

JULIANA SEIXAS PILOTTO

**CONTRIBUIÇÕES PARA MODELAGEM MATEMÁTICA
DO COMPORTAMENTO DOS TANQUES SÉPTICOS
PARA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

**Orientador: Prof. Daniel Costa dos Santos,
Dr.**

CURITIBA

2004

JULIANA SEIXAS PILOTTO

**CONTRIBUIÇÕES PARA MODELAGEM MATEMÁTICA
DO COMPORTAMENTO DOS TANQUES SÉPTICOS
PARA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

**Orientador: Prof. Daniel Costa dos Santos,
Dr.**

CURITIBA

2004

AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador, Daniel Costa dos Santos, que sempre me incentivou e acreditou no meu potencial para realizar este trabalho, estando sempre à disposição.

Ao Professor Eduardo Cleto Pires pela sua gentileza e cordialidade nas minhas duas visitas à São Carlos. Obrigado pela disponibilidade em me receber.

Ao Professor Cristóvão Fernandes e à Professora Maria Cristina Braga pelos seus esforços na busca do aprimoramento do nosso curso de Mestrado.

Ao Professor Anselmo Chaves Neto pela ajuda estatística e paciência em me receber.

Aos meus professores do mestrado que foram fundamentais para a conclusão deste trabalho.

Aos amigos da sala de estudos, em especial aos colegas Rosilete Busato e Dalton Lucio Brasil Pereira Filho.

À minha família, Pai, Mãe, Angela e Bernardo, que sempre me incentivaram e me apoiaram ao longo da realização deste trabalho.

Às minhas queridas “irmãs” (SADS), pelas palavras de incentivo e carinho. Em especial a Fabiola e a Maria Cristina pelas ajudas relâmpagos.

A CAPES pelo incentivo financeiro.

A todos que direta ou indiretamente colaboraram para a elaboração deste trabalho.

“Você vê coisas e diz: Por que?;
mas eu sonho coisas que nunca existiram e digo:
Por que não?”
George Bernard Shaw

“Experiência não é o que acontece com um homem;
é o que um homem faz com o que lhe acontece.”
Aldous Huxley

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	ix
LISTA DE TABELAS	xii
LISTA DE QUADROS	xv
LISTA DE SIGLAS	xvi
LISTA DE SÍMBOLOS	xvii
RESUMO	xx
ABSTRACT	xxi
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVOS.....	5
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	6
3.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE OS TANQUES SÉPTICOS	6
3.2 HISTÓRICO DOS TANQUES SÉPTICOS.....	7
3.3 DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS OCORRENTES NO TANQUE SÉPTICO	8
3.3.1 Considerações Iniciais.....	8
3.3.2 Abordagem sobre os Processos Bioquímicos.....	12
3.3.2.1 Digestão anaeróbia	12
3.3.2.1.1 Considerações iniciais	12
3.3.2.1.2 Fases do processo de digestão anaeróbia	15
3.3.2.2 Cinética das reações	25
3.3.2.3 Cinética da digestão anaeróbia	28
3.3.2.3.1 Crescimento bacteriano	28
3.3.2.3.2 Crescimento de substrato limite	29
3.3.2.3.3 Crescimento bacteriano e Utilização do substrato	30
3.3.2.4 Balanço de Massa.....	40
3.3.2.5 Tipos de reatores.....	43
3.3.2.5.1 Fluxo em pistão	44
3.3.2.5.2 Mistura completa	47
3.3.2.5.3 Fluxo disperso	51
3.3.2.5.4 Células em série.....	58

3.3.2.5.5 Células em paralelo	59
3.3.3 Fenômenos Físicos	61
3.3.3.1 Sedimentação discreta	61
3.3.3.2 Sedimentação flocculenta.....	64
3.3.3.3 Sedimentação zonal	65
3.3.3.4 Sedimentação por compressão	65
3.4 DESINFECÇÃO EM TANQUES SÉPTICOS	66
3.5 EQUACIONAMENTO PRÁTICO PARA DIMENSIONAMENTO DE TANQUES SÉPTICOS	73
3.5.1 De acordo com a Norma Brasileira 7229/93	73
3.5.2 De acordo com Andrade Neto et al. (1999 ^b)	76
3.5.3 De acordo com Norma Americana (1995)	79
3.5.4 De acordo com All Septic System Information Website	80
3.5.5 De acordo com Norma Inglesa (1979)	81
3.5.6 De acordo com a Norma Australiana (1995).....	81
3.6 CONFIGURAÇÃO, CONSTRUÇÃO, OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO DOS TANQUES SÉPTICOS	82
3.6.1 Configuração dos Tanques Sépticos.....	82
3.6.2 Construção de Tanques Sépticos	85
3.6.3 Operação e Manutenção dos Tanques Sépticos	86
3.7 EXPERIÊNCIA BRASILEIRA NA AVALIAÇÃO DE TANQUES SÉPTICOS .	87
3.7.1 Oliveira (1983)	87
3.7.2 Vieira e Além Sobrinho (1983 ^{a e b})	87
3.7.3 Said e Além Sobrinho (1989).....	88
3.7.4 Andrade Neto et al (2000)	90
3.7.5 Valentim et al. (2003).....	91
3.8 MODELAGEM DE PROCESSOS ANAERÓBIOS	92
3.8.1 Pawlowsky et al. (1983)	93
3.8.2 Jeyaseelan (1997)	93
3.8.3 Masse e Droste (2000).....	96
3.8.4 Keshtkar et al. (2003)	97
4 METODOLOGIA.....	101

4.1 DEFINIÇÃO E DESENVOLVIMENTO DAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS PARA AVALIAR A ADERÊNCIA DO COMPORTAMENTO DE TANQUES SÉPTICOS AOS MODELOS MATEMÁTICOS	101
4.1.1 Definição das Configurações dos Tanques Sépticos	101
4.1.2 Definição dos Modelos Hidráulicos	102
4.1.3 Definição dos Parâmetros de Modelagem	104
4.1.4 Coleta e Tabulação dos Dados Bibliográficos: Estudo 1, 2 e 3	105
4.1.4.1 Estudo 1	105
4.1.4.2 Estudo 2	109
4.1.4.3 Estudo 3	112
4.1.5 Definição e Desenvolvimento de Simulações Prospectivas	115
4.1.5.1 Definição das simulações prospectivas	115
4.1.5.2 Desenvolvimento das simulações prospectivas	119
4.2 DEFINIÇÃO E DESENVOLVIMENTO DAS SIMULAÇÕES DA APLICABILIDADE DE TANQUES SÉPTICOS PARA OBTENÇÃO DE MAIOR EFICIÊNCIA PARA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA	120
5 RESULTADOS, DISCUSSÕES E DEFINIÇÃO DO MODELO	121
5.1 RESULTADO DAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS	121
5.1.1 Valores de K estimados para a configuração TU1 em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 1 e 2	121
5.1.2 Valores de K estimados para a configuração TU2 em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 1 e 2	123
5.1.3 Valores de K estimados para a configuração TS em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 1 e 2	125
5.1.4 Valores de K estimados para a configuração TSP em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 3	127
5.2 DISCUSSÕES	128
5.2.1 Discussões sobre os Valores de K	128
5.2.1.1 Discussão por família de simulações	129
5.2.1.1.1 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU1, estudo 1, família de simulações 1 – 8 (tabela 39), 9 – 16 (tabela 40) e 17 – 24 (tabela 41)...	129
5.2.1.1.2 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU1, estudo 2, família de simulações 25 – 32 (tabela 42)	131
5.2.1.1.3 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU2, estudo 1, família de simulações 33 – 40 (tabela 43), 41 – 48 (tabela 44) e 49 – 56 (tabela 45)	131

5.2.1.1.4 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU2, estudo 2, família de simulações 57 – 64 (tabela 46)	133
5.2.1.1.5 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TS, estudo 1, família de simulações 65 – 73 (tabela 47), 74 – 82 (tabela 48) e 83 – 91 (tabela 49).....	133
5.2.1.1.6 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TS, estudo 2, família de simulações 92 – 100 (tabela 50)	134
5.2.1.1.7 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TSP, estudo 3, família de simulações 101 – 108 (tabela 51).....	135
5.2.1.2 Discussão comparativa entre as famílias de simulações	135
5.2.1.2.1 Discussão comparativa para configuração TU1, estudo 1 e 2, respectivamente entre as famílias de simulações 1 – 8 e 25 – 32	135
5.2.1.2.2 Discussão comparativa para configuração TU2, estudo 1 e 2, respectivamente entre as famílias de simulações 33 – 40 e 57 – 64	137
5.2.1.2.3 Discussão comparativa para configuração TS, estudo 1 e 2, respectivamente entre as famílias de simulações 65 – 73 e 92 – 100	139
5.2.1.3 Discussão comparativa com dados encontrados na bibliografia	140
5.2.1.3.1 Discussão comparativa com a bibliografia para configuração TU1, estudo 1, primeiro caso (DQOt → DQOt), família de simulação 1 – 8	140
5.2.1.3.2 Discussão comparativa com a bibliografia para configuração TS, estudo 1, segundo caso (DQOs → DQOs), família de simulação 74 – 82.....	141
5.2.2 Avaliação da variação de K em função do tempo de detenção	142
5.3 DEFINIÇÃO DO MODELO.....	146
6 SIMULAÇÕES DEMONSTRATIVAS DA APLICABILIDADE.....	148
6.1 RESULTADOS E DISCUSSÕES DAS SIMULAÇÕES DEMONSTRATIVAS DA APLICABILIDADE DE TANQUES SÉPTICOS	148
6.2 VARIAÇÃO DO VOLUME EM FUNÇÃO DA EFICIÊNCIA (%)	158
7 CONCLUSÃO.....	163
7.1 RECOMENDAÇÕES AOS ESTUDOS FUTUROS	166
8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	167
APÊNDICE 1 - FIGURAS 44 à 56	174

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – ESQUEMA ILUSTRATIVO DE UM TANQUE SÉPTICO	7
FIGURA 2 – FUNCIONAMENTO DE TANQUES SÉPTICOS.....	10
FIGURA 3 - COMPARAÇÃO ENTRE O SISTEMA AERÓBIO E O SISTEMA ANAERÓBIO.....	14
FIGURA 4 - DIGESTÃO ANAERÓBIA	16
FIGURA 5 - ESQUEMA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA PARA LODO DOMÉSTICO, COM AS RESPECTIVAS PORCENTAGENS DO “CAMINHO” DO SUBSTRATO.....	17
FIGURA 6 - DIGESTÃO ANAERÓBIA NA PRESENÇA DE COMPOSTOS DE ENXOFRE	23
FIGURA 7 - TAXA DE CRESCIMENTO X CONCENTRAÇÃO DE ACETATO ...	30
FIGURA 8 - RELAÇÃO ENTRE O COEFICIENTE DE PRODUÇÃO CELULAR E A CARGA ORGÂNICA	32
FIGURA 9 – CURVA TÍPICA DO CRESCIMENTO BACTERIANO	33
FIGURA 10 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO BALANÇO DE MASSA	41
FIGURA 11 - ILUSTRAÇÃO DO VOLUME DE CONTROLE PARA REATORES COM FLUXO EM PISTÃO	45
FIGURA 12 – ANTECIPAÇÃO E RETARDO DE MISTURA DE MATERIAL	52
FIGURA 13 – CONDIÇÕES DE CONTORNO.....	57
FIGURA 14 - REATOR COM CÉLULAS EM SÉRIE. (a) CÉLULAS IGUAIS. (b) CÉLULAS DIFERENTES	58
FIGURA 15 - REATOR COM CÉLULAS EM PARALELO.....	60
FIGURA 16 - TANQUE IDEAL DE SEDIMENTAÇÃO DISCRETA.....	62
FIGURA 17 - ILUSTRAÇÃO DA ZONA DE SEDIMENTAÇÃO.....	63
FIGURA 18 - SEDIMENTAÇÃO DISCRETA NUM TANQUE DE FLUXO HORIZONTAL.....	63
FIGURA 19 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO EM UM DECANTADOR PARA DIVERSOS TEMPOS DE DETENÇÃO.	64
FIGURA 20 – TANQUE SÉPTICO ÚNICO PRECONIZADO PELA NBR 7229/93	76
FIGURA 21 – TANQUE SÉPTICO COM CÂMARAS SOBREPOSTAS.....	83
FIGURA 22 – TANQUE SÉPTICO COM CÂMARA ÚNICA.....	84
FIGURA 23 – TANQUE SÉPTICO COM CÂMARAS EM SÉRIE	84
FIGURA 24 - MODELO DE MISTURA COM 2 REGIÕES	99

FIGURA 25 – GRÁFICO DOS VALORES DE DQO PARA O ESTUDO 1.....	108
FIGURA 26 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO ESTUDO 1 E 2	111
FIGURA 27 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO ESTUDO 3.....	114
FIGURA 28 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1	137
FIGURA 29 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU2	138
FIGURA 30 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TS.....	139
FIGURA 31 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1	141
FIGURA 32 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs), TS	142
FIGURA 33 – GRÁFICO DE K X TEMPO DE DETENÇÃO PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TS.....	143
FIGURA 34 – GRÁFICO DE K X TEMPO DE DETENÇÃO PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1	144
FIGURA 35 – GRÁFICO DE K X TEMPO DE DETENÇÃO PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU2	145
FIGURA 36 – RELAÇÃO DO VOLUME X VAZÃO PARA O MODELO I.....	151
FIGURA 37 – RELAÇÃO DO VOLUME X VAZÃO PARA O MODELO II.....	153
FIGURA 38 – RELAÇÃO DO VOLUME X TEMPO PARA 5 PESSOAS NO MODELO III.....	155
FIGURA 39 – RELAÇÃO DO VOLUME X TEMPO PARA 50 PESSOAS NO MODELO III.....	156
FIGURA 40 – RELAÇÃO DO VOLUME X TEMPO PARA 500 PESSOAS NO MODELO III.....	158
FIGURA 41 – RELAÇÃO DO VOLUME X EFICIÊNCIA (%) PARA 5 PESSOAS	159
FIGURA 42 – RELAÇÃO DO VOLUME X EFICIÊNCIA (%) PARA 50 PESSOAS	160
FIGURA 43 – RELAÇÃO DO VOLUME X EFICIÊNCIA (%) PARA 500 PESSOAS	161
FIGURA 44 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1, ESTUDO 1 (Família 1 - 8)	175
FIGURA 45 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 2º CASO (DQOs → DQOs), TU1, ESTUDO 1 (Família 9 - 16)	176

FIGURA 46 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 3 ^o CASO (DQOf → DQOf), TU1, ESTUDO 1 (Família 17 - 24)	177
FIGURA 47 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1 ^o CASO (DQOt → DQOt), TU1, ESTUDO 2 (Família 25 - 32)	178
FIGURA 48 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1 ^o CASO (DQOt → DQOt), TU2, ESTUDO 1 (Família 33 - 40)	179
FIGURA 49 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 2 ^o CASO (DQOs → DQOs), TU2, ESTUDO 1 (Família 41 - 48)	180
FIGURA 50 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 3 ^o CASO (DQOf → DQOf), TU2, ESTUDO 1 (Família 49 - 56)	181
FIGURA 51 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1 ^o CASO (DQOt → DQOt), TU2, ESTUDO 1 (Família 57 - 64)	182
FIGURA 52 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1 ^o CASO (DQOt → DQOt), TS, ESTUDO 1 (Família 65 - 73)	183
FIGURA 53 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 2 ^o CASO (DQOs → DQOs), TS, ESTUDO 1 (Família 74 - 82)	184
FIGURA 54 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 3 ^o CASO (DQOf → DQOf), TS, ESTUDO 1 (Família 83 - 91)	185
FIGURA 55 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1 ^o CASO (DQOt → DQOt), TS, ESTUDO 2 (família 92 - 100)	186
FIGURA 56 – GR ÁFICO DO EE X K, PARA 1 ^o CASO (DQOt → DQOt), TS, ESTUDO 3 (Família 101 - 108)	187

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - SITUAÇÃO DO ESGOTAMENTO SANITÁRIO NO BRASIL	2
TABELA 2 - SITUAÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO DIVIDIDO POR ÁREA URBANA E RURAL	2
TABELA 3 - CARACTERÍSTICAS DO LODO PRODUZIDO E DESCARTADO ..	10
TABELA 4 - EFICIÊNCIAS NA REMOÇÃO DE POLUENTES POR TANQUES SÉPTICOS.....	11
TABELA 5 - HIDRÓLISE DE BIOPOLÍMEROS EM CONDIÇÕES ANAERÓBIAS	19
TABELA 6 - TEMPO DE DETENÇÃO RELATIVO À TAXA DE CRESCIMENTO DE ORGANISMOS FORMADORES DE METANO	22
TABELA 7 - PARÂMETROS CINÉTICOS DE ACORDO COM VÁRIOS AUTORES.....	35
TABELA 8 - PARÂMETROS DO CRESCIMENTO CINÉTICO DA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE ÁCIDOS GRAXOS.....	36
TABELA 9 - PARÂMETROS DO CRESCIMENTO CINÉTICO DA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE PROPIONATO E BUTÍRICO ..	36
TABELA 10 - CONSTANTES CINÉTICAS DE BACTÉRIAS ACIDOGÊNICAS E ACETOGÊNICAS	37
TABELA 11 - PARÂMETROS DO CRESCIMENTO CINÉTICO DA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE ACETATO EM METANO	38
TABELA 12 - CONSTANTES CINÉTICAS DE METANOGÊNICAS	39
TABELA 13 - CONSTANTES CINÉTICAS PARA CULTURAS ANAERÓBIAS ..	39
TABELA 14 - CONSTANTES CINÉTICAS PARA REATORES DE MISTURA COMPLETA.....	40
TABELA 15 - PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE PATÓGENOS NOS DIFERENTES TIPOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO	67
TABELA 16 - FÓRMULAS PARA O CÁLCULO DA CONCENTRAÇÃO EFLUENTE DE COLIFORMES	68
TABELA 17 - VALORES DOS COEFICIENTES DE DECAIMENTO BACTERIANO, k_d , POR DIFERENTES AUTORES EM LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO	69
TABELA 18 - VALORES DOS COEFICIENTES DE DECAIMENTO BACTERIANO, k_d , EM FUNÇÃO DA CARGA ORGÂNICA EM LAGOAS ANAERÓBIAS	70

