a 1300 mg/L.

FIGURA 37: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de primeira ordem e $\alpha = \pm 30\%$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{\text{afluente}} = 1780 \text{ mg/L}$

A Figura 38 indica o comportamento da DQO efluente ao longo do tempo com variações de vazão de $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ e K_1 igual a $0,01 \text{ h}^{-1}$. Observou-se novamente pequena flutuação na DQO afluente indicada pelo modelo dificilmente detectada por exames laboratoriais.

FIGURA 38: Variação de DQO efluente ao longo do tempo - modelo cinético de primeira ordem e $K_1 = 0,01h^{-1}$ (linhas finas – saída do manto de lodo; linhas grossas – saída do reator) – $DQO_{afiuente} = 1780$ mg/L

Através de cálculos efetuados com dados de PAULA JR. (1992) para obtenção de eficiência de 98% na remoção da DQO afluente, verificou-se que o valor para um K_{1obs} correspondente ao modelo cinético de primeira ordem era igual a $1,872 h^{-1}$, ou seja, maior que o reportado na literatura por ZAIAT (1996) e CABRAL (2000). Dessa maneira vale ressaltar a importância em realizar ajustes dos parâmetros cinéticos $q_{máx}$, K_s , K_0 e K_1 em relação àqueles normalmente reportados para que possam ser obtidos resultados mais realistas.

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

O modelo matemático simplificado desenvolvido para reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) submetidos a variações cíclicas diárias de cargas orgânicas e hidráulicas indicou as seguintes conclusões:

- comparando os erros experimentais do método para determinação da DQO, aproximadamente 10% no total, com a amplitude obtida para a saída do modelo para DQO efluente de aproximadamente 360 mg/L a 370 mg/L, verificou-se variação inferior a 3% em relação a esse parâmetro. Essa variação não será facilmente detectada nos procedimentos experimentais (STANDARD METHODS, 1998);
- o modelo indica a capacidade do reator em amortecer as variações impostas de vazão, uma amplitude na vazão de entrada de $\pm 30\%$ provoca amplitude na saída de $\pm 7\%$, enquanto que, amplitude na vazão de entrada de $\pm 60\%$ provoca amplitude na saída de $\pm 12\%$ (dados de BATISTA, 2000);
- o modelo indicou que, para pequenos valores de $q_{\text{máx}}$, a DQO efluente é aproximadamente igual à DQO afluente;

- o parâmetro cinético $q_{\text{máx}}$ provavelmente deva ser o parâmetro de ajuste do modelo matemático em aplicações de casos reais devido à maior sensibilidade do modelo a esse parâmetro quando comparado com o parâmetro cinético K_s ;
- os resultados obtidos com as simulações, para os casos sem variação de vazão e com variações de $\pm 30\%$ e $\pm 60\%$, modelo cinético de ordem zero e K_0 variando na faixa de 0,01 mgDQO/L.h a 10,0 mgDQO/L.h, foram praticamente iguais;
- limitação na aplicação dos valores das constantes cinéticas K_1 variando na faixa de 0,01 h⁻¹ a 10,0 h⁻¹, quando foram efetuadas simulações sem variação de vazão e com variações de $\pm 30\%$ e $\pm 60\%$ para modelo cinético de primeira ordem. O modelo apresentou respostas coerentes apenas para valores de K_1 inferiores a 0,1 h⁻¹.

Através de comparações entre os resultados obtidos com o modelo cinético de *Monod*, modelo cinético de ordem zero e modelo cinético de primeira ordem para os estudos com dados de PAULA JR. (1992) e de BATISTA (2000), concluiu-se que:

- O modelo cinético de primeira ordem apresentou melhor ajuste a resultados usuais de DQO afluente para as simulações em que não foram aplicadas variações de vazão e os valores de K_1 eram iguais a 0,01h⁻¹ e 0,1 h⁻¹ no estudo com dados de BATISTA (2000) e quando K_1 era igual a 0,01 h⁻¹ no estudo com dados de PAULA JR. (1992). O mesmo comportamento foi verificado quando foram aplicadas variações de vazão de $\pm 30\%$ e de $\pm 60\%$;