TABELA 19 - REMOÇÃO DE PATÓGENOS EM TANQUES SÉPTICOS.....	71
TABELA 20 - SOBREVIVÊNCIA DE MICROORGANISMOS EM TANQUES SÉPTICOS.....	72
TABELA 21 - CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA DE ESGOTO (C_{ontr}) E DE LODO FRESCO (L_f) POR TIPO DE PRÉDIO E DE OCUPANTE.....	74
TABELA 22 - PERÍODO DE DETENÇÃO DOS DESPEJOS, POR FAIXA DE CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA.....	75
TABELA 23 - TAXA DE ACUMULAÇÃO TOTAL DE LODO (K_{NBR}), EM DIAS, POR INTERVALO ENTRE LIMPEZAS E TEMPERATURA DO MÊS MAIS FRIO.....	75
TABELA 24 - PROFUNDIDADE ÚTIL MÍNIMA E MÁXIMA, POR FAIXA DE VOLUME ÚTIL.....	76
TABELA 25 – CAPACIDADE DE TANQUES SÉPTICOS PARA UMA OU DUAS MORADIAS.....	80
TABELA 26 – CAPACIDADE MÍNIMA DO TANQUE SÉPTICO PELA VAZÃO MÉDIA.....	81
TABELA 27 - EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DO SISTEMA FOSSA - FILTRO ...	88
TABELA 28 – CONCENTRAÇÕES MÉDIAS OBTIDAS NO SISTEMA FOSSA SÉPTICA – FILTRO ANAERÓBIO NA CAMPANHA DE AMOSTRAGEM.....	89
TABELA 29 – EFICIÊNCIAS MÉDIAS OBTIDAS NO SISTEMA FOSSA SÉPTICA – FILTRO ANAERÓBIO NA CAMPANHA DE AMOSTRAGEM...	89
TABELA 30 – VALORES DAS CONSTANTES CINÉTICAS UTILIZADAS NO MODELO DE JEYASEELAN	95
TABELA 31 - EFEITO DO TEMPO DE DETENÇÃO NA EFICIÊNCIA DO DIGESTOR	96
TABELA 32 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO TOTAL NO ESTUDO 1 (mg/l)	106
TABELA 33 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO FILTRADA NO ESTUDO 1 (mg/l).....	107
TABELA 34 – EFICIÊNCIAS NA REMOÇÃO DE DQO PARA O ESTUDO 1.....	108
TABELA 35 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO TOTAL NO ESTUDO 2 (mg/l)	109
TABELA 36 - CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA EXPERIMENTAL.....	110
TABELA 37 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO TOTAL NO ESTUDO 3 (mg/l)	113
TABELA 38 - DADOS ENCONTRADOS NA BIBLIOGRAFIA	114

TABELA 39 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU1 DO ESTUDO 1	122
TABELA 40 - VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs) NO TU1 DO ESTUDO 1	122
TABELA 41 – VALORES DE K PARA 3º CASO (DQOf → DQOf) NO TU1 DO ESTUDO 1	123
TABELA 42 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU1 DO ESTUDO 2	123
TABELA 43 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU2 DO ESTUDO 1	124
TABELA 44 - VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs) NO TU2 DO ESTUDO 1	124
TABELA 45 – VALORES DE K PARA 3º CASO (DQOf → DQOf) NO TU2 DO ESTUDO 1	124
TABELA 46 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU2 DO ESTUDO 2	125
TABELA 47 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TS DO ESTUDO 1	125
TABELA 48 - VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs) COM TS DO ESTUDO 1	126
TABELA 49 – VALORES DE K PARA 3º CASO (DQOf → DQOf) NO TS DO ESTUDO 1	126
TABELA 50 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TS DO ESTUDO 2	127
TABELA 51 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TSP DO ESTUDO 3	128
TABELA 52 – MODELOS DEFINIDOS NAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS	147
TABELA 53 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO I.....	150
TABELA 54 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO II.....	152
TABELA 55 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO III PARA 5 PESSOAS.....	154
TABELA 56 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO III PARA 50 PESSOAS.....	155
TABELA 57 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO III PARA 500 PESSOAS.....	157
TABELA 58 – RESULTADOS PARA TEMPOS DE DETENÇÃO MAIS ELEVADOS.....	162

LISTA DE QUADROS

QUADRO 1 - VANTAGENS E DESVANTAGENS DE SISTEMAS ANAERÓBIOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTO.....	13
QUADRO 2 - DIFERENTES RELAÇÕES EMPÍRICAS PARA O CÁLCULO DO NÚMERO DE DISPERSÃO, d	56
QUADRO 3 - TIPOLOGIA DOS TIPOS DE TANQUES SÉPTICOS AVALIADOS	102
QUADRO 4 - EQUAÇÕES DE CADA REGIME HIDRÁULICO ANALISADO ...	103
QUADRO 5 - PARÂMETROS DE ENTRADA NOS MODELOS MATEMÁTICOS DAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS	104
QUADRO 6 - SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS	116
QUADRO 7 – FAMÍLIA DE SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS DE ACORDO COM QUADRO 6	118

LISTA DE SIGLAS

ABNT	– Associação Brasileira de Normas Técnicas
CETESB	– Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CONAMA	– Conselho Nacional do Meio Ambiente
CS	– Células em Série
DATASUS	- Departamento de Informática do Sistema Único de Saúde
DBO	– Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	– Demanda Química de Oxigênio
E1	– Estudo 1
E2	– Estudo 2
E3	– Estudo 3
FD	– Fluxo Disperso
FP	– Fluxo em Pistão
FUNASA	– Fundação Nacional de Saúde Pública
IBGE	– Instituto Brasileiro de Geografia
MC	– Mistura Completa
OMS	– Organização Mundial da Saúde
OPAS	– Organização Pan-americana de Saúde
pH	– Concentração de Hidrogênio Hidrolisável
SABESP	– Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
TS	– Tanques em Série
TSP	– Tanque Sobreposto
TU	– Tanque Único
TU ₁	– 1º Tanque Único
TU ₂	– 2º Tanque Único
USEPA	– United States Environmental Protection Agency

LISTA DE SÍMBOLOS

- C_A - concentração da substância reagente A (mg/l)
 K_A - constante de reação (d^{-1})
 n_r - ordem da reação
 dX/dt - taxa de crescimento bacteriano (mg/l * d)
 r_g - taxa de crescimento bacteriano (mg/l * d)
 μ - taxa de crescimento específico (d^{-1})
 X - concentração de microorganismos (mg/l)
 μ_{max} - taxa de crescimento específico máxima (d^{-1})
 S - concentração de substrato limitante (mg/l)
 K_S - constante de saturação (mg/l)
 Y - coeficiente de produção celular (mg/mg)
 r_{su} - taxa de utilização de substrato (mg/l * d)
 rd - decaimento bacteriano (mg/l * d)
 kd - coeficiente de decaimento bacteriano (d^{-1})
 r'_g - taxa de crescimento líquido (mg/l * d)
 r_T - taxa de reação à $T^\circ C$
 r_{20} - taxa de reação à $20^\circ C$
 θ - coeficiente de atividade
 T - temperatura ($^\circ C$)
 C - concentração do composto em um tempo t (mg/l)
 C_o - concentração afluyente do composto (mg/l)
 V - volume do reator (m^3)
 Q - vazão (m^3/dia)
 t - tempo de detenção no reator (dias)
 r_p - taxa de reação de produção do compostos ($mg/m^3 * dia$)
 r_c - taxa de reação de consumo do compostos ($mg/m^3 * dia$)
 S - concentração de substrato no efluente (mg/l)
 S_o - concentração de substrato no afluyente (mg/l)
 K - constante de remoção de substrato ($dias^{-1}$)
 C - concentração de uma substância C (g/m^3)
 ΔV - volume diferencial elementar (m^3)

- r_C - taxa de reação da substância C ($\text{g/m}^3 \cdot \text{s}$)
 X_o - concentração de microorganismos no afluente (mg/m^3)
 X - concentração de microorganismos no efluente (mg/m^3)
 Q_m - quantidade de metano por unidade de tempo
 X_v - sólidos suspensos voláteis anaeróbios no reator
 D - coeficiente de dispersão longitudinal (m^2/d)
 x - distância na direção do fluxo (m)
 U - velocidade média ao longo do reator (m/d)
 d - número de dispersão
 L - comprimento longitudinal do reator (m)
 n - número de células
 V_s - velocidade de sedimentação (m/s)
 g - aceleração da gravidade (m/s^2)
 ν - viscosidade cinemática da água (m^2/s)
 ρ_s - densidade da partícula (kg/m^3)
 ρ_1 - densidade da água (kg/m^3)
 d - diâmetro da partícula (m)
 B - largura do tanque (m)
 H - altura do tanque (m)
 A - área da base ou área horizontal do tanque (m^2)
 kd_T - coeficiente de decaimento bacteriano para qualquer temperatura (dia^{-1})
 kd_2 - coeficiente de decaimento bacteriano na temperatura de 20°C (dia^{-1})
 θ - coeficiente dependente da temperatura
 $T_{\text{água}}$ - temperatura da água na lagoa ($^\circ\text{C}$)
 X_a - concentração de algas (mg/l)
 C_{sa} - carga aplicada de DQO ($\text{kg/Ha} \cdot \text{dia}$)
 N - número de contribuintes
 C_{ontr} - contribuição de despejos (litro/pessoa \cdot dia)
 K_{NBR} - taxa de acumulação de lodo digerido (dia)
 L_f - contribuição de lodo fresco (litro/pessoa \cdot dia)
 V_D - volume destinado à decantação (m^3)
 t_D - tempo de detenção na zona de decantação (dia)

V_L - volume para acumulação do lodo (m^3)

V_{dig} - volume para digestão do lodo (m^3)

V_{arm} - volume para armazenamento do lodo digerido (m^3)

R_{dig} - coeficiente de redução do volume de lodo por adensamento e destruição de sólidos na zona de digestão.

T_{dig} - tempo para digestão do lodo (dia)

R_{arm} - coeficiente de redução do volume de lodo devido à digestão

T_{arm} - tempo de armazenamento do lodo digerido (dia)

EE - erro padrão da estimativa

vc_i - valor calculado i

ve_i - valor experimental i

N_a - número de amostras

V_1 - volume da parte líquida, correspondente a remoção de matéria orgânica por crescimento suspenso da biomassa, para o fluxo disperso.

V_2 - volume de lodo conforme equação 91.

V_T - $V_1 + V_2$

RESUMO

De acordo com dados atuais do IBGE, sabe-se que no Brasil dos 9.848 distritos, apenas 41,6% são atendidos pela rede de coleta de esgoto. Dos 5.751 distritos restantes aproximadamente 48,3% destinam seus esgotos domésticos para sistemas de fossas sépticas. Devido a sua enorme utilização no território nacional como alternativa para o tratamento de esgoto sanitário, este trabalho procura estudar conceitualmente os tanques sépticos por meio de uma avaliação matemática. Esta avaliação procura estudar o comportamento dos tanques sépticos com relação à remoção de matéria orgânica. Neste intuito foram utilizados três estudos de sistemas de tanques sépticos realizados no Brasil. A avaliação matemática utilizou diferentes regimes hidráulicos, considerando que a cinética das reações que ocorrem no interior de um tanque séptico seguem uma cinética de primeira ordem, e comparou os resultados obtidos por meio dos regimes hidráulicos com os resultados reais dos estudos utilizados. Realizada a avaliação matemática dos tanques sépticos, procurou-se discutir o comportamento da constante de remoção de substrato, K , e também foi realizada uma comparação dos dados obtidos nas simulações com dados pesquisados na literatura existente. A partir de então procurou-se definir o modelo hidráulico que melhor pudesse representar a realidade de tanques sépticos para posterior simulação da sua aplicabilidade. Nos resultados obtidos nas simulações matemáticas realizadas, percebeu-se que a constante de remoção de substrato, K , diminui conforme a turbulência no escoamento no interior dos tanques sépticos diminui. Através da comparação com dados bibliográficos, pode-se sugerir que o regime hidráulico de tanques sépticos é o fluxo disperso. Assim sendo, foi realizada uma avaliação da variação do volume em função do tempo de detenção. Em tal avaliação verificou-se que conforme o volume aumenta, a eficiência na remoção de matéria orgânica aumenta. Finalmente, este trabalho sugere, por meio dos resultados obtidos, uma revisão das normas tradicionais para o dimensionamento de tanques sépticos.

Palavras chave: Tanque Séptico; Remoção de Matéria Orgânica; Balanço de massa; Cinética de Reações; Modelagem Matemática.

ABSTRACT

In accordance with IBGE data, it is known that in Brazil from a total of 9,848 districts, only 41.6% are attended by the sewage collection system. From the 5,751 districts left, 48.3% destine their domestic wastewater to septic tanks systems. Due to its enormously utilization in the Brazilian national territory, this work has the objective to study the conception of septic tanks by a mathematical estimation. This estimation studies the septic tanks behavior, in specific the organic matter removal. Nevertheless with this intention, three studies with septic tanks done in Brazil were used. The mathematical estimation used different hydraulics models, taking into account that the reaction rate inside the reactors follow a first order reaction, and these results of the estimation were compared with the ones found in existent literature. According to the mathematical estimation done, this work has the objective to analyze the behavior of the constant K , and compare the data obtained in the estimation with the one found in literature researched. On account of this, it was defined the model that could better represent the real data used, to demonstrate the applicability of the septic tanks. Within the results obtained in the mathematical estimation, it was noticed that as the model goes from a complete dispersion situation to a plug flow reactor, the constant K reduce. As a consequence of literature data researched, it is suggested that the hydraulic model inside a septic tank is the dispersion model. Finally, this work recommends, by the results obtained, a deep analysis and a revision of the traditional methods being used.

Key-words: Septic Tank; Organic Matter Removal; Mass Balance; Reaction Kinetics; Mathematical Model.

1 INTRODUÇÃO

Em 2000 foi publicado pela Organização Mundial da Saúde (OMS,2000) o Relatório Global de abastecimento de água e esgotamento sanitário que mostrou que dos 6 bilhões de habitantes da Terra, 1,1 bilhões não tem acesso a sistemas de abastecimento de água e 2,4 bilhões não tem acesso a sistemas de esgotamento sanitário. Estes dados se agravam principalmente nos países em desenvolvimento como os países situados nos continentes Africano, Asiático e Americano. No continente americano, mais especificamente na América Latina e no Caribe os serviços de esgotamento sanitário cobrem 79% da população, sendo que destes 79%, 31% dos esgotos são destinados para sistemas de fossas sépticas (OPAS, 2001).

No Brasil estes números também não são muito diferentes, de acordo com dados atuais do IBGE dos 9.848 distritos brasileiros apenas 4.097 dispõe de sistemas de coleta de esgoto sanitário, sendo que destes 41,6% coletados, apenas 33,8% dos esgotos recebem algum tipo de tratamento. Os outros 66,2% do esgoto é coletado nos domicílios e despejados em córregos, rios, mares, baías, lagos, entre outros. Dos 58,4% dos domicílios onde não é coletado em rede de coleta de esgoto, 48,3% destinam o seu esgoto para sistemas individuais de tratamento como fossas sépticas e sumidouros. Sabe-se também que a população urbana, tanto no Brasil como especificamente na Região Sul, apresenta melhores índices de cobertura do que comparados com as áreas rurais. As tabelas 1 e 2 mostram a situação atual do esgotamento sanitário no país e no sul segundo dados atuais do IBGE.

TABELA 1 - SITUAÇÃO DO ESGOTAMENTO SANITÁRIO NO BRASIL

	Total de distritos	Distritos atendidos
Rede coletora de Esgoto	9848 (100%)	4097 (41,60%)
Rede coletora + tratamento	4097 (100%)	1383 (33,76%)
Rede coletora sem tratamento	4097 (100%)	2714 (66,24%)
Sem Rede coletora de Esgoto	9848 (100%)	5751 (58,40%)
Sem Rede coletora com Fossa Séptica	5751 (100%)	2776 (48,27%)
Sem Rede coletora com Fossa Seca	5751 (100%)	2431 (42,27%)

FONTE: IBGE, Esgotamento Sanitário – 2000.

TABELA 2 - SITUAÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO DIVIDIDO POR ÁREA URBANA E RURAL

	Área Urbana	Área Rural
População total no Brasil	137.015.685	31.355.208
Porcentagem atendida por Rede de Coleta	53,8%	3,1%
Porcentagem atendida por Fossa Séptica	16,2%	8,7%
Porcentagem atendida por outro tipo de esgoto sanitário	26,9%	50,6%
População total na Região Sul	20.191.146	2.858.580
Porcentagem atendida por Rede de Coleta	34,6%	1,5%
Porcentagem atendida por Fossa Séptica	36,9%	21,1%
Porcentagem atendida por outro tipo de esgoto sanitário	36,9%	70,3%

FONTE: IBGE - Indicadores de desenvolvimento sustentável: Brasil 2002

Isto posto cabe salientar que as doenças parasitárias e intestinais, como diarreia, cólera, esquistossomose e ascaridíase, são causadas principalmente pela falta de sistemas de esgoto sanitário. O saneamento e a saúde pública estão relacionados entre si de tal forma que, segundo a Fundação Nacional de Saúde Pública (FUNASA), para cada real investido em saneamento, economiza-se 4 reais em medicina curativa. Segundo o DATASUS 65% das internações hospitalares de crianças com até 10 anos

são decorrentes de doenças em áreas sem saneamento. O mesmo relatório produzido pela OMS citado acima, mostra que:

- a) os 4 bilhões de casos de diarreia anuais causam aproximadamente 2,2 milhões de mortes;
- b) as infecções causadas por vermes afetam 10% da população dos países em desenvolvimento;
- c) 200 milhões de pessoas no mundo são infectadas por esquistossomose por ano.

Como podemos observar existe uma enorme demanda de sistemas de esgotamento sanitário, tanto em áreas urbanas como em áreas rurais. Porém para concretizar a universalização destes sistemas, os países devem dispor de altos investimentos no setor de saneamento. Logo, existe uma grande necessidade de estudar alternativas eficazes e de baixo custo para o tratamento do esgoto de comunidades de pequeno porte.

A maioria das pequenas comunidades existentes no Brasil não dispõe de sistemas de tratamento de esgoto, sendo todo esgoto gerado por essas populações despejado em cursos d'água ou no solo, causando enormes conseqüências ambientais, sociais e econômicas.

Não obstante, existem diversas alternativas de sistemas de tratamento de esgoto para pequenas comunidades que podem servir como soluções individuais ou coletivas, aliando baixo custo, fácil operação e manutenção e eficiências na remoção de certos poluentes presentes no esgoto doméstico.