- O modelo cinético de ordem zero apresentou melhor ajuste na remoção da DQO afluente para as simulações em que não foram aplicadas variações de vazão e os valores de K_0 eram iguais a 1,0 mgDQO/L.h e 10,0 mgDQO/L.h. Para variações de vazão de $\pm 30\%$ e de $\pm 60\%$ os resultados obtidos foram semelhantes àqueles obtidos quando não houve variação de vazão;
- O modelo matemático respondeu à variações de vazão de $\pm 20\%$, $\pm 40\%$ e $\pm 50\%$ impostas nas simulações ao modelo cinético de primeira ordem para valores de K_1 inferiores ou iguais a $0,01 \text{ h}^{-1}$;
- Os resultados obtidos com as simulações sugeriram que o modelo indicou maior capacidade de amortecimento a variações de vazão em até $\pm 40\%$ para $q_{\text{máx}}$ menor que $1,0 \text{ mgDQO/mgSSV.h}$, mesmo apresentando queda na eficiência de remoção da DQO afluente, conforme reportado por PAULA JR. (1992), OLIVA (1997) e BATISTA (2000).

Sugere-se:

- simulações do equacionamento de balanço de massa desenvolvido para modelo hidrodinâmico tubular ideal de um reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) no modelo matemático, com o objetivo de comparar os resultados com àqueles obtidos para o equacionamento de balanço de massa para modelo hidrodinâmico de mistura completa;
- adimensionalização do equacionamento desenvolvido para simplificar os possíveis problemas de interpretação em sistemas com unidades diferentes e possibilitar o agrupamento dos parâmetros do modelo;
- a avaliação do desempenho de um reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), em escala piloto, no tratamento de esgoto sanitário. Esse reator deverá ser submetido a variações cíclicas diárias de carga orgânica e hidráulica para que os resultados experimentais obtidos possam ser aplicados na validação do modelo matemático simplificado desenvolvido e comparados com o modelo ADM 01 (*Anaerobic Digestion Model 01*) proposto pela International Water Association (IWA);
- multiplicação do termo referente à concentração de microrganismos (mgSSV/L) no termo de reação do equacionamento do balanço de massa;
- validação do modelo matemático simplificado através da aplicação dos dados de OLIVA (1997) em simulações;

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARSOV, R. *et al.* (1999). Two-phase anaerobic technology for domestic wastewater treatment at ambient temperature. *Water Science and Technology*, v.39, n.8, p.115-122.
- BATISTA, K.B. (2000). *Resposta dinâmica dos reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) submetidos a cargas senoidais*. São Carlos. 132p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- BATSTONE, D. *et al.* (1997). Model development and full-scale validation for anaerobic treatment of protein and fat based wastewater. *Water Science Technology*, v.36, n.6-7, p.423-431.
- BATSTONE, D. *et al.* (2001). The IWA anaerobic digestion model. In: CONGRESS ON ANAEROBIC DIGESTION, 9., Belgium, 2-6/setembro, *Proceedings*. Antwerp, later papers (unpublished).
- BEHLING, E. *et al.* (1997). Domestic wastewater treatment using a UASB reactor. *Bioresource Technology*, v.61, n.61, p.239-245, novembro.
- BOLLE, W. L. *et al.* (1986). An integral dynamic model for the UASB reactor. *Biotechnology and bioengineering*, v.28, p.1621-1636, dezembro.

- BUTLER, D., FRIEDLER, E., GATT, K. (1995). Characterizing the quantity and quality of domestic wastewater inflows. *Water Science and Technology*, v.31, n.7, p.13-24.
- BRITO, A.; MELO, L. (1997). A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors. *Environmental technology*, v.18, p.35-44, setembro.
- CABRAL, A.K.A. (2000). *Avaliação do desempenho e estabilidade de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) submetido ao aumento progressivo na concentração de matéria orgânica afluyente e a cargas de choque orgânicas*. São Carlos. 92p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CAMPOS, H.M, VON SPERLING, M. (1996). Estimation of domestic wastewater characteristics in a developing country based on socio-economic variables. *Water Science and Technology*, v.34, n.3/4, p.71-77.
- CASTILLO, A.; LLABRES, P.; MATA-ALVAREZ, J. (1999). A kinetic study of a combined anaerobic-aerobic system for treatment of domestic sewage. *Water research*, v.33, n.7, p.1742-1747, setembro.
- CHEN, S.D. *et al.* (1996). Treatment of high-nitrate wastewater by biological methods – operational characteristics study. *Water Science and Technology*, v.34, n.1/2, p.269-276.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1997). *Reatores anaeróbios*. 1.ed. Belo Horizonte, DESA/ UFMG. Cap5., p.156.
- CHUA, H. *et al.* (1997). Responses of anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings. *Bioresource Technology*, v.61, p.79-83, março.