Entre esses sistemas podemos destacar os seguintes tipos:

- a) tanque séptico;
- b) filtro anaeróbio;

- c) lagoa de estabilização;
- d) valo de oxidação;
- e) vala de infiltração;
- f) vala de filtração;
- g) reator anaeróbio de manta de lodo;
- h) disposição no solo (escoamento superficial e infiltração rápida).

Entre eles, a fossa séptica apresenta-se como uma solução muito interessante, pois percebe-se uma ampla utilização desse sistema em locais onde não existe rede coletora de esgoto ou locais afastados de núcleos urbanos com infra-estrutura consolidada. Assim sendo, a fossa séptica será objeto de estudo deste trabalho.

2 OBJETIVOS

Este trabalho tem como objetivo contribuir para o estudo de tanques sépticos, utilizando uma abordagem conceitual dos fenômenos que ocorrem no interior dos tanques. Neste sentido pretende-se avaliar matematicamente o comportamento de tanques sépticos para o tratamento de esgoto doméstico, no que diz respeito principalmente à remoção de matéria orgânica.

Assim espera-se aprimorar ferramentas conceituais e matemáticas para prover melhorias na concepção, projeto e dimensionamento dos tanques sépticos, de maneira que os mesmos tenham sua eficiência na remoção de matéria orgânica incrementada a partir de dimensões otimizadas.

“Os tanques sépticos, porém, não realizam milagres. Não se trata de uma caixa mágica, onde entram coelhos e saem flores... Sua função é, principalmente, a de transformar matérias sólidas em líquidas, isto é, digeri-las: o tanque séptico é, pois, um *digestor biológico*. Mas ele não elimina todo o poder poluidor dos esgotos e, principalmente não destrói quantidade significativa de patogênicos.”

Samuel Murgel Branco (2002)

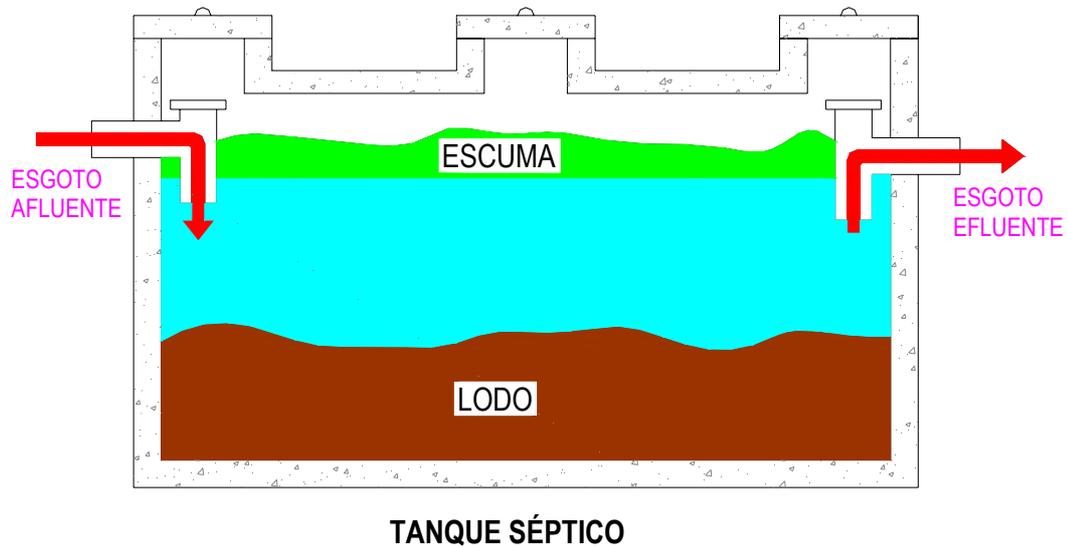
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE OS TANQUES SÉPTICOS

O Tanque Séptico, também conhecido como Fossa Séptica ou Decanto-Digestor, é um sistema para tratamento de esgoto de nível primário. São aplicados para pequenas vazões, contudo podem também tratar médias e grandes vazões, sendo de fácil aplicabilidade devido a construção e operação bastante simples. Além disso, são dispositivos que dispensam pré-tratamento. De acordo com JORDÃO e PESSOA (1995, p. 260), as fossas sépticas são compartimentos devidamente construídos onde o esgoto doméstico e/ou industrial é retido por um período de tempo previamente determinado. No interior do tanque ocorre a sedimentação dos sólidos e a retenção do material graxo característico dos despejos.

A Associação Brasileira de Normas Técnicas – ABNT – define o tanque séptico como sendo uma “unidade cilíndrica ou prismática retangular de fluxo horizontal para tratamento de esgotos por processos de sedimentação, flotação e digestão”. A figura 1 mostra um esquema ilustrativo de um tanque séptico convencional.

FIGURA 1 – ESQUEMA ILUSTRATIVO DE UM TANQUE SÉPTICO



FONTE: A autora

3.2 HISTÓRICO DOS TANQUES SÉPTICOS

A expressão “Tanque Séptico” foi registrada e patenteada na Inglaterra em 1895 pelo inventor inglês Donald Cameron, porém já em 1860 Jean Louis Mouras havia construído um tanque de alvenaria para receber os despejos de uma residência na França, que recebeu o nome de “Mouras Automatic Scavenger”. As fossas foram usadas primeiramente na Europa e em 1883 foram adotadas nos EUA quando Edward S. Patrick construiu uma fossa com dois compartimentos (JORDÃO e PESSOA, 1995, p. 259 e McCARTY, 1981).

O tanque séptico recebeu este nome por Donald Cameron pois o mesmo teve a intenção de lembrar à população que a eficiência do tanque dependia das bactérias que

nele vivem. Por volta de 1903 foram desenvolvidos outros tipos de tanques, como o *Travis* e o *Imhoff*, sendo este último o tanque séptico de câmaras sobrepostas.

A partir de 1930 as fossas sépticas começaram a ser difundidas no Brasil e trinta anos depois, por volta de 1963, foi confeccionada pela Associação Brasileira de Normas Técnicas - ABNT uma norma para o projeto dos mesmos. A norma mais recente data de 1993 e recebe a seguinte denominação: “NBR 7229 - Projeto, construção e operação de tanques sépticos”.

3.3 DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS OCORRENTES NO TANQUE SÉPTICO

3.3.1 Considerações Iniciais

Segundo ANDRADE NETO et al. (1999^b, p. 119) o tanque séptico funciona como um decantador e um digestor em uma mesma unidade. No tanque ocorrem simultaneamente processos de decantação, flotação dos sólidos, assim como a respectiva digestão do material sedimentado (lodo) e do flutuante (escuma).

O processo de sedimentação dos sólidos presentes nos esgotos ocorre por meio da ação da gravidade. Quanto maior for o tempo de detenção médio do esgoto no tanque e menor for a turbulência hidráulica, maior será a sedimentação dos sólidos. Porém, o processo físico tem um certo limite e a partir de um determinado tempo de detenção a eficiência na remoção dos materiais sedimentáveis não terá nenhum incremento.

A camada de escuma formada na parte superior do tanque pode apresentar espessura entre 20 e 25 cm. A escuma é formada principalmente por óleos e graxas, ou

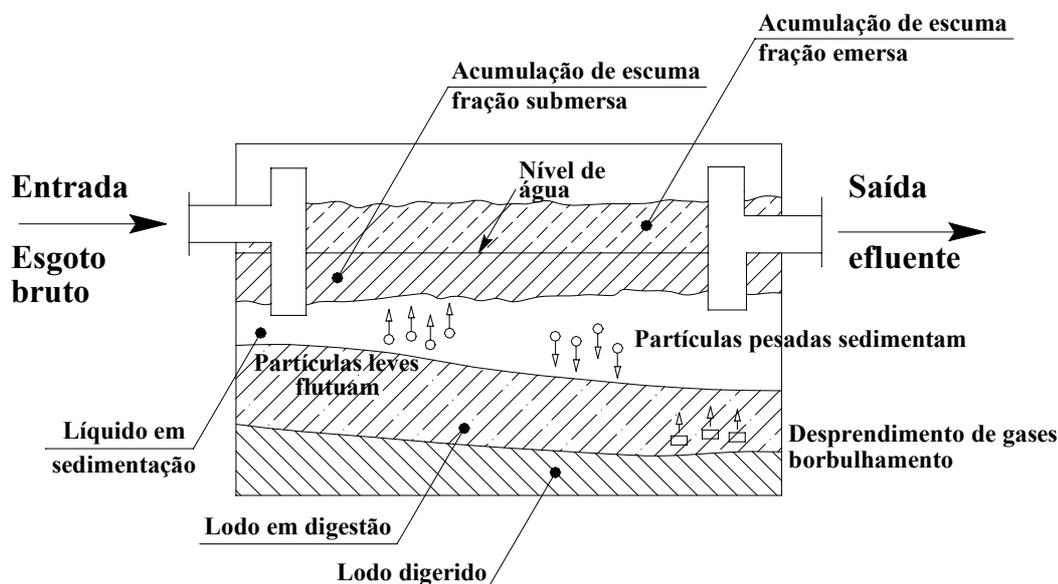
seja, produtos orgânicos biodegradáveis que serão decompostos de forma progressiva (ANDRADE NETO et al., 1999^b, p. 119).

A camada de lodo sedimentada no fundo da fossa é composta principalmente por sólidos que serão degradados através da digestão anaeróbia. O lodo decantado deve permanecer tempo suficiente no interior da fossa para garantir a sua completa digestão. Na digestão anaeróbia do material sedimentado pequenas bolhas de gases são produzidas e ascendem em direção à superfície do tanque, juntando-se a camada de espuma (óleos e graxas).

Além de decantador e digestor, as fossas propiciam também o tratamento anaeróbio da fase líquida por meio do crescimento suspenso, aumentando a eficiência na remoção de matéria orgânica dissolvida, principal limitação do uso de tanques sépticos. ANDRADE NETO et al. (1999^b, p. 120) salientam que a maior atividade biológica ocorre no lodo decantado, contudo não se pode desprezar a ação biológica da fase líquida principalmente em regiões de clima quente. De acordo com o modelo e mistura do reator esta atividade na fase líquida pode ser muito significativa.

A figura 2 ilustra os processos correntes nos tanques sépticos.

FIGURA 2 – FUNCIONAMENTO DE TANQUES SÉPTICOS



FONTE: ABNT, NBR 7229/1993.

Após algum tempo de funcionamento de um tanque séptico, formam-se duas camadas de lodo, uma de lodo digerido e outra de lodo em digestão. Esta camada de lodo digerido deve ser retirada do tanque periodicamente. O lodo produzido e descartado de um tanque séptico apresenta as características médias de acordo com a tabela 3.

TABELA 3 - CARACTERÍSTICAS DO LODO PRODUZIDO E DESCARTADO

	kgSS / kgDQO aplicada	Teor de Sólidos Secos (%)	Massa de Lodo (gSS/hab . d)	Volume de Lodo (l/hab . d)
Lodo desidratado	-	30 - 40	20 - 30	0,05 - 0,10
Lodo removido da fase líquida	0,20 - 0,30	3 - 6	20 - 30	0,3 - 1,0

FONTE: Adaptado de JORDÃO E PESSOA, CHERNICHARO¹, apud ANDREOLI et al., 2001, p. 40.

Normalmente o processo mais utilizado para disposição do lodo removido de uma fossa séptica é a desidratação, como por exemplo, o emprego de leitos de secagem.

Os tanques sépticos são reatores anaeróbios de baixa taxa (BOUNDS, 1997, p. 2) e diferem dos outros tipos de reatores, pois nos reatores como o UASB o fluxo é através do lodo ativo, disperso na massa líquida em flocos ou em grânulos, e já nos tanques sépticos o fluxo não ocorre na zona de acumulação do lodo (ANDRADE NETO et al., 1999^b, p. 123). Os tanques são menos sensíveis às variações e flutuações quantitativas e qualitativas do esgoto afluyente e são menos dependentes de pré-tratamento.

Com relação a eficiência dos tanques sépticos os dados fornecidos pela literatura variam bastante pois as condições locais podem influenciar nos resultados, conforme tabela 4.

TABELA 4 - EFICIÊNCIAS NA REMOÇÃO DE POLUENTES POR TANQUES SÉPTICOS

Contaminante	Eficiência na Remoção (%)			
	Azevedo Neto	Jordão e Pessoa	Metcalf & Eddy	Chernicharo
Sólidos em Suspensão	50 – 70	60	78,9 – 85	20 – 90
DBO ₅ , 20°C	30 – 60	35 – 61	33,3 – 62,3	30 – 55
Coliformes	40 - 60	-	-	-

FONTE: AZEVEDO NETO (1963, p. 323); JORDÃO E PESSOA (1985, p. 273); METCALF & EDDY (1991); CHERNICHARO (1997, p. 137).

^(c)Dado não disponível.

Como foi exposto acima o funcionamento do tanque séptico é caracterizado pela retenção e decantação do esgoto, digestão anaeróbia do lodo e redução de volume do lodo (JORDÃO E PESSOA, 1995, p. 261). A seguir serão descritos os dois principais processos que ocorrem no interior de um tanque séptico: Digestão Anaeróbia e Decantação.

3.3.2 Abordagem sobre os Processos Bioquímicos

No interior do Tanque Séptico ocorrem processos bioquímicos característicos da digestão anaeróbia. Estes processos serão descritos a seguir.

3.3.2.1 Digestão anaeróbia

3.3.2.1.1 Considerações iniciais

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico que envolve a decomposição de matéria orgânica sem a presença de oxigênio dissolvido. A digestão anaeróbia é um processo natural que envolve principalmente microrganismos anaeróbios e alguns facultativos. BOUNDS (1997, p. 3) salienta que a digestão que ocorre em tanques sépticos é desenvolvida predominantemente por bactérias, as quais são normalmente espiraladas e esféricas. Observar que, apesar da existência de fungos e protozoários nas fossas sépticas, predominam as bactérias conforme BITTON (1999, p. 282).

O quadro 1 mostra algumas vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios para o tratamento de esgoto.

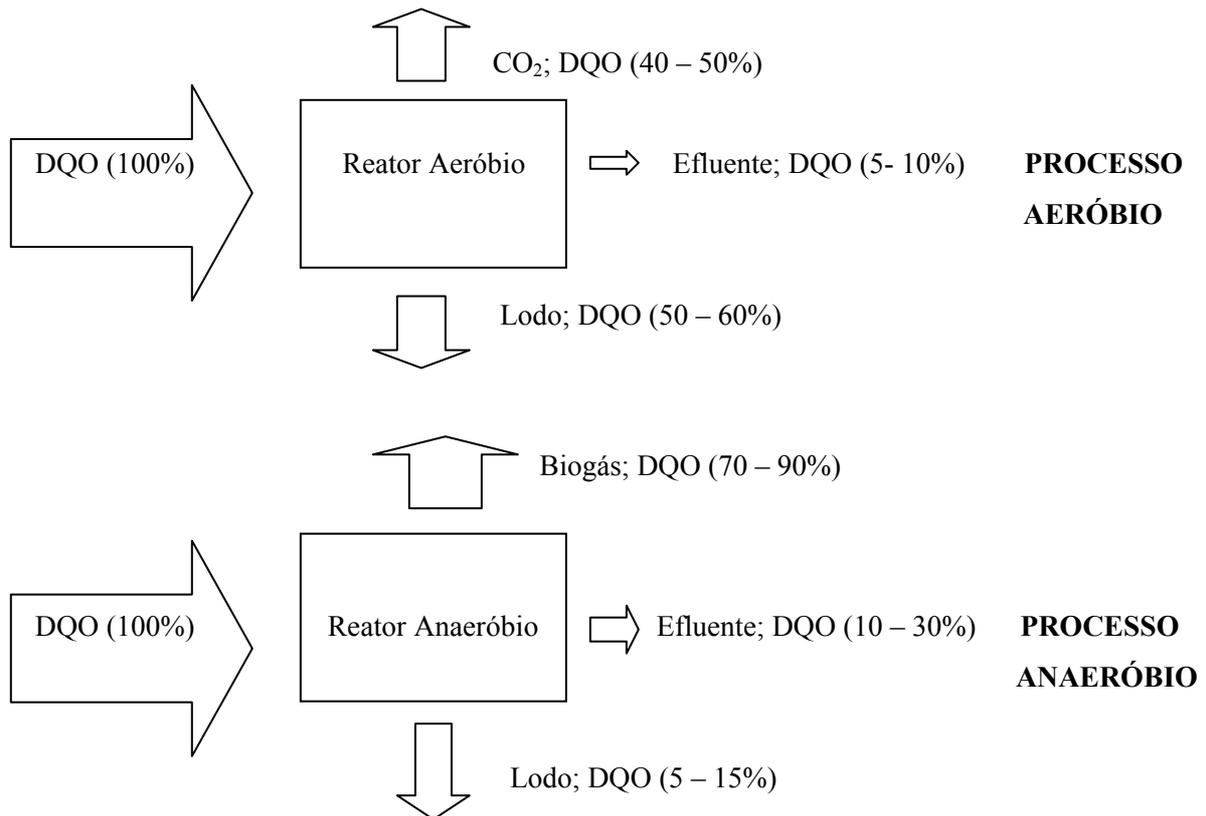
QUADRO 1 - VANTAGENS E DESVANTAGENS DE SISTEMAS ANAERÓBIOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTO

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> - baixa produção de sólidos, cerca de 5 a 10 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios; - baixo consumo de energia, usualmente associado a uma elevatória de chegada. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos; - baixa demanda de área; - baixos custos de implantação, da ordem de 20 a 30 dólares per capita; - produção de metano (gás combustível de elevado teor calorífico) - possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator, por vários meses; - tolerância a elevadas cargas orgânicas; - aplicabilidade em pequena e grande escala; - baixo consumo de nutrientes. 	<ul style="list-style-type: none"> - as bactérias anaeróbias são susceptíveis à inibição por um grande número de compostos; - a partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semeadura adaptado; - alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária; - a bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas; - possibilidade de geração de maus odores, porém controláveis; - possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável; - remoção de nitrogênio, fósforo e patogênicos insatisfatória.

FONTE: Adaptado de CHERNICHARO, 1997, p. 17.

Já um comparativo entre os processos aeróbio e anaeróbio é apresentado na figura 3.

FIGURA 3 - COMPARAÇÃO ENTRE O SISTEMA AERÓBIO E O SISTEMA ANAERÓBIO



FONTE: Adaptado de CHERNICHARO, 1997, p. 18.

Observa-se na figura 3 que a quantidade de lodo gerado no processo anaeróbio é significativamente menor do que quando comparado ao processo aeróbio. Na oxidação aeróbia tem-se a formação de gás carbônico (CO_2) e já no processo anaeróbio tem-se como produto do metabolismo bacteriano o biogás, que algumas vezes pode ser aproveitado para fins energéticos.

Especificamente quanto aos sistemas de tratamento anaeróbio, alguns fatores são importantes para garantir a eficiência na remoção do material orgânico biodegradável (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994, p. II-11):

- a) natureza do material orgânico a ser digerido;
- b) existência de fatores ambientais adequados para digestão anaeróbia;
- c) tamanho da população bacteriana;
- d) intensidade de contato entre o material orgânico afluyente e as populações bacterianas;
- e) tempo de permanência do esgoto no sistema de tratamento.

De acordo com VAN HAANDEL e LETTINGA (1994, p. II-11), os quatro primeiros fatores estabelecem as condições ambientais e operacionais no reator, enquanto que o quinto fator é uma variável função do nível de eficiência esperado relativo à remoção do material orgânico.

Assim, nos sistemas anaeróbios temos como principais produtos finais o gás metano (CH_4) e o gás carbônico (CO_2). O gás metano, que compõe o biogás, possui um poder calorífico em torno de 9.000 kcal/m^3 e pode ser queimado para gerar calor para digestores.

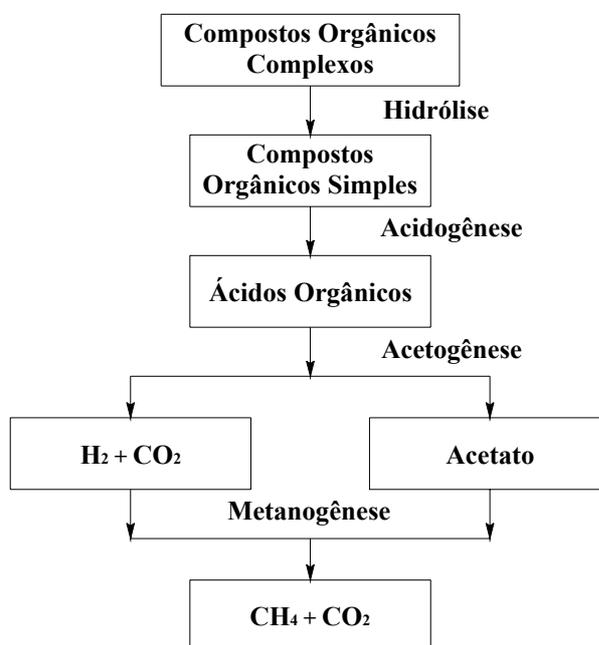
3.3.2.1.2 Fases do processo de digestão anaeróbia

Todo processo anaeróbio se dá em quatro fases: Hidrólise, Acidogênese, Acetogênese e Metanogênese. Nestas quatro fases, três grupos de bactérias participam do processo: as bactérias fermentativas, as acetogênicas e as arqueobactérias metanógenas. O produto final das bactérias fermentativas (hidrolíticas e acidogênicas)

será substrato para as acetogênicas, as quais, por sua vez fornecerão o substrato necessário para as metanogênicas. A figura 4 ilustra essas quatro etapas e a figura 5 mostra um esquema das reações e das porcentagens do balanço de DQO que ocorre na digestão anaeróbia, por exemplo, de lodo de ETE de origem doméstica.

A figura 4 apresenta o processo anaeróbio esquematicamente com suas fases.

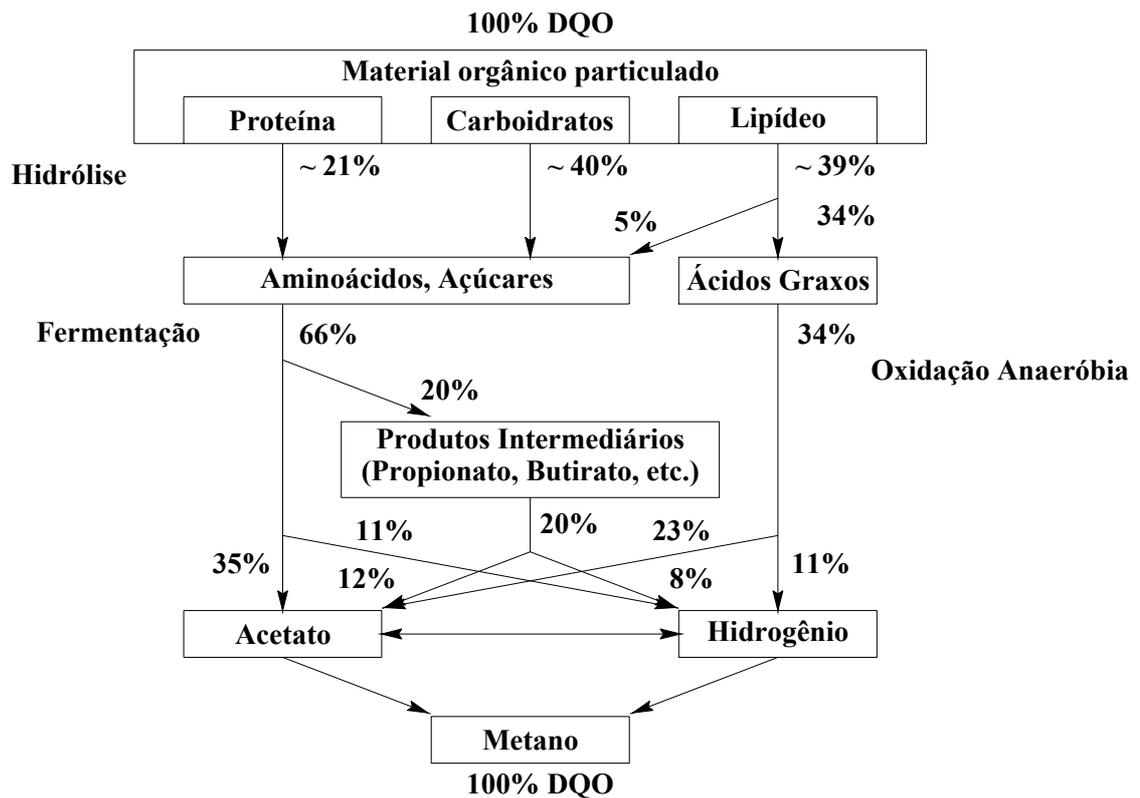
FIGURA 4 - DIGESTÃO ANAERÓBIA



FONTE: Adaptado de CHERNICHARO, 1997, p. 25

A figura 5 apresenta o processo anaeróbio de forma mais detalhada, mostrando as respectivas porcentagens do substrato em todo processo.

FIGURA 5 - ESQUEMA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA PARA LODO DOMÉSTICO, COM AS RESPECTIVAS PORCENTAGENS DO “CAMINHO” DO SUBSTRATO



FONTE: Adaptado de GUJER e ZEHNDER, 1983, p. 129.

A hidrólise é a quebra de material orgânico complexo em material orgânico simples através de exo-enzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas. As bactérias liberam enzimas que por meio da hidrólise, reduzem os compostos complexos em compostos simples adicionando água às moléculas orgânicas. Como exemplo de enzimas extracelulares podemos citar a celulose, as proteases e as lipases. Esta etapa ocorre pois os compostos complexos não podem atravessar a parede celular das bactérias e através da hidrólise, estes polímeros são degradados à monômeros ou polímeros solúveis que, sendo absorvidos pela parede celular, poderão ser degradados

pelas bactérias fermentativas acidogênicas. Como exemplo podemos citar os seguintes compostos complexos: os carboidratos, as proteínas e os lipídeos, que são hidrolisados à açúcares, aminoácidos e peptídeos. (BOUNDS, 1997, p. 3 e CHERNICHARO, 1997, p. 25).

Vários fatores podem afetar a hidrólise (LETTINGA et al., apud CHERNICHARO, 1997, p. 26):

- a) temperatura operacional do reator;
- b) tempo de residência do substrato no reator;
- c) composição do substrato;
- d) tamanho das partículas;
- e) pH do meio;
- f) concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$;
- g) concentração de produtos da hidrólise.

HENZE e HARREMOES (1983, p. 4) destacam uma grande influência do pH e do tempo de residência celular na taxa de reação da hidrólise.

Vários autores afirmam que as reações de hidrólise seguem uma cinética de primeira ordem (ver item 3.3.1.3) e que nem todo material particulado presente no substrato será degradado com igual facilidade, devido aos vários fatores que podem influenciar o processo (GUJER e ZEHNDER, 1983, p. 133). A tabela 05 mostra, de acordo com diversos autores, alguns valores encontrados para a taxa de reação de hidrólise (k_p) que foi calculada baseada nos dados encontrados em artigos onde assumiu-se que todo material hidrolisado foi considerado biodegradável.

TABELA 5 - HIDRÓLISE DE BIOPOLÍMEROS EM CONDIÇÕES ANAERÓBIAS

Tipo de polímero	Produto da hidrólise	Taxa aparente da hidrólise, kp (d-1)	Temperatura (°C)	Referência
Lipídeos	ácidos graxos, glicerol, álcoois	0,8	34	Woods e Melina (1965)
Proteínas	Polipeptídeos	0,02	34	Woods e Melina (1965)
	Oligopéptidos	0,03	35	Ghosh et. al. (1980)
Celulose	Polissacarídeos	0,04	35	Ghosh et. al. (1980)
	Oligosacarídeos	0,13	34	Woods et. al. (1965)

FONTE: Adaptado de GUJER e ZEHNDER, 1983, p. 142.

Um valor mais geral para a taxa de hidrólise seria de $0,3 \text{ d}^{-1}$ a 35°C , valor este estimado em um reator anaeróbio (GUJER e ZEHNDER¹, apud HENZE e HARREMOES, 1983, p. 4).

A segunda etapa da digestão anaeróbia consiste na acidogênese, onde os compostos mais simples (exemplo: açúcares, aminoácidos e peptídeos) são metabolizados no interior das células, formando ácidos orgânicos (produtos intermediários), como o butírico e o propiônico. Observou-se, baseado no fluxo de substrato e produção de biomassa, que a produção mais significativa de biomassa ocorre durante a fermentação dos aminoácidos e açúcares em ácidos intermediários (GUJER e ZEHNDER, 1983, p. 133). De acordo com a figura 05, aproximadamente 20% dos aminoácidos e açúcares são convertidos em propionato e butírico, 35% em acetato e os restantes 11% em hidrogênio. GUJER e ZEHNDER (1983, p. 141) afirmam que, de acordo com a bibliografia existente, as reações cinéticas de fermentação indicam que esta etapa não é considerada como limitante dentro de todo o processo de digestão anaeróbia e não é dependente do pH.

¹ GUJER, W.; ZEHNDER, J. B. Conversion process in anaerobic digestion. Presented at IAWPR – Seminar on anaerobic treatment. Denmark: [s.n.], 1982.

Na terceira etapa ocorre a acetogênese, que se caracteriza pela formação de ácido acético, hidrogênio (H₂) e gás carbônico (CO₂) pelas bactérias acetogênicas. Estas bactérias transformam os ácidos orgânicos em compostos que serão utilizados pelas bactérias metanogênicas para formação de metano e outros compostos. Pela figura 5 observamos que as reações de oxidação anaeróbia dos ácidos graxos e dos produtos intermediários formam o acetato e o hidrogênio. De acordo com GUJER e ZEHNDER (1983, p. 143) a oxidação anaeróbia pode ser inibida em pH baixo devido à acumulação de hidrogênio.

A formação de metano é um processo lento que se dá por dois grupos de arqueobactérias, as metanogênicas acetoclásticas, que utilizam como substrato o acetato, e as metanogênicas hidrogenotróficas, que utilizam como substrato o H₂ e o CO₂. Uma pequena quantidade de metano pode ser formada a partir do metanol e do ácido fórmico, porém essas reações têm reduzida importância prática (HENZE e HARREMOES, 1983, p. 5). Simplificadamente, as equações que definem as transformações da metanogênese são as seguintes:



Estima-se que 70% de ácido acético (CH₃COOH) será degradado à CH₄ e CO₂, e que 30% de H₂ e CO₂ serão degradados à CH₄ e H₂O, de acordo com a figura 05. As arqueobactérias do grupo metanógenas apresentam baixas taxas de crescimento (reduzidos dias) comparadas com as taxas das bactérias das etapas anteriores (reduzidas horas), por isso, o metabolismo destas bactérias é considerado como fator limitante no processo de digestão anaeróbia. Assim, a produção de metano é a etapa limitante de toda a degradação anaeróbia (METCALF & EDDY, 1991, p. 424). HENZE e HARREMOES (1983, p. 6) ainda comentam que as metanogênicas

hidrogenotróficas crescem mais rapidamente se comparadas às acetoclásticas. O tempo de geração do gás metano pode variar de 3 dias à um temperatura de 35°C até 50 dias à uma temperatura de 10°C (BITTON, 1999, p. 286). Isto posto, deve-se garantir que o tempo de detenção no reator seja maior do que a taxa de crescimento das metanogênicas. É importante mencionar que existem diversas espécies de arqueobactérias formadoras de metano num sistema anaeróbio, onde cada espécie possui diferentes taxas de crescimento. ANDREWS¹ et al., apud ECKENFELDER (1980, p. 94) mostraram que alguns organismos com altas taxas de crescimento (< 2 dias) produzem metano da fermentação do metanol, CO₂, H₂ e, possivelmente, ácidos voláteis. Outros organismos necessitam de tempos de detenção superiores à 20 dias. A tabela 06 mostra os tempos de detenção relativos à taxa de crescimento das metanogênicas.

¹ ANDREWS, J. F. , et al. Kinetics and Characteristics of Multi-Stage Methane Fermentations. SERL, Rep. 64 – 11, University of California, Berkley, 1962

TABELA 6 - TEMPO DE DETENÇÃO RELATIVO À TAXA DE CRESCIMENTO DE ORGANISMOS FORMADORES DE METANO

Substrato	Temperatura (°C)	Tempo de detenção (dias)	Autor
Metanol	35	2.0	Speece e McCarty
Formato	35	3.0	Speece e McCarty
Acetato	35	5.0	Speece e McCarty
Propionato	35	7.5	Speece e McCarty
Acetato	35	2 – 4.2	Lawrence e McCarty
Acetato	25	4.2	Lawrence e McCarty
Propionato	25	2.8	Lawrence e McCarty
Butirato	35	2.7	Lawrence e McCarty

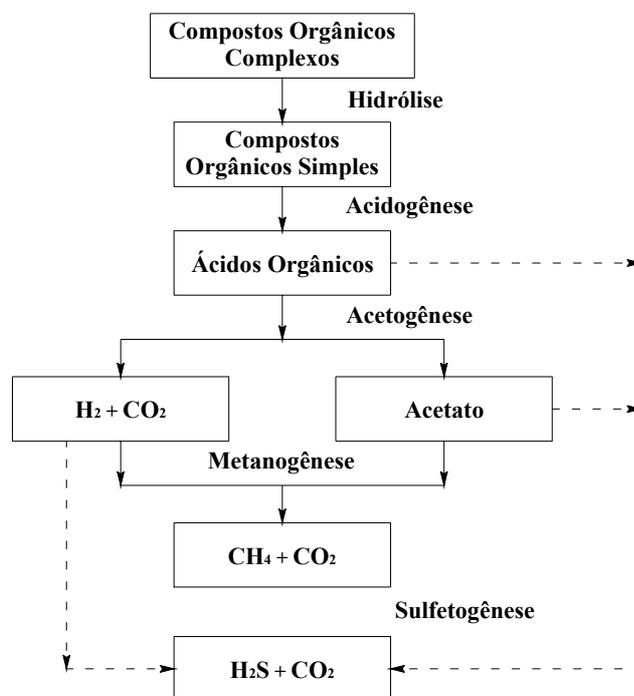
FONTE: SPEECE e McCARTY¹, apud ECKENFELDER, 1980, p. 95; LAWRENCE e McCARTY², apud ECKENFELDER, 1980, p. 95.

Outra etapa que também pode ocorrer na digestão anaeróbia, caso o efluente contenha compostos de enxofre, é a sulfetogênese. A figura 6 demonstra como é a seqüência metabólica com a presença de compostos com enxofre.

¹ SPEECE, R. E. e McCARTY, P. L. Nutrient Requirements and Biological Solids Accumulation in Anaerobic Digestion. Advances in Water Pollution Research. v. 2. Ed. Pergamon Presse, Oxford, Englandd, 1964.

² LAWRENCE, A. e McCARTY, P. L. Kinetics of methane Fermentation in Anaerobic Waste Treatment. Tech. Rep. 75, Department of Civil Engineering, Stanford Univ., 1967.

FIGURA 6 - DIGESTÃO ANAERÓBIA NA PRESENÇA DE COMPOSTOS DE ENXOFRE



FONTE: Adaptado de CHERNICHARO, 1997, p. 29.

Neste caso um grupo de bactérias denominada sulforredutoras reduzem os compostos com enxofre (sulfato, sulfito e outros compostos sulfurados) à sulfeto, formando o gás sulfídrico, H_2S . De acordo com a figura 6 observa-se que as bactérias sulforredutoras competem pelos substratos disponíveis com as bactérias responsáveis pelas etapas da figura 4, quais sejam a acidogênese, a acetogênese e a metanogênese (CHERNICHARO, 1997, p. 28). A sulfetogênese pode acarretar sérios problemas no tratamento de certos efluentes pois o H_2S é um composto inibidor da metanogênese, podendo diminuir a atividade das bactérias responsáveis por esta etapa. Estudos mostram que as bactérias redutoras de sulfato apresentam mais afinidade com o acetato ($K_s = 9,5 \text{ mg/l}$) do que as metanogênicas ($K_s = 32,8 \text{ mg/l}$). Isto significa que as bactérias redutoras de sulfato podem competir com as metanogênicas sob baixas

concentrações de acetato (BITTON, 1999, p. 290). Outros problemas observados na sulfetogênese são o mau cheiro e a elevada demanda bioquímica de oxigênio no efluente (LETTINGA¹, apud CHERNICHARO, 1997, p. 44 e VISSER², apud CHERNICHARO, 1997, p. 44).

Isto posto, faz-se oportuno discorrer sobre alguns requisitos ambientais que devem ser obedecidos no intuito de se obter eficiência no processo anaeróbio em reatores. Para as bactérias acidogênicas o pH ótimo fica entre 5,0 e 6,0, e para as metanogênicas fica em torno de 7,0. Os reatores anaeróbios são operados normalmente com pH próximo de 7,0 estimulando assim a formação de metano. Mesmo o pH ótimo das bactérias acidogênicas sendo entre 5,0 e 6,0, num ambiente neutro (pH = 7,0) estes organismos apresentam taxas de crescimento favoráveis. Fora da faixa de pH entre 6,0 e 8,0 a atividade das arqueobactérias formadoras de metano diminui consideravelmente (DROSTE, 1997, p. 626).