- EDGEHILL, R.U. (1998). Mathematical analysis of trickling filter response to pentachlorophenol shock load. *Biochemical Engineering Journal*, n.3, p.55-60, dezembro.
- EL-FARHAN, M. H.; SHIEH, W. K. (1999). Overloading responses of a glucosed-fed anaerobic fluidized bed reactor. *Biochemical Engineering Journal*, v.3, p.17-23, outubro.
- FORESTI, E. *et al.* (1999). Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J.R., coord. *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro, ABES/ Projeto PROSAB. Cap2., p.29-52.
- GIMENEZ, J.R. *et al.* (2001). Physical modeling of an upflow anaerobic sludge blanket reactor: near field study. In: CONGRESS ON ANAEROBIC DIGESTION, 9., Belgium, 2-6/setembro, *Proceedings*. Antwerp, Technologisch Instituut vzw. p.693-698.
- HAMODA, M. F.; AL-SHAREKH, H. A. (1999). Sugar wastewater treatment with aerated fixed-film biological systems. *Water Science Technology*, v.40, n.1, p.313-321.
- HAMMER, M.J. (1979). *Sistemas de abastecimento de água e esgotos*. Rio de Janeiro, Livros Técnicos e Científicos. Cap.9, p.328-345: Vazões e características dos esgotos.
- HANAI, F.Y. (1997). *Caracterização qualitativa e quantitativa de esgotos sanitários*. São Carlos. 235p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- HANISCH, W.S.; PIRES, E.C. (1996). Modelagem hidrodinâmica de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB). In: SIMPÓSIO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITÁRIA, México. Cidade do México, CD-ROM - AIDIS.
- HANSELMAN, D.; LITTLEFIELD, B. (1999). *MATLAB® 5: versão do estudante*. Guia do usuário. São Paulo, Makron Books.
- HEALTH EDUCATION SERVICE. (sd.). *Manual of instruction for sewage treatment plant operators*. New York, Albany. Cap.1, p.1-14: Sewage.
- LABIB, F. *et al.* (1993). Mathematical modeling of an anaerobic butyrate degrading consortia: Predicting their response to organic overloads. *Environmental Science Technology*. v.27, p.2673-2684.
- LETTINGA, G. (1996). ANAEROBIC WASTEWATER TREATMENT. SEMINÁRIO INTERNACIONAL – TENDÊNCIAS NO TRATAMENTO SIMPLIFICADO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS E INDUSTRIAIS, Belo Horizonte, Minas Gerais.
- MARSILI-LIBELLI, S.; BENI, S. (1996). Shock load modelling in the anaerobic digestion process. *Ecological modeling*, v.84, n.84, p.215-232, junho.
- MATSUMOTO, T. (1994). *Scale-up de reatores anaeróbios de fluxo ascendente de manta de lodo (UASB) estudo hidrodinâmico de variação escalar de altura do reator*. São Carlos. 110p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MENDONÇA, L.C.; MENDONÇA, S.R. (2000). Características de las aguas residuales. In: MENDONÇA, S.R. *et al.* *Sistemas de Lagunas de Estabilización*. Colômbia, McGrawHill. Cap.1, p.5-17.

- MERKEL, W. *et al.* (1996). New strategies for estimating kinetic parameters in anaerobic wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, v. 34, n.5/6, p.393-401.
- METCALF & EDDY, INC. (1991). *Wastewater Engineering – treatment, disposal and reuse*. 3. ed. Estados Unidos, McGraw-Hill. Cap.2, p.29-46. / Cap.3, p.47-119.
- MITRA, I.N., SENGUPTA, A.K., KUGELMAN, I.J. (1998). Improving stability of anaerobic biological reactors using composite ion exchangers. *Water Science and Technology*, v.38, n.8-9, p.369-376.
- NEGULESCO, M. (1985). *Municipal waste water treatment*. Amsterdam, Elsevier.
- OLIVA, L.C.H.V. (1997). *Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB): protótipo - desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas*. São Carlos. 218p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- ORHON, D. *et al.* (1997). Characterization and COD fractionation of domestic wastewaters. *Environmental Pollution*, v.95, n.2, p.191-204, setembro.
- PALENZUELA-ROLLON, A. *et al.* (2001). Treatment of fish processing wastewater in a one or two step upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. In: CONGRESS ON ANAEROBIC DIGESTION, 9., Belgium, 2-6/setembro, *Proceedings*. Antwerp, Technologisch Instituut vzw. p.323-328.