Quanto a temperatura, a mesma deve permanecer acima de 20°C, sendo que entre 30 e 40°C estará na temperatura ótima da faixa mesófila, e entre 50 e 60°C para a faixa termófila. Além do pH e temperatura, os nutrientes são de extrema importância para o crescimento dos organismos envolvidos na digestão anaeróbia.

De acordo com CHERNICHARO (1997, p. 58) os nutrientes presentes nos esgotos domésticos estão em concentrações adequadas para o desenvolvimento de um ambiente ideal para a digestão anaeróbia. A relação C:N:P (carbono: nitrogênio: fósforo) deve ficar em torno de 700:5:1 para o desenvolvimento das bactérias

¹ LETTINGA, G. Introduction. In: International course on anaerobic treatment. Wageningen Agricultural university – IHE Delft. Wageningen: [s.n.], 1995.

² VISSER, A. Anaerobic treatment of sulphate containing waste water. In: International course on anaerobic treatment. Wageningen Agricultural university – IHE Delft. Wageningen: [s.n.], 1995.

anaeróbias. No entanto, alguns pesquisadores sustentam que a relação C/N ótima para produção de gás metano deve permanecer em torno de 25-30:1 (POLPRASERT¹, apud BITTON, 1999, p. 290). Observar também que a alcalinidade deve permanecer na faixa de 1000 até 5000 mg/l.

3.3.2.2 Cinética das reações

No sentido de projetar sistemas para tratamento de esgoto, é necessário conhecer o comportamento da variação da composição e da concentração dos materiais no reator, assim como a taxa em que tais variações ocorrem. Muitas das reações que ocorrem em sistemas para tratamento de esgoto são lentas e sua cinética é considerada importante.

A equação geral que relaciona a taxa de variação da concentração da substância no tempo com a própria concentração da substância, pode ser expressa (ARCEIVALA, 1981, p. 562):

$$\frac{dC_A}{dt} = \pm K_A * C_A^{n_r} \quad (3)$$

onde C_A = concentração da substância reagente A (mg/l)

K_A = constante de reação (dia^{-1})

n_r = ordem da reação (para $n = 1$ reação de primeira ordem, para $n = 2$ reação de segunda ordem, e assim por diante)

¹ POLPRASERT, C. Organic Waste Recycling. Ed. John Wiley & Sons. Chichester, UK. 357 p. 1989.

Os principais fatores que podem afetar os valores de K_A são:

- a) temperatura;
- b) presença de catalisadores;
- c) presença de substâncias tóxicas;
- d) disponibilidade de nutrientes e fatores de crescimento;
- e) outras condições ambientais.

As reações de ordem zero ($n = 0$) não dependem da concentração C_A e portanto a taxa dC_A/dt é constante, como mostra a equação:

$$\frac{dC_A}{dt} = K_A \quad (4)$$

Certas reações catalisadoras ocorrem de acordo com esta cinética de ordem zero.

As reações de primeira ordem ($n = 1$) são aquelas onde a taxa de mudança da concentração da substância A é proporcional à primeira potência da concentração:

$$\frac{dC_A}{dt} = K_A * C_A \quad (5)$$

Neste tipo de reação a taxa dC_A/dt diminui com o tempo. Uma reação de primeira ordem é aquela onde uma única substância (por exemplo: H_2O_2 ou $Ca(OCl)_2$) é decomposta. A estabilização biológica da matéria orgânica em sistemas por batelada é um típico exemplo de uma “pseudo” reação de primeira ordem. Embora envolva diversas variáveis, como oxigênio dissolvido, número de organismos e concentração de matéria orgânica, a taxa da reação é proporcional à concentração de uma única substância fornecida (matéria orgânica neste caso). Caso a matéria orgânica (concentração de substrato) seja mantida dentro de uma escala estreita, como num sistema contínuo (ex: reator de mistura completa), a taxa de reação será praticamente

constante e o reator se comportará segundo uma “pseudo” reação de ordem zero. Existem vários processos complexos na natureza onde a taxa total de reação é aproximadamente de primeira ordem. GUJER e ZEHNDER (1983, p. 134) concluíram que as reações de hidrólise podem ser descritas segundo uma cinética de primeira ordem.

Integrando a equação (5) dentro dos limites de concentração (C_1 e C_2) e tempo (t_1 e t_2), teremos:

$$\int \frac{dC_A}{C_A} = K_A \int dt \quad (6)$$

ou

$$\ln(C_1/C_2) = K_A(t_2 - t_1) \quad (7)$$

ou, se a concentração é C_0 no início ($t = 0$), então a concentração C_t para qualquer tempo t é:

$$C_t = C_0 * e^{-K_A * t} \quad (8)$$

As reações de segunda ordem ($n = 2$) ocorrem com uma taxa de reação proporcional à segunda potência da concentração:

$$\frac{dC_A}{dt} = K_A * C_A^2 \quad (9)$$

Nas reações de segunda ordem pequenas mudanças na concentração da substância podem afetar consideravelmente a taxa de reação. Integrando a equação (9) teremos:

$$K_A = \frac{\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_1}}{t_2 - t_1} \quad (10)$$

Como exemplo de aplicação podemos citar que demógrafos notaram que a taxa de crescimento da população segue uma cinética de segunda ordem.

Existem outros tipos de reações que incluem reações de ordem superior à segunda, reações de ordem fracional, reações seqüenciais onde uma substância é removida primeiro e a outra depois, e reações onde vários passos intermediários ocorrem (exemplo: $\text{NH}_3 \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{NO}^-$).

3.3.2.3 Cinética da digestão anaeróbia

A cinética do crescimento biológico é muito importante para o estudo do processo de digestão anaeróbia pois a cinética descreve o comportamento do metabolismo bacteriano e assim pode-se prever a qualidade final do efluente. Neste sentido, será apresentado na seqüência a formulação cinética que descreve o crescimento bacteriano, o crescimento de substrato limite e a utilização de substrato.

3.3.2.3.1 Crescimento bacteriano

A taxa de crescimento bacteriano pode ser definida como (METCALF & EDDY, 1991, p. 370):

$$\frac{dX}{dt} = r_g = \mu * X \quad (11)$$

onde dX/dt = taxa de crescimento bacteriano (mg/l * d)

μ = taxa de crescimento específico (d^{-1})

X = concentração de microorganismos (mg/l)

Esta equação foi definida tanto para um sistema descontínuo, como para sistemas contínuos.

3.3.2.3.2 Crescimento de substrato limite

A Equação de Monod define o efeito do substrato limitante para sistemas contínuos (METCALF & EDDY, 1991, p. 370):

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} \quad (12)$$

onde μ = taxa de crescimento específico (d^{-1})

μ_{\max} = taxa de crescimento específico máxima (d^{-1})

S = concentração de substrato limitante (mg/l)

K_S = constante de saturação (mg/l)

A constante de saturação, K_S , é definida como a concentração de substrato onde a taxa de crescimento específico será igual a metade da taxa de crescimento específico máxima ($\mu = 0,5 \mu_{\max}$).

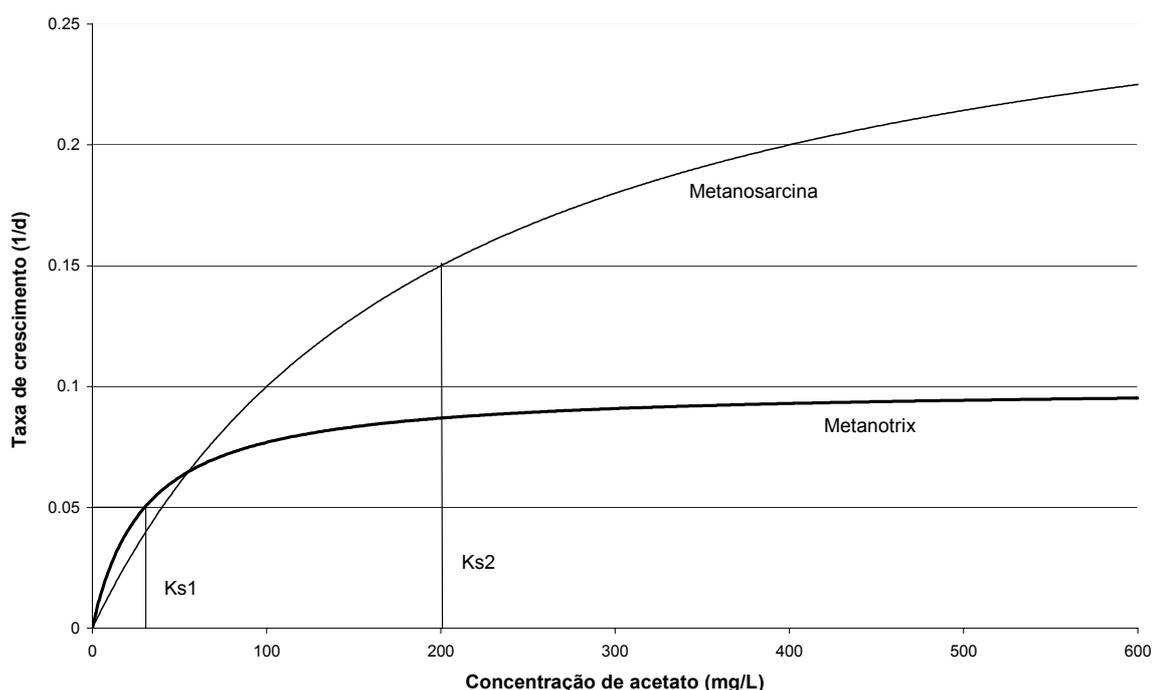
Ao substituirmos a equação 11 na equação 12, teremos:

$$\frac{dX}{dt} = r_g = \frac{\mu_{\max} * X * S}{K_S + S} \quad (13)$$

A figura 7 mostra o efeito da concentração de substrato (acetato) na taxa de crescimento bacteriano para as Metanogênicas *Metanotrix* e *Metanosarcina*, que apresentam valores da taxa de crescimento específico máxima, μ_{\max} , de 0,1 e 0,3 d^{-1} respectivamente. A constante de saturação, K_S , para *Metanotrix* é de 30 mg/l e para *Metanosarcina* é de 200 mg/l. Pelo gráfico pode-se observar que até uma concentração de aproximadamente 55 mg/l de acetato a taxa de crescimento específico da bactéria *Metanotrix* é mais elevada, ou seja, nessas condições este tipo de bactéria prevalecerá. Para concentrações acima de 55 mg/l de acetato, a bactéria *Metanosarcina* cresce a

uma taxa específica maior e será o microorganismo predominante. (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994, p. II-7)

FIGURA 7 - TAXA DE CRESCIMENTO X CONCENTRAÇÃO DE ACETATO



FONTE: Adaptado de VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994, p. II-7.

3.3.2.3.3 Crescimento bacteriano e Utilização do substrato

Nos sistemas contínuos e em batelada ao mesmo tempo em que o substrato é convertido em produtos oxidados, parte do substrato é convertido em novas células. A seguinte relação foi desenvolvida relacionando o crescimento bacteriano com a utilização do substrato (METCALF & EDDY, 1991, p. 371):

$$r_g = -Y * r_{su} \quad (14)$$

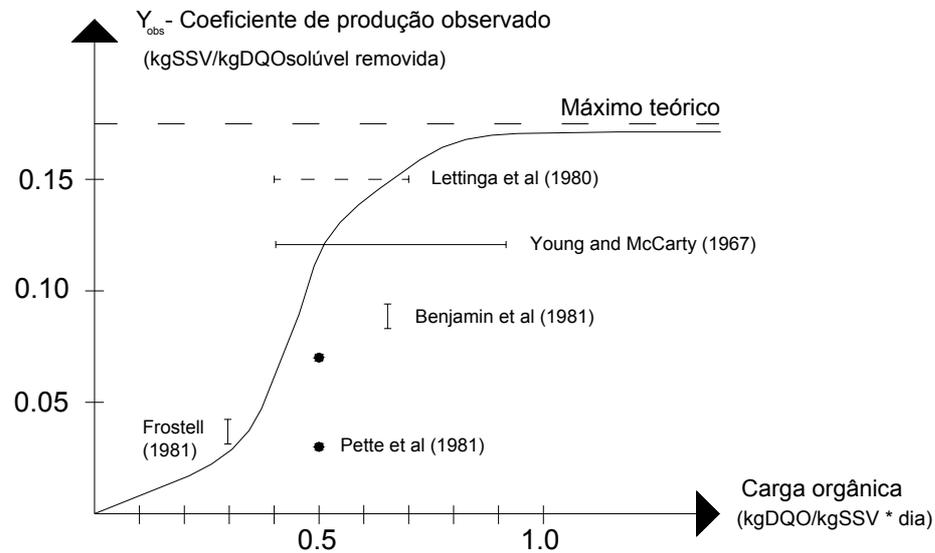
onde r_g = taxa de crescimento bacteriano (mg/l * d)

Y = coeficiente de produção celular (mg/mg)

r_{su} = taxa de utilização de substrato (mg/l * d)

Com relação aos valores do coeficiente de produção celular, Y , verifica-se que nos processos anaeróbios os valores de Y são menores se comparados aos processos aeróbios para tratamento de esgotos. O valor do coeficiente de produção, Y , decresce com o decréscimo da carga orgânica, fazendo com que a fração disponível de biomassa também decresça (HENZE e HARREMOES, 1983, p. 13). A figura 8 ilustra a relação entre o coeficiente de produção e a carga orgânica para processos anaeróbios.

FIGURA 8 - RELAÇÃO ENTRE O COEFICIENTE DE PRODUÇÃO CELULAR E A CARGA ORGÂNICA



FONTE: Adaptado de HENZE e HARREMOES, 1983, p. 14.

Se substituirmos a equação (13) na equação (14), teremos:

$$r_{su} = -\frac{\mu_{\max} * X * S}{Y * (K_s + S)} \quad (15)$$

sabendo-se que

$$k = \frac{\mu_{\max}}{Y} \quad (16)$$

Logo, a equação (16) irá resultar na expressão:

$$r_{su} = -\frac{k * X * S}{(K_s + S)} \quad (17)$$

A cinética dos processos anaeróbios envolve também processos de respiração endógena que representa o decaimento bacteriano, onde há uma redução da concentração de bactérias no meio. Assume-se que um decréscimo na massa é

proporcional à concentração de microrganismos presentes no meio. O decaimento bacteriano recebe a seguinte expressão:

$$rd = -kd * X \quad (18)$$

onde rd = decaimento bacteriano (mg/l * d)

kd = coeficiente de decaimento bacteriano (d⁻¹)

Combinando as equações (18), (13) e (14), teremos a seguinte expressão, definindo a taxa de crescimento líquido:

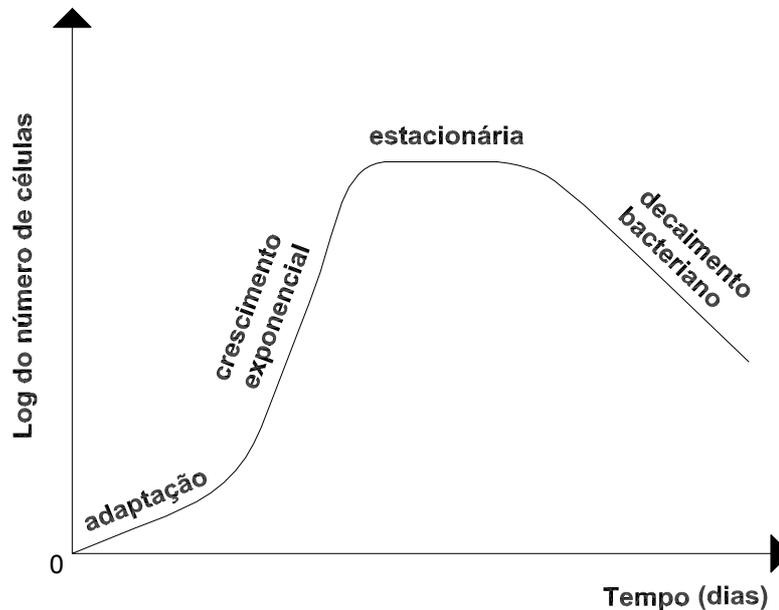
$$r'_g = \frac{\mu_{\max} * X * S}{(K_s + S)} - kd * X \quad (19)$$

$$r'_g = -Y * r_{su} - kd * X \quad (20)$$

onde r'_g = taxa de crescimento líquido (mg/l * d)

A figura 9 mostra a curva típica do crescimento bacteriano, relacionando o tempo de detenção com o número de organismos (VON SPERLING, 1996, p.108).

FIGURA 9 – CURVA TÍPICA DO CRESCIMENTO BACTERIANO



FONTE: Adaptado de VON SPERLING, 1996, p. 108.

Na cinética da digestão anaeróbia a temperatura é um fator muito importante. Todas as taxas definidas acima são calculadas para uma temperatura constante de 20°C. Caso a temperatura seja diferente a seguinte equação expressa o efeito da temperatura nas taxas de reação dos processos biológicos:

$$r_T = r_{20} * \theta^{(T-20)} \quad (21)$$

onde: r_T = taxa de reação à T°C

r_{20} = taxa de reação à 20°C

θ = coeficiente de atividade

T = temperatura em °C

Outras expressões foram desenvolvidas para expressar a cinética das reações, como por exemplo (METCALF & EDDY, 1991, p. 373):

$$r_{su} = -k \quad (22)$$

$$r_{su} = -k * X * S \quad (23)$$

Estas expressões foram obtidas de forma empírica e ilustram a necessidade de estudos aprofundados na cinética de processos biológicos. O mais importante é a aplicação de taxas cinéticas coerentes na análise do balanço de massa dos reatores. Para se ter uma completa idéia da cinética do crescimento microbiano e da utilização do substrato nos sistemas anaeróbios, os parâmetros cinéticos de todos os grupos microbianos devem ser caracterizados. Devido às complexas interações entre os grupos microbiológicos a maioria dos estudos cinéticos dos processos de tratamento anaeróbio tem medido taxas associadas à comunidades inteiras preferivelmente do que grupos individuais (GRADY et al., 1999, p. 94).

Em conseqüência do crescimento na compreensão das interações microbiológicas nos processos anaeróbios, pesquisadores buscam modelar os sistemas anaeróbios incluindo as reações dos grupos microbiológicos mais importantes, como

por exemplo considerar as quatro principais fases da digestão anaeróbia (hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese). Com relação aos valores cinéticos, respectivos às diversas fases da digestão anaeróbia, vários autores apresentam contribuições. GRADY et al. (1999, p. 94), apresentam valores de parâmetros, conforme tabela 07. A temperatura mais comum utilizada nas operações anaeróbias em laboratório é de 35°C.

TABELA 7 - PARÂMETROS CINÉTICOS DE ACORDO COM VÁRIOS AUTORES

Tipo de bactérias	μ_{\max} (hr ⁻¹)	K _S (mg/l)	Autores
Bactérias fermentativas	0,25	20 à 25	Grady et al., 1999
Bactérias Acidogênicas	0,01	500	Bryers, 1985
Bactérias que degradam ácido propionico	0,0065	250	Gujer e Zehnder, 1983
<i>Methanosarcina</i>	0,014	300	Grady et al., 1999
<i>Methanothrix</i>	0,003	30 à 40	Grady et al., 1999

FONTE: GRADY et al., 1999, p. 94

Já os estudos realizados por EASTMAN e FERGUSON¹, apud GUJER e ZEHNDER (1983, p. 141) mediram as características de crescimento cinético relativo à fermentação de lodo primário e obtiveram os seguintes valores: para uma temperatura de 35°C e pH de 5,2, obteve-se uma taxa de crescimento específico máxima (μ_{\max} , d⁻¹) maior que 2,7, um coeficiente de produção de biomassa Y de 0,48 (gDQO / gDQO utilizada), e um coeficiente de decaimento bacteriano, kd, de 0,43 d⁻¹.

¹ EASTMAN, J. A. e FERGUSON, J. F. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. Journal WPCF. v. 53. pp. 352 – 366. 1981.

A tabela 8 mostra resultados de um estudo realizado por NOVAK e CARLSON¹, apud GUJER e ZEHNDER (1983, p. 145) onde foram degradados anaerobiamente à 37°C, ácidos graxos como única fonte de carbono. Observar que na tabela os valores médios são dos parâmetros cinéticos respectivos a todos os experimentos realizados.

TABELA 8 - PARÂMETROS DO CRESCIMENTO CINÉTICO DA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE ÁCIDOS GRAXOS

Ácido Graxo	μ_{\max} (d ⁻¹)	Y (kg SSV/kgDQO)	kd (d ⁻¹)	K _s (g DQO/m ³)	k = μ_{\max}/Y
Esteárico (C-18)	0,10	~ 0,11	~ 0,01	417	0,909
Palmítico (C-19)	0,12	~ 0,11	~ 0,01	143	1,0909
<i>Myristic</i> (C-14)	0,11	~ 0,11	~ 0,01	105	1,00
<i>Oleic</i> (C-18)	0,45	~ 0,11	~ 0,01	3180	4,0909
<i>Linoleic</i> (C-18)	0,56	~ 0,11	~ 0,01	1816	5,0909

FONTE: Adaptado de GUJER e ZEHNDER, 1983, p. 145.

Os experimentos realizados por LAWRENCE e McCARTY², apud GUJER e ZEHNDER (1983, p. 146), com um reator tipo *chemostat* degradando anaerobiamente apenas produtos intermediários, revelaram os seguintes parâmetros cinéticos:

TABELA 9 - PARÂMETROS DO CRESCIMENTO CINÉTICO DA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE PROPIONATO E BUTÍRICO

Composto	T (°C)	μ_{\max} (d ⁻¹)	Y (kg biomassa/kgDQO)	kd (d ⁻¹)	K _s (g DQO/m ³)	k = μ_{\max}/Y
Propionato*	35	0,31	0,042	0,01	60	7,38
Propionato	25	0,36	0,051	0,04	1146	7,059
Butírico	35	0,37	0,047	0,027	13	7,87

FONTE: Adaptado de GUJER e ZEHNDER, 1983, p. 146.

NOTA: * valores médios para dois grupos de experimentos com diferentes concentrações.

GUJER e ZEHNDER (1983, p. 147) observaram em experimentos de laboratório que na degradação do propionato em acetato, H₂ e CO₂, os parâmetros

¹ NOVAK, J. T. e CARLSON, D. A. The kinetics of anaerobic long chain fatty acid degradation. Journal WPCF. v. 42. pp. 1932 – 1943. 1970.

² LAWRENCE, A. W. e McCARTY, P. C. Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment. Journal WPCF. v. 42. pp. R1 – R17. 1969.

cinéticos obtidos foram os seguintes: para uma temperatura de 33°C, μ_{\max} de 0,155 d⁻¹, K_s de 246 g DQO/m³, Y de 0,025 kg biomassa/kg propionato (em termos de DQO) e k (μ_{\max}/Y) de 6,2 d⁻¹.

Para expressar o crescimento de bactérias anaeróbias, acidogênicas e acetogênicas, são apresentados valores de constantes, na tabela 10, conforme diversos autores.

TABELA 10 - CONSTANTES CINÉTICAS DE BACTÉRIAS ACIDOGÊNICAS E ACETOGÊNICAS

μ_{\max} (d ⁻¹)	Y (kgSSV/kgDQO)	K_s (g DQO/m ³)	$k = \mu_{\max}/Y$	kd (d ⁻¹)	°C	Substrato (cultura)	Autor
-	-	0,15	1	-	-	anaeróbio misto	Mueller e Mancini (1975)
-	0,12	-	-	0,08	-	anaeróbio misto	Young e McCarty (1967)
> 1,33	0,54	-	-	0,87	38	cultura mista	Andrews e Pearson (1965)
3,8	0,28	18,3	-	-	35	lodo de esgoto	Ghosh e Klass (1978)

FONTE: Adaptado de HENZE e HARREMOES (1983, p. 8)

Tratando-se especificamente de metanogênese, esta caracteriza-se pela degradação de acetato em metano, onde a tabela 11 mostra valores para o crescimento cinético deste processo:

TABELA 11 - PARÂMETROS DO CRESCIMENTO CINÉTICO DA DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE ACETATO EM METANO

T (°C)	μ_{\max} (d ⁻¹)	Y (kg biomassa/kgDQO)	kd (d ⁻¹)	K _s (g DQO/m ³)	k = μ_{\max}/Y	Autores
35	0,34	0,04	0,015	165	8,5	Lawrence e McCarty (1969)
30	0,24	0,054	0,037	356	4,44	Lawrence e McCarty (1969)
25	0,24	0,050	0,011	930	4,8	Lawrence e McCarty (1969)
35	~ 0,44	~ 0,05	*	~ 250	8,8	Smith e Mah (1980)
37	~ 0,11	~ 0,023	*	28	4,78	Huser (1981), Zehnder et. al. (1980)

FONTE: Adaptado de GUJER e ZEHNDER, 1983, p.150.

NOTA: * estes valores não foram informados

Para a metanogênese a partir do hidrogênio, os seguintes valores foram observados considerando culturas puras de *Methanobrevibacter arboriphilus* em digestores supernadantes com pH de 7,0 e temperatura de 33°C (GUJER e ZEHNDER, 1983, p.150):

- a) $\mu_{\max} = 1,4 \text{ d}^{-1}$;
- b) $Y = 0,04 \text{ g biomassa / g DQO}$;
- c) $K_s = 0,6 \text{ mg DQO/l}$;
- d) $k = \mu_{\max}/Y = 35 \text{ d}^{-1}$.

Valores encontrados, por diferentes autores, para algumas constantes cinéticas de bactérias metanogênicas são apresentados na tabela 12.

TABELA 12 - CONSTANTES CINÉTICAS DE METANOGENÉTICAS

μ_{\max} (d ⁻¹)	Y (kgSSV/kgDQO)	K _S (g DQO/m ³)	k = μ_{\max}/Y	kd (d ⁻¹)	°C	Substrato (cultura)	Autor
-	-	0,002	4	-	-	anaeróbio misto	Mueller e Mancini (1975)
-	0,05	-	-	0,04	-	anaeróbio misto	Young e McCarty (1967)
0,40	0,06	0,002	-	-	-	mista	Andrews e Graef (1971)
> 1,33	0,14	-	-	0,02	38	mista	Andrews e Pearson (1965)
0,5 – 0,7	0,03 – 0,04	0,3	-	-	36	pura	Smith e Mah (1978)

FONTE: Adaptado de HENZE e HARREMOES (1983, p.10)

Baseado nas tabelas 10 e 12 HENZE e HARREMOES (1983, p. 13) propõe a tabela 13 com constantes do crescimento anaeróbio para culturas anaeróbias, com temperatura média de 35°C:

TABELA 13 - CONSTANTES CINÉTICAS PARA CULTURAS ANAERÓBIAS

μ_{\max} (d ⁻¹)	Y _{max} (kgSSV/kgDQO)	K _S (g DQO/m ³)	k = μ_{\max}/Y_{\max}	°C
0,4	0,18	-	2,2	35

FONTE: Adaptado de HENZE e HARREMOES (1983, p. 13)

Já METCALF & EDDY (2003, p. 1000) apresenta a seguinte tabela para reatores de mistura completa com crescimento suspenso, tratando DQO solúvel. As taxas referem-se ao processo anaeróbio global:

TABELA 14 - CONSTANTES CINÉTICAS PARA REATORES DE MISTURA COMPLETA

Parâmetro	Unidade	Valor	
		Faixa	Típico
Coeficiente de produção celular, Y	mg SSV/mg DQO	0,05 – 0,10	0,08
Coeficiente de decaimento, kd	d ⁻¹	0,02 – 0,04	0,03
Taxa de crescimento específico máxima, μ_{\max}	35°C	0,30 – 0,38	0,35
	30°C	0,22 – 0,28	0,25
	25°C	0,18 – 0,24	0,20
Constante de saturação, K _s	35°C	60 - 200	160
	30°C	300 - 500	360
	25°C	800 - 1100	900

FONTE: Adaptado de METCALF & EDDY (2003, p. 1000)

De acordo com o exposto acima fica claro que a cinética anaeróbia é um assunto complexo e que a maioria dos parâmetros cinéticos encontrados na bibliografia referem-se às etapas isoladas da digestão. Pouco se conhece sobre valores cinéticos globais, que permitam ter uma idéia de como o processo da digestão se comporta como um todo e não considerando as etapas separadamente. METCALF & EDDY (2003, p. 1000) e HENZE e HARREMOES (1983, p. 10) propõem valores globais como os verificados nas tabelas 13 e 14.

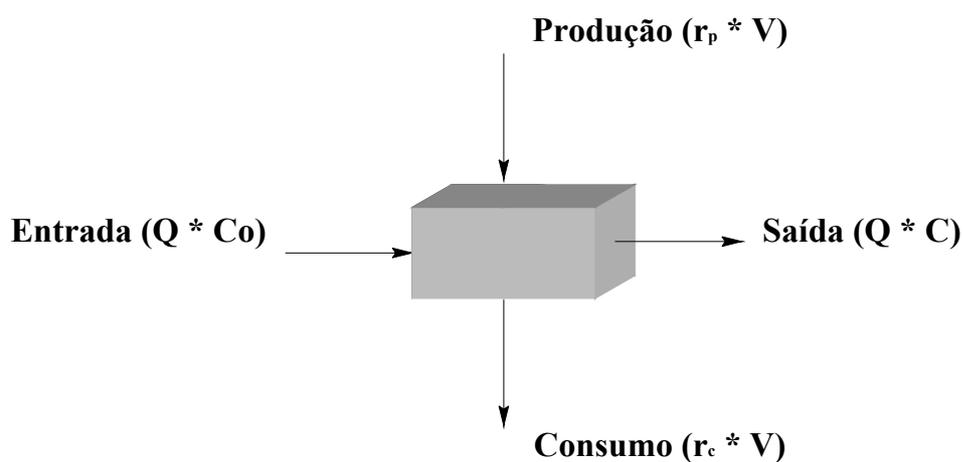
3.3.2.4 Balanço de Massa

O balanço de massa de reatores envolve a entrada e saída de materiais no reator e reações cinéticas de produção e consumo de substrato e biomassa. Como o balanço de massa baseia-se na lei da conservação de massa, a quantidade de material acumulado deve ser igual à quantidade de material que entra menos a quantidade que sai mais a quantidade transformada dentro de um volume qualquer.

$$\text{Acúmulo} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Produção} - \text{Consumo}$$

O balanço de massa em um reator qualquer pode ser configurado da seguinte maneira:

FIGURA 10 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO BALANÇO DE MASSA



Isto posto, a expressão matemática do balanço de massa é:

$$\frac{d(C*V)}{dt} = Q*C_o - Q*C + r_p * V - r_c * V \quad (24)$$

onde C = concentração do composto em um tempo t (mg/l)

C_o = concentração afluyente do composto (mg/l)

V = volume do reator (m³)

Q = vazão (m³/dia)

t = tempo (dia)

r_p = taxa de reação de produção do compostos (mg/m³ * dia)

r_c = taxa de reação de consumo do compostos (mg/m³ * dia)

No tratamento de esgoto considera-se como fixo o volume do reator, simplificando a equação 24:

$$V * \frac{d(C)}{dt} = Q * C_o - Q * C + r_p * V - r_c * V \quad (25)$$

Não obstante, TCHOBANOGLOUS e SCHROEDER¹, apud VON SPERLING (1996, p. 48), definiram os seguintes passos para o equacionamento e estruturação do balanço de massa:

- a) preparar um esquema ou fluxograma simplificado do sistema ou processo para o qual será feito o balanço de massa;
- b) desenhar os limites do sistema para definir onde o balanço de massa se aplicará;
- c) listar todos os dados pertinentes que serão usados na preparação do balanço de massa no esquema ou fluxograma elaborado;
- d) listar todas as equações das reações químicas ou biológicas que se julga representarem o processo;
- e) selecionar uma base conveniente na qual os cálculos numéricos serão efetuados.

O balanço de massa pode ser estruturado para duas situações: o estado estacionário ou o estado dinâmico. No estado estacionário não há acúmulo de massa no sistema, e o lado esquerdo da equação 25 iguala-se a zero, pois $dC/dt = 0$. No estado dinâmico existe acúmulo de massa no sistema é $dC/dt \neq 0$.

ESTADO ESTACIONÁRIO:

$$0 = Q * C_o - Q * C + r_p * V - r_c * V \quad (26)$$

¹ TCHOBANOGLOUS, G. e SCHROEDER, E. D. Water quality: characteristics, modeling, modification. Addison-Wesley, Reading, MA. 1985.

ESTADO DINÂMICO:

$$V * \frac{dC}{dt} = Q * C_o - Q * C + r_p * V - r_c * V \quad (27)$$

Nota-se que o estado estacionário é uma particularidade do dinâmico. Em termos práticos e reais, o estado dinâmico representa mais adequadamente o funcionamento de reatores, porém apresenta maior complexidade na resolução das equações. (VON SPERLING, 1996, p. 49)

3.3.2.5 Tipos de reatores

Denomina-se reator todo tanque ou volume genérico que possibilita o acontecimento de reações químicas ou bioquímicas no seu interior (VON SPERLING, 1996^b, p. 50). Nesse sentido, todos os tanques e lagoas utilizados para o tratamento de esgoto podem ser denominados de “reatores” (ARCEIVALA, 1981, p. 566). Além disso, podem ser divididos de acordo com o tipo de fluxo em sistemas contínuos ou descontínuos. Os reatores podem apresentar diferentes configurações e mecanismos de transporte dos materiais. De acordo com sua hidráulica, os reatores classificam-se em:

- a) fluxo em pistão;
- b) mistura completa;
- c) fluxo disperso;
- d) células em série e/ou paralelo.

3.3.2.5.1 Fluxo em pistão

- Características:

Os reatores de fluxo em pistão apresentam fluxo contínuo e os materiais saem do reator na mesma ordem em que entram. Cada elemento é exposto ao tratamento pelo mesmo período de tempo, denominado tempo de detenção teórico. O fluxo se assemelha a um êmbolo e a dispersão longitudinal é mínima pois não ocorre mistura. (VON SPERLING, 1996^b, p. 51) As substâncias biodegradáveis reduzem as suas concentrações durante a passagem pelo reator devido à atividade biológica. A remoção de substrato ocorre por meio de uma reação de primeira ordem é:

$$S = S_o * e^{-K*t} \quad (28)$$

onde S = concentração de substrato no efluente (mg/l)

So = concentração de substrato no afluente (mg/l)

t = tempo de detenção no reator (dias)

K = taxa de remoção de substrato (dias⁻¹)

Do início ao fim do reator a taxa de remoção de substrato, K, é constante mas a concentração do substrato degradável diminui gradualmente com o fluxo. Assim, no início do reator a concentração de substrato é alta e a remoção é alta para reações de primeira e maiores ordens. No final do reator a concentração de substrato é baixa e, portanto a remoção é baixa também. Isto ocorre no caso de reatores longos e retangulares ou lagoas utilizadas no tratamento de esgoto. (ARCEIVALA, 1981, p. 569)

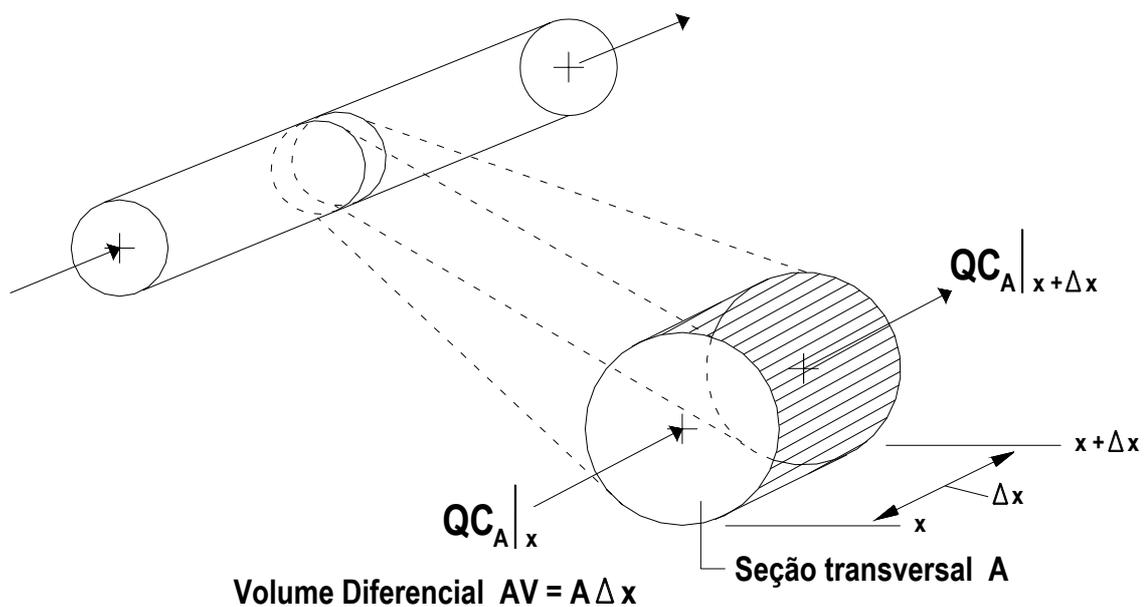
BOUNDS (1997, p. 2) afirma em seu trabalho que o tanque séptico opera como um reator de fluxo em pistão, pois em geral não ocorre mistura ou aquecimento e as

partículas no interior do reator ascendem ou descendem e uma estratificação se desenvolve. No entanto, veremos no decorrer deste trabalho que esta afirmação não condiz com a realidade dos tanques sépticos.