- PAULA JR, D.R. (1992). *Toxicidade em reatores de manta de lodo (UASB): efeitos do aumento progressivo na concentração inicial de sulfeto*. São Carlos. 235p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PAULA JR., D.R.; FORESTI, E. (1992). Kinetics studies on a UASB reactor subjected to increasing COD concentration. *Water Science and Technology*, v. 25, p.103-111.
- PINTO, J.C.; LAGE, P.L. (2001). *Métodos numéricos em problemas de engenharia química*. Rio de Janeiro. E-papers Serviços Editoriais.
- PIRES, E. C. *et al.* (2001). Dynamic behaviour of UASB reactors submitted to cyclical loads. In: CONGRESS ON ANAEROBIC DIGESTION, 9., Belgium, 2-6/setembro, *Proceedings*. Antwerp, Technologisch Instituut vzw. p.219-221.
- POLKING, J.C. (1995). *Ordinary Differential Equation – using MATLAB*. New Jersey. Prentice-Hall.
- SPEECE, R.E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Nashville, Tennessee. Archae Press.
- STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1998). 20.ed. Amer. Public Health Association/American Water Works Association, Water Environment Federation. Washington, D.C., USA, 1134p.

- TORRES, P. (1992). *Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários*. São Carlos. 185p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- THOMAS, M.V. & NORDSTEDT, R.A. (1993). Generic anaerobic digestion model for the simulation of various reactor types and substrates. *American society of agricultural engineering*, v.36, n.2, p.537-544, março/abril.
- YOUNG, H. W. (1985). Hydraulic characteristics of packed bed reactors. 109p. Tese (PhD) – University of Arkansas.
- ZAIAT, M. (1996). Desenvolvimento de reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) para tratamento de águas residuárias. São Carlos. 157p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

8. APÊNDICES

APÊNDICE 1 - BALANÇO DE MASSA PARA REATOR TIPO TUBULAR IDEAL

Foram adotadas considerações para o desenvolvimento do equacionamento matemático simplificado do balanço de massa para o reator UASB isotérmico, com modelo hidrodinâmico de escoamento contínuo tipo tubular ideal e equações cinéticas apenas para remoção de DQO e DBO, que resultaram em:

$$\begin{aligned} (entra) - (sai) \pm (reage) &= (acumula) \\ (M_{in}) - (M_{out}) + (M_c) &= \left(\frac{dM}{dt} \right) \end{aligned} \quad (1)$$

onde:

(M_{in}) = taxa de massa introduzida no volume do reator (MT^{-1} ; kg/s);

(M_{out}) = taxa de massa retirada do volume do reator (MT^{-1} ; kg/s);

(M_c) = taxa de consumo no volume de controle (MT^{-1} ; kg/s);

(M) = massa de substrato no volume de controle (M; kg);

As equações de (2) a (5) correspondem à taxa de massa introduzida através da superfície de controle do reator, taxa de massa retirada através da superfície de

controle do reator, taxa de consumo no volume de controle do reator e massa do volume de controle do reator, respectivamente.

$$(M_{in}) = \int_{SC} \rho_{in} \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (2)$$

$$(M_{out}) = \int_{SC} \rho_{out} \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (3)$$

$$(M_c) = \int_{VC} M_t \cdot dv \quad (4)$$

$$\left(\frac{dM}{dt} \right) = \frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_{out} \cdot dv \quad (5)$$

onde:

ρ_{in} = massa específica do afluente (M.L⁻³; kg/m³);

ρ_{out} = massa específica do efluente (M.L⁻³; kg/m³);

$\vec{V}$ = velocidade do escoamento através da superfície de controle (M.L⁻¹; m/s);

A = área do reator (L²; m²);

v = volume do reator (L³; m³);

M_t = massa de subs. gerada/consumida por unidade de volume (M.L⁻³; kg/m³);

t = tempo (s);

Substituindo as equações de (2) a (5) na equação (1), obtém-se:

$$\int_{SC} \rho \cdot \vec{V} \cdot d\vec{A} + \int_{VC} M_t \cdot dv = \frac{d}{dt} \int_{VC} \rho \cdot dv \quad (6)$$

Foram realizados o desenvolvimento e algumas simplificações para o 1º termo da equação (6), os quais correspondem as equações de (7) a (10).

Apêndices

$$\int_{SC} \rho \cdot \vec{V} \bullet dA = \int_{A_{in}} \rho \cdot \vec{V} \bullet dA + \int_{A_{out}} \rho \cdot \vec{V} \bullet dA \quad (7)$$

então:

$$\int_{SC} \rho \cdot \vec{V} \bullet dA = \int_{A_{in}} C_{A_{in}} \cdot \vec{V} \bullet dA + \int_{A_{out}} C_{A_{out}} \cdot \vec{V} \bullet dA \quad (8)$$

simplificando obteve-se:

$$\int_{SC} \rho \cdot \vec{V} \bullet dA = C_{A_{in}} \cdot A_{in} \cdot V_{in} - C_{A_{out}} \cdot A_{out} \cdot V_{out} \quad (9)$$

Para fluidos incompressíveis sem superfície livre, considerou-se:

$$V_{in} \cdot A_{in} = V_{out} \cdot A_{out} = q$$

Para velocidade uniforme e volume constante, obtém-se:

$$\int_{SC} \rho \cdot \vec{V} \bullet dA = (C_{A_{in}} - C_{A_{out}}) \cdot q \quad (10)$$

O desenvolvimento do 2º termo da equação (VI), está representado pelas equações de (XI) a (XII).

$$\int_{VC} M \cdot dv = \int_0^L r(x) \cdot A_r \cdot dx \quad (11)$$

$$dv = A_r \cdot dx \quad (12)$$

onde:

$r(x)$ = termo cinético dependente do tipo de modelo cinético que foi empregado.

A_r = seção transversal do reator, considerada constante (L^2 ; m^2);

Apêndices

então:

$$\int_{VC} M \cdot dv = A_r \cdot \int_0^L r(x) \cdot dx \quad (13)$$

O desenvolvimento do 3º termo da equação (6) está representado pelas equações de (14) a (15).

$$\frac{d}{dt} \cdot \int_{VC} \rho \cdot dv = \frac{d}{dt} \cdot \int_0^L C(x) \cdot A_r \cdot dx \quad (14)$$

$$\frac{d}{dt} \cdot \int_{VC} \rho \cdot dv = A_r \cdot \frac{d}{dt} \cdot \int_0^L C(x) \cdot dx \quad (15)$$

Substituindo as equações (10), (12) e (15) na equação (6), obteve-se:

$$(C_{Aim} - C_{Aout}) \cdot q + A_r \int_0^L r(x) \cdot dx = A_r \cdot \frac{d}{dt} \cdot \int_0^L C(x) \cdot dx \quad (16)$$

com $C_{Aout} = C(L)$

A variável x pode ser substituída pela variável tempo através de sua relação com a velocidade de escoamento, com:

$$x = V_e \cdot t \quad (17)$$

e:

$$V_e = \frac{q}{A_r} \quad (18)$$

A substituição da equação (18) na equação (17), resulta em:

$$dx = \frac{q}{A_r} \cdot t \quad (19)$$

Apêndices

Com isso os limites de integração resultaram em:

$$x = 0 \Rightarrow \frac{q}{A_r} \cdot t = 0 \quad (20)$$

$$x = L \Rightarrow \frac{q}{A_r} \cdot \theta = L \quad (21)$$

E finalmente:

$$C_{Aim} - C_A \cdot \left(\frac{q}{A_r} \cdot \theta \right) + \int_0^{\frac{q}{A_r} \theta} r \cdot \left(\frac{q}{A_r} \cdot t \right) \cdot dt = \frac{d}{dt} \int_0^{\frac{q}{A_r} \theta} C \left(\frac{q}{A_r} \cdot t \right) \cdot dt \quad (22)$$

APÊNDICE 2 – FLUXOGRAMA DO MODELO MATEMÁTICO