- Balanco de massa de reatores de fluxo em pistão:

A derivada pelo tempo da equação do balanço de massa para reatores com fluxo em pistão pode ser ilustrada através da figura 10.

FIGURA 11 - ILUSTRAÇÃO DO VOLUME DE CONTROLE PARA REATORES COM FLUXO EM PISTÃO



FONTE: Adaptado de METCALF & EDDY, 1991, p. 1266.

Para o volume diferencial ΔV , o balanço de massa para um reagente C é escrito da seguinte forma:

$$\frac{\partial C}{\partial t} * \Delta V = Q * C|_x - Q * C|_{x+\Delta x} + r_c * \Delta V \quad (29)$$

onde C = concentração de uma substância C (g/m³)

ΔV = volume diferencial elementar (m³)

Q = vazão (m³/dia)

r_c = taxa de reação da substância C (g/m³ * s)

Substituindo a forma diferencial do termo $Q * C|_{x + \Delta x}$ na equação (29), teremos:

$$\frac{\partial C}{\partial t} * \Delta V = Q * C - Q * \left(C + \frac{\Delta C}{\Delta x} * \Delta x \right) + r_c * \Delta V \quad (30)$$

Substituindo ΔV por $A * \Delta x$:

$$\frac{\partial C}{\partial t} * A * \Delta x = -Q * \left(\frac{\Delta C}{\Delta x} * \Delta x \right) + r_c * \Delta V \quad (31)$$

e dividindo por A e Δx :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\frac{Q}{A * \Delta x} * \left(\frac{\Delta C}{\Delta x} * \Delta x \right) + r_c \quad (32)$$

Tomando o limite Δx próximo de zero:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\frac{Q}{A} * \frac{\partial C}{\partial x} + r_c \quad (33)$$

Considerando o estado estacionário ($\partial C / \partial t = 0$) e que a taxa de reação é definida como sendo $r_c = -k * C^n$:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\frac{Q}{A} * \frac{\partial C}{\partial x} - k * C^n = 0 \quad (34)$$

Reorganizando a equação (34), teremos:

$$\frac{dC}{k * C^n} = -\frac{A}{Q} * dx \quad (35)$$

Integrando a equação (35) entre os limites $C = C_0$ e $C = C$ e $x = 0$ e $x = L$:

$$\int_{C=C_0}^{C=C} \frac{dC}{k * C^n} = -\frac{A}{Q} \int_0^L dx = -\frac{A * L}{Q} = \frac{V}{Q} = t_h \quad (36)$$

onde t_h = tempo de detenção hidráulico (dias)

A equação (36) representa a solução, no estado estacionário, para o balanço de massa de reatores com fluxo em pistão.

3.3.2.5.2 Mistura completa

- Características:

Os reatores de mistura completa apresentam fluxo contínuo e ocorre uma dispersão máxima das substâncias que entram no reator. Desta forma, o conteúdo do reator é homogêneo e as concentrações são iguais em qualquer ponto do reator. No estado estacionário temos a concentração afluenta constante implicando numa concentração efluenta constante, ou seja, não varia ao longo do tempo.

O balanço de massa para um reator de mistura completa no estado estacionário, para uma substância biodegradável seguindo uma cinética de primeira ordem ($dS/dt = -K * S$), nos fornece a seguinte equação:

$$\frac{d(S * V)}{dt} = 0 = Q * S_0 - Q * S - K * S * V \quad (37)$$

onde S = concentração de substrato no efluente (mg/l)

S_o = concentração de substrato no afluente (mg/l)

Q = vazão no reator (m^3/dia)

K = taxa de remoção de substrato (dia^{-1})

V = volume do reator (m^3)

A equação (37) pode se reescrita na seguinte forma, possibilitando uma estimativa da concentração de substrato no efluente:

$$S = \frac{S_o}{1 + K * (V/Q)} \quad (38)$$

ou

$$S = \frac{S_o}{1 + K * (t)} \quad (39)$$

Tanques quadrados ou circulares com alto grau de agitação, como por exemplo lodos ativados, usados no tratamento de esgoto com freqüência se aproximam de condições ideais de mistura completa. (ARCEIVALA, 1981, p. 572)

- Balanco de massa de reatores de mistura completa

De acordo com a equação (37), o balanço de massa de um reator de mistura completa considerando como compostos os microorganismos existentes, estes representando a biomassa, e o substrato afluente, teremos:

$$V * \frac{dX}{dt} = Q * X_o - Q * X + r'_g * V \quad (40)$$

onde dX/dt = taxa de variação na concentração de microorganismos ($mg/m^3 * dia$)

V = volume do reator (m^3)

Q = vazão (m^3/s)

X_o = concentração de microorganismos no afluente (mg/m^3)

X = concentração de microorganismos no efluente (mg/m^3)

r'_g = taxa de crescimento líquido ($\text{mg}/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$)

Na equação (40) e nas equações que dela serão derivadas, a concentração de microorganismos é representada pelos sólidos suspensos voláteis (SSV). Esta representação parte da idéia de que a porção volátil é proporcional à atividade da massa microbiana em questão (METCALF & EDDY, 1991, p. 376). Ao substituímos a taxa líquida, r'_g , pela expressão (19), teremos:

$$V \cdot \frac{dX}{dt} = Q \cdot X_o - Q \cdot X + \frac{\mu_{\max} \cdot X \cdot S}{K_s + S} - kd \cdot X \cdot V \quad (41)$$

onde S = concentração de substrato no efluente do reator (mg/l)

Considerando que a concentração de microorganismos no afluente seja praticamente inexistente e que o estado estacionário prevaleça, a equação (41) pode ser simplificada para a seguinte expressão:

$$0 = Q \cdot 0 - Q \cdot X + \frac{\mu_{\max} \cdot X \cdot S}{K_s + S} - kd \cdot X \cdot V \quad (42)$$

$$\frac{Q}{V} = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} - kd = \frac{1}{t_h} \quad (43)$$

onde t_h = tempo de detenção hidráulica (dias)

A equação (40) e conseqüentemente a equação (41) representam o balanço de massa da massa de microorganismos num reator de mistura completa. O balanço de massa correspondente ao substrato é expresso da seguinte maneira:

$$V \cdot \frac{dS}{dt} = Q \cdot S_o - Q \cdot S + r_{SU} \cdot V \quad (44)$$

onde S_o = concentração de substrato no afluente (mg/m^3)

S = concentração de substrato no efluente (mg/m^3)

Substituindo a equação (17) na equação (44) e considerando o estado estacionário, teremos:

$$V * \frac{dS}{dt} = Q * S_o - Q * S + \frac{-k * X * S * V}{K_s + S} \quad (45)$$

e

$$(S_o - S) - t_h \frac{k * X * S}{K_s + S} = 0 \quad (46)$$

As concentrações no efluente do substrato e dos microorganismos podem ser obtidas através das equações acima descritas, e as seguintes simplificações podem ser realizadas: resolvendo a equação (43) pelo termo $S/(K_s + S)$, substituindo-a na equação (46) e simplificando pelo termo (16), teremos a seguinte expressão para a concentração no efluente de microorganismos:

$$X = \frac{Y(S_o - S)}{(1 + kd * t_h)} \quad (47)$$

A expressão para a concentração no efluente do substrato pode ser obtida igualando as equações (46) e (47):

$$S = \frac{K_s * (1 + t_h * kd)}{t_h * (Y * k - kd) - 1} \quad (48)$$

As equações (47) e (48) podem ser utilizadas para fazer uma previsão da qualidade final do efluente quando os coeficientes cinéticos são conhecidos ou estimados. É importante notar que essas equações que prevêm a qualidade final do efluente são baseadas na fração solúvel do afluente e não levam em conta a fração dos sólidos suspensos que podem estar presentes no afluente. (METCALF & EDDY, 1991, p. 376)

DROSTE (1997, p. 633) derivou uma equação para a produção de metano para um reator de mistura completa. Esta equação depende da taxa de remoção de substrato

e do fator de conversão de DQO (demanda química de oxigênio) em metano (0,25 g CH₄ / g DQO):

$$Q_m = 0,25 \frac{k * X_v * S}{K + S} \quad (49)$$

onde Q_m = quantidade de metano por unidade de tempo

X_v = sólidos suspensos voláteis anaeróbios no reator

3.3.2.5.3 Fluxo disperso

Sabe-se que tanto o fluxo em pistão como o de mistura completa são fluxos idealizados e que na prática o escoamento no interior de reatores sempre se desvia de qualquer uma dessas duas condições. O escoamento intermediário entre esses ideais é denominado fluxo disperso. O fluxo disperso é contínuo, arbitrário e pode ser utilizado para descrever as condições de fluxo da maioria dos reatores.

Neste sentido, LEVENSPIEL (1999, p. 214) comenta que existem três fatores que governam o tipo de escoamento. São eles: a distribuição do tempo de residência do material que está escoando; o estado de agregação do material em escoamento; e a antecipação ou o retardo de mistura do material. No caso do fluxo disperso esses três fatores se desviam da situação ideal do fluxo em pistão ou em mistura completa.

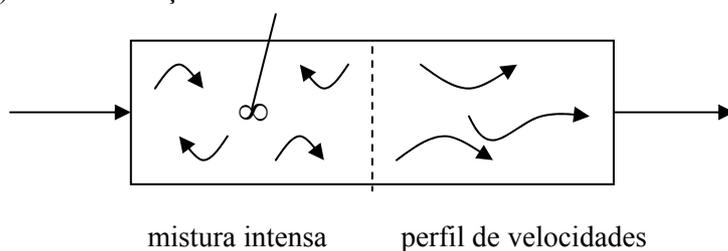
Na distribuição do tempo de residência podem ocorrer desvios decorrentes da formação de canais preferenciais de fluxo, de zonas mortas e de curtos-circuitos. O estado de agregação do material depende da sua natureza e pode ser chamado de macro ou microfluido. O macrofluido é um estado em que as moléculas estão agrupadas em agregados, como por exemplo, partículas sólidas ou líquidos muito viscosos. Já o microfluido é um estado de agregação onde as moléculas individuais se

movem e se misturam livremente. Gases e líquidos comuns não muito viscosos são exemplos do estado de agregação microfluido. (LEVENSPIEL, 1999, p. 215)

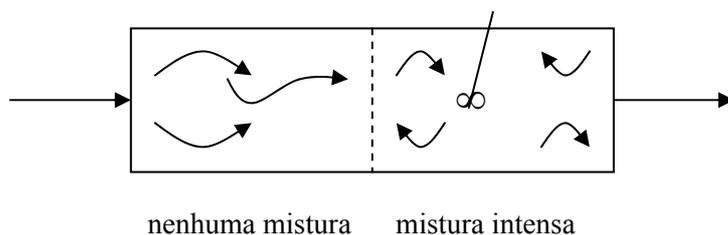
A antecipação ou o retardo de mistura de material no reator pode ser observado através da figura 12:

FIGURA 12 – ANTECIPAÇÃO E RETARDO DE MISTURA DE MATERIAL

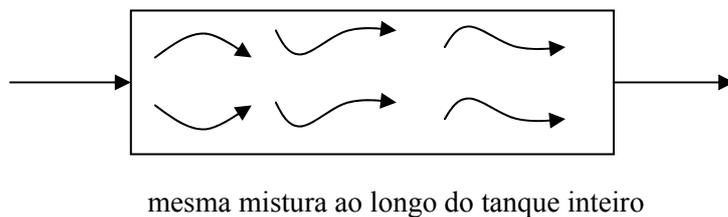
a) ANTECIPAÇÃO DE MISTURA



b) RETARDO DE MISTURA



c) MISTURA UNIFORME



FONTE: Adaptado de LEVENSPIEL, 1999, p. 217

Pela figura 12 verificamos que quando ocorre antecipação de mistura de material, primeiramente temos a condição de mistura completa e posteriormente um perfil de velocidades arbitrário. Já quando ocorre o retardo de mistura, verificamos o

comportamento hidráulico contrário ao verificado na primeira condição analisada. Para a terceira condição verifica-se o mesmo perfil de velocidades ao longo de todo comprimento do reator. LEVENSPIEL (1999, p.216) comenta que esse fator pouco influencia no comportamento global de um único fluido em escoamento.

Enfim, LEVENSPIEL (1999, p.216) adverte que para algumas situações estes três fatores podem ser essenciais e que em outras um deles pode ser facilmente ignorado. Na maioria dos casos este fato depende do tempo de reação, tempo de mistura e do tempo de permanência das partículas no reator.

O desvio das condições ideais características do modelo de dispersão pode ser representado pelo coeficiente de dispersão longitudinal. Utilizando a segunda lei de Fick, porém substituindo o coeficiente de difusão molecular pelo coeficiente de dispersão longitudinal, D , a variação na concentração é dada pela equação (50):

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (50)$$

onde C = concentração da substância (g/m^3)

D = coeficiente de dispersão longitudinal (m^2/d)

x = distância na direção do fluxo (m)

O coeficiente de dispersão longitudinal é um parâmetro adimensional que mede a extensão da dispersão axial no interior de um reator. É longitudinal pois este coeficiente caracteriza o grau de mistura na direção do escoamento.

Admitindo o estado estacionário no balanço material para qualquer seção no reator, LEVENSPIEL¹, apud ARCEIVALA (1981, p. 574) forneceu a seguinte equação genérica para qualquer reagente seguindo uma cinética de ordem n :

¹ LEVENSPIEL, O. Chemical Reaction Engineering. 1 ed. New York: John Wiley and Sons, 1962.

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - U \frac{\partial C}{\partial x} - K * C^{n_r} = 0 \quad (51)$$

onde U = velocidade média ao longo do reator (m/d)

K = taxa de remoção de constante (dia⁻¹)

n_r = ordem da reação

Vários fatores podem afetar a dispersão nos reatores, ARCEIVALA (1981, p. 575) listou os seguintes:

- a) magnitude da mistura;
- b) geometria da unidade;
- c) energia introduzida por unidade de volume;
- d) tipo e disposição das entradas e saídas;
- e) velocidade do fluxo de entrada e suas flutuações;
- f) diferenças de temperatura e densidade entre o fluxo de entrada e o conteúdo do reator;
- g) número de Reynolds.

Em 1956, WEHNER e WILHEM (1956, p. 89) resolveram a equação (51) para reações de primeira ordem em processos químicos. A aplicação desta equação para o projeto de processos de tratamento de esgoto está cada vez mais crescente. A equação resolvida por Wehner e Wilhem é portanto:

$$S = S_o \frac{4 * a * e^{1/2d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \quad (52)$$

onde S = concentração efluente de substrato (mg/l)

S_o = concentração afluyente de substrato (mg/l)

$$a = \sqrt{(1 + 4 * K * t * d)}$$

d = número de dispersão

t = tempo de detenção (dia)

K = constante de remoção de substrato (dia^{-1})

O número de dispersão (d) caracteriza as condições de mistura dos reatores, e para os reatores ideais este número representa uma condição limite.

$$d = \frac{D}{U * L} \quad (53)$$

onde d = número de dispersão

D = coeficiente de dispersão longitudinal (m^2/dia)

U = velocidade horizontal média (m/dia)

L = comprimento longitudinal do reator (m)

O número de dispersão, d , pode variar de 0 a ∞ . Quando d aproxima-se de 0 (fluxo em pistão), a equação (52) fornece praticamente o mesmo resultado da concentração efluente S do que se calculado pela equação (28). Da mesma forma, quando d se aproxima de ∞ (mistura completa), a equação (52) fornece dados da concentração efluente S praticamente iguais àquelas fornecidas pela equação (39).

Na bibliografia existente a determinação do parâmetro d é bastante ampla e baseada principalmente em estudos empíricos aplicados em sistemas de lagoas de estabilização e em métodos experimentais específicos.

A seguir são apresentadas algumas equações empíricas que podem ser utilizadas para determinar o valor do número de dispersão para o cálculo do projeto de lagoas de estabilização (facultativas ou de maturação):

QUADRO 2 - DIFERENTES RELAÇÕES EMPÍRICAS PARA O CÁLCULO DO NÚMERO DE DISPERSÃO, d

Equação	Autor
$d = \frac{0,814 * T * \nu * (B + 2H)^{0,489} * B^{1,511}}{(L * H)^{1,489}}$	Posprasert e Batharai (1983)
$d = 0,102 * \frac{(3 * (B + 2H) * T * \nu)^{-0,410}}{4 * L * B * H} * \left(\frac{H}{L}\right) * \left(\frac{H}{B}\right)^{-(0,981+1,385 * H/B)}$	Agunwamba et al (1992)
$d = \frac{(L/B)}{-0,261 + 0,254 * (L/B) + 1,014 * (L/B)^2}$	Yanez (1993)
$d = \frac{1}{L/B}$	Von Sperling (2000)

onde: B = largura (m); H = altura (m); L = comprimento (m); d = número de dispersão.
 FONTE: Adaptado de VON SPERLING (2000, p. 39) e YANEZ (1993, p. 203)

Utilizando métodos experimentais específicos, existe uma outra maneira de se determinar o número de dispersão em reatores, a mesma consta do método de análise das curvas de passagem (KELLNER e PIRES, 1999, p. 153). Este método consiste na introdução de uma quantidade conhecida de um traçador físico ou não-reativo na entrada do reator e posterior medição do mesmo ao longo do tempo. A introdução do traçador pode ser realizada continuamente ou de forma instantânea. O que vai caracterizar o espalhamento do traçador no interior do reator é o coeficiente de dispersão, D. Assim, teremos que para (LEVENSPIEL, 1999, p. 246):

D grande → espalhamento rápido da curva do traçador;

D pequeno → espalhamento lento;

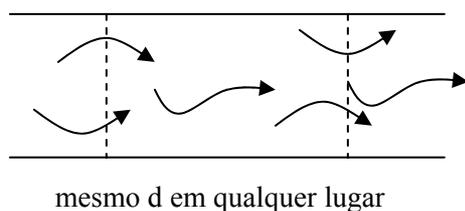
D = 0 → espalhamento inexistente.

Quando o valor do número de dispersão, d, for menor que 0,01, ou seja pequeno, admitimos pequenas extensões de dispersão. Neste caso o espalhamento na curva do traçador não muda significativamente conforme o mesmo passa pelo ponto onde é medido. (LEVENSPIEL, 1999, p. 249)

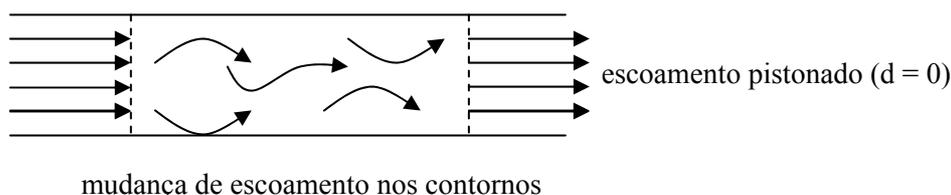
Para valores de d maiores que 0,01, admite-se um grande desvio do modelo de fluxo em pistão. Na medida em que o traçador é medido ocorrem mudanças em sua forma, ou seja, a curva se espalha através do escoamento. Para este caso a condição de contorno pode afetar o escoamento. Em recipientes abertos (ver figura 12) o escoamento não sofre qualquer alteração ao passar pelos contornos de entrada e saída. Já nos recipientes fechados, o escoamento antes e depois dos contornos de entrada e saída, é o fluxo pistonado. Estas condições de contorno podem ser melhor compreendidas na figura 13.

FIGURA 13 – CONDIÇÕES DE CONTORNO

a) RECIPIENTE ABERTO



b) RECIPIENTE FECHADO



FONTE: Adaptado de LEVENSPIEL, 1999, p. 252

3.3.2.5.4 Células em série

Outro modelo hidráulico utilizado é o reator com células em série, onde a sua utilização é possível para reações de qualquer ordem. Neste tipo de reator considera-se que haja “n” números de células de tamanhos iguais ou diferentes. Para um reator de células em série com tamanhos iguais cada célula é um reator com mistura completa de volume V e tempo de detenção t' (ARCEIVALA, 1981, p. 587). Assim:

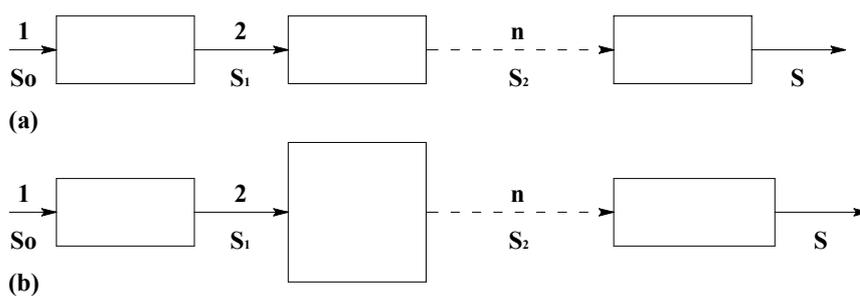
$$\sum V = \text{volume total das células em série}$$

$$t' = \frac{\sum V}{n * Q} = \text{tempo de detenção por célula}$$

n = número de células

A figura 14 ilustra esquematicamente possíveis arranjos de reatores com células em série.

FIGURA 14 - REATOR COM CÉLULAS EM SÉRIE. (a) CÉLULAS IGUAIS. (b) CÉLULAS DIFERENTES



FONTE: Adaptado de ARCEIVALA (1983, p. 586).

Para o caso de reações de primeira ordem, obedecendo o mesmo critério visto para um reator de mistura completa, a concentração efluente da primeira célula será:

$$S_1 = \frac{S_o}{1 + K * (t')} \quad (54)$$

O efluente da primeira célula se torna o afluente da segunda célula, assim:

$$S_2 = \frac{S_1}{1 + K * t'} = \frac{S_o}{(1 + K * t') * (1 + K * t')} \quad (55)$$

Generalizando desta maneira para n células de igual tamanho, teremos:

$$S = \frac{S_o}{(1 + K * t')^n} \quad (56)$$

Para as células de tamanhos diferentes, ou seja, com volumes diferentes e conseqüentemente tempos de detenção hidráulica diferentes, a abordagem é aquela desenvolvida pela equação (55).

Nota-se que quando o número de células (n) tende a infinito, o volume requerido pelas células em série assemelha-se ao reator com fluxo em pistão, reduzindo a equação (56) a equação (28). Seguindo o mesmo raciocínio, quando n tende a um, a equação (56) fica igual à equação (39). (Arceivala, 1981, p. 587)

3.3.2.5.5 Células em paralelo

As células podem estar arrançadas em paralelo como mostra a figura 14. Este tipo de arranjo é usualmente utilizado em sistemas de tratamento através de lagoas de estabilização. As células podem ser de tamanho igual ou diferente, apresentando neste último caso diferentes volumes. Para reatores com células em paralelo os seguintes aspectos devem ser observados (ARCEIVALA, 1981, p. 589):

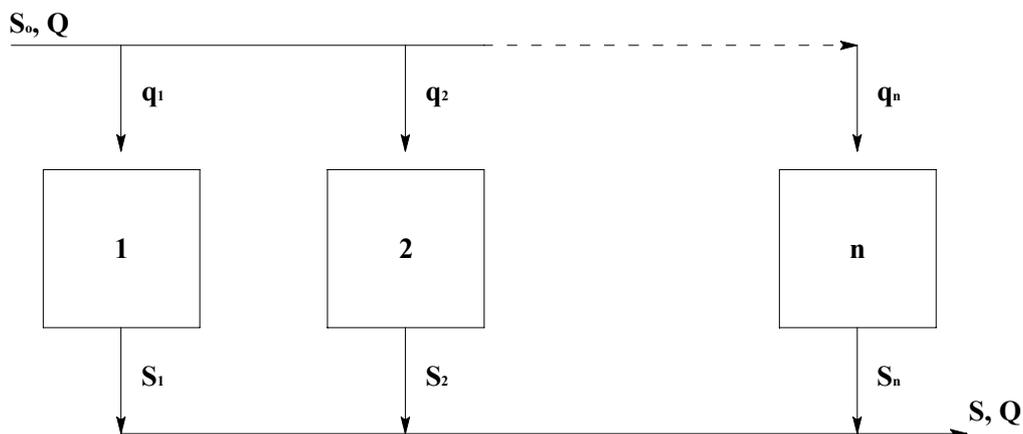
- a) as células podem ser de tamanho igual ou diferente já que elas operam independentemente;

- b) mesmo apresentando tamanhos diferentes, as células podem operar com tempos de detenção iguais, através do ajuste das vazões de entrada;
- c) cada célula pode ser projetada individualmente utilizando o modelo para fluxo disperso e seu apropriado valor de d ($D/U * L$) para cada célula. O valor do número de dispersão, d , pode variar de célula para célula;
- d) assume-se que cada célula é um reator de mistura completa logo o resultado obtido se o sistema for de uma única célula de volume equivalente será de:

$$S = \frac{S_o}{1 + K * (\sum V/Q)} \quad (57)$$

- e) para um dado volume, a eficiência na remoção de substrato será menor para células em paralelo do que para células em série. No entanto, muitas vezes prefere-se o arranjo em paralelo por razões de operação do sistema de tratamento e área de implantação disponível.

FIGURA 15 - REATOR COM CÉLULAS EM PARALELO



FONTE: Adaptado de ARCEIVALA, 1981, p. 586.

3.3.3 Fenômenos Físicos

Na sedimentação as partículas do esgoto decantam através da ação da gravidade, quando possuem densidade superior à água e a velocidade do escoamento for relativamente baixa. Os tanques sépticos são considerados dispositivos de tratamento de esgoto primário com decantação primária, a qual é responsável pela sedimentação dos sólidos em suspensão (VON SPERLING, 1996, p. 139). Foram definidos quatro tipos de sedimentação em função da concentração crescente de sólidos: a discreta, a floculenta, a zonal e por compressão.

3.3.3.1 Sedimentação discreta

Na Sedimentação Discreta as partículas decantam individualmente, suas propriedades físicas são mantidas e não há interação entre as partículas. Este tipo de sedimentação é explicada através das leis de Newton e Stokes, quando a partícula sedimenta com uma velocidade constante e as forças de atrito e gravitacional se igualam. De acordo com a lei de Stokes, a velocidade de sedimentação (V_s) de uma partícula em fluxo laminar é:

$$V_s = \frac{1}{18} * \frac{g}{\nu} * \frac{\rho_s - \rho_1}{\rho_s} * d^2 \quad (58)$$

onde V_s = velocidade de sedimentação (m/s)

g = aceleração da gravidade (m/s^2)

ν = viscosidade cinemática da água (m^2/s)

ρ_s = densidade da partícula (kg/m^3)

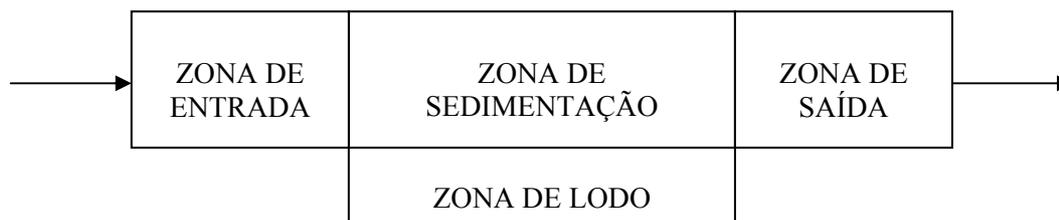
ρ_1 = densidade da água (kg/m^3)

d = diâmetro da partícula (m)

Nos tanques sépticos estima-se que a sedimentação discreta remova as partículas mais densas e irregulares que estão presentes nos esgotos domésticos. (SEABLOOM, 2002, p. 16)

Com a finalidade de um maior entendimento de tal fenômeno, foi idealizado um tanque de sedimentação retangular. Nesse tanque de sedimentação ideal existem quatro zonas: entrada, sedimentação, lodo e saída. A figura 16 mostra estas quatro zonas:

FIGURA 16 - TANQUE IDEAL DE SEDIMENTAÇÃO DISCRETA



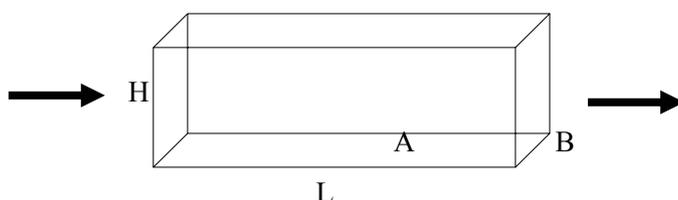
FONTE: Adaptado de VON SPERLING, 1996^b, p. 145.

Para o tanque ideal algumas hipóteses são admitidas:

- a) a sedimentação se assemelha à uma coluna ou cilindro de sedimentação;
- b) as partículas estão distribuídas uniformemente na zona de entrada e o escoamento é uniforme;
- c) as partículas que atingem a zona de lodo permanecem por lá;
- d) todas as partículas são individuais e mantêm a mesma forma e tamanho.

A figura 17 representa a zona de sedimentação do tanque ideal e suas respectivas dimensões.

FIGURA 17 - ILUSTRAÇÃO DA ZONA DE SEDIMENTAÇÃO



FONTE: Adaptado de VON SPERLING, 1996^b, p. 146.

onde B = largura do tanque (m)

L = comprimento do tanque (m)

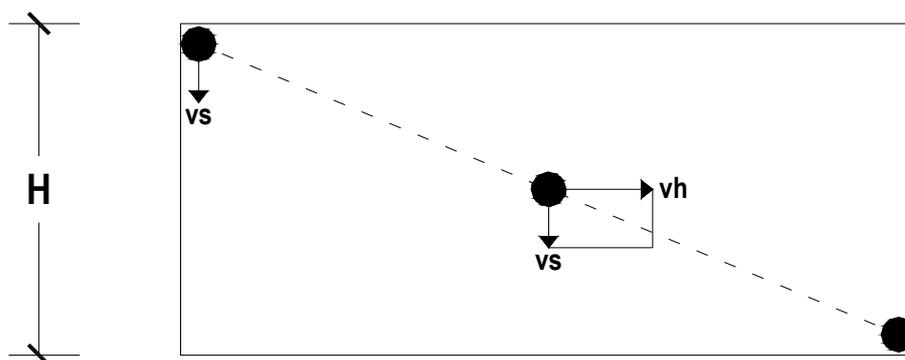
H = altura do tanque (m)

A = área da base ou área horizontal do tanque (m^2)

Assim teremos a área da base definida pelo produto da largura pelo comprimento. A sedimentação discreta de uma partícula no tanque ideal com velocidade constante é representada na figura 18 a seguir:

FIGURA 18 - SEDIMENTAÇÃO DISCRETA NUM TANQUE DE FLUXO HORIZONTAL

TANQUE DE FLUXO HORIZONTAL



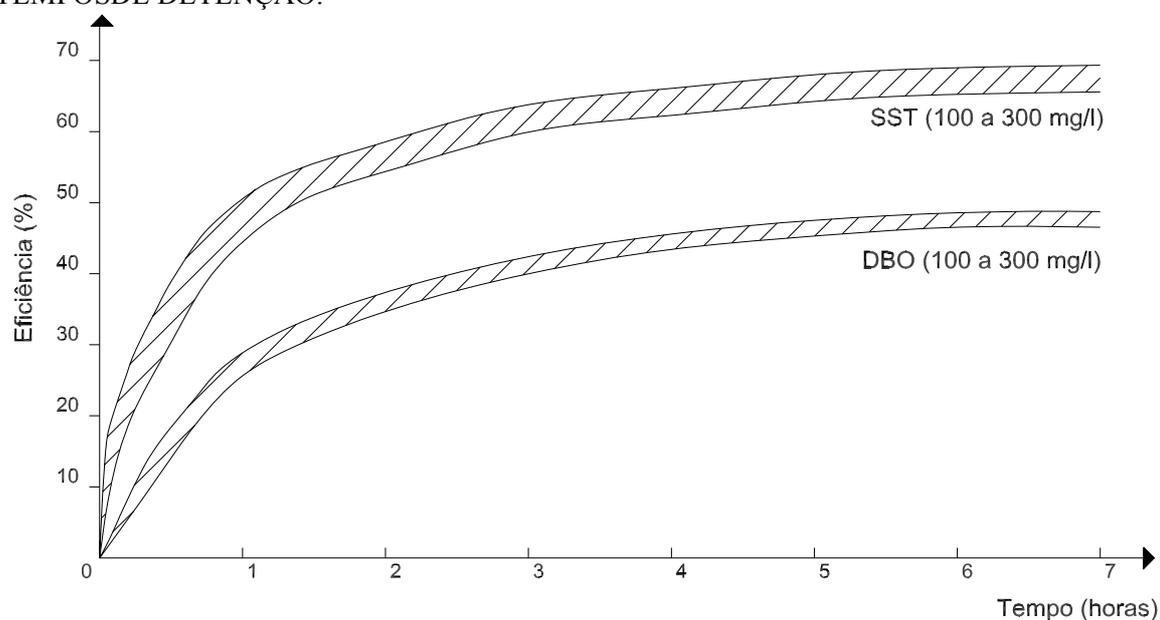
FONTE: Adaptado de VON SPERLING, 1996^b, p. 146.

onde V_h = velocidade horizontal da partícula (m/s)

O tempo para a partícula alcançar o fundo do tanque é dado pela razão entre o volume e a vazão do tanque, onde o volume é calculado pela multiplicação da área (A) pela altura (H). (VON SPERLING, 1996, p. 146)

A figura 19 mostra a relação do tempo de detenção com a remoção de matéria orgânica (DBO) e sólidos suspensos totais (SST), pode-se observar que a partir de 2 horas de detenção o acréscimo na remoção é pouco significativo.

FIGURA 19 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO EM UM DECANTADOR PARA DIVERSOS TEMPOS DE DETENÇÃO.



FONTE: Adaptado de AISSE, 2000, p. 66.

3.3.3.2 Sedimentação floculenta

A Sedimentação Floculenta pode ser observada principalmente em decantadores primários. Na Sedimentação Floculenta as partículas, a partir da formação de flocos,

decantam para o fundo do tanque formando o lodo que irá se decompor anaerobiamente. Com a formação do floco, as partículas se tornam maiores e mais densas, aumentando a velocidade de sedimentação. Na floculação as partículas formam os flocos na medida que sedimentam para o fundo, ou seja, quanto maior for o contato entre elas, maior será a formação de flocos. Assim, pode-se dizer que na sedimentação floculenta a eficiência de remoção aumenta com o aumento da profundidade e do tempo. (VON SPERLING, 1996, p. 154)

Nos Tanques Sépticos a sedimentação floculenta é responsável pela remoção de partículas mais leves que com a formação do floco se tornam mais pesadas e sedimentam. (SEABLOOM, 2002, p. 16)

3.3.3.3 Sedimentação zonal

A Sedimentação Zonal é caracterizada pela tendência das partículas permanecerem em posições fixas, criando uma interface sólido-líquido, que irá decantar como um todo.

Em um tanque séptico este tipo de fenômeno ocorre quando um floco biológico é formado. (SEABLOOM, 2002, p. 16)

3.3.3.4 Sedimentação por compressão

O fenômeno de compressão se dá pelo peso das partículas que estão constantemente sedimentando. Este tipo de sedimentação pode ocorrer num tanque

séptico na massa de lodo que está mais próxima ao fundo do tanque (SEABLOOM, 2002, p. 16).

3.4 DESINFECÇÃO EM TANQUES SÉPTICOS

Organismos patogênicos é o nome genérico dado aos diversos microorganismos como os vírus, bactérias, protozoários e helmintos. Alguns destes microorganismos são responsáveis pela transmissão de diversas doenças como diarreia, disenteria, febre tifóide, cólera, entre outras. Devido à dificuldade na quantificação de todos os patógenos que podem estar presentes numa amostra de esgoto bruto, escolheu-se como indicador da qualidade sanitária de uma água um grupo de bactérias conhecido por coliformes fecais. Outros grupos de microorganismos podem ser utilizados como indicadores de contaminação como os coliformes totais, os estreptococos fecais e os ovos de helmintos.

Estima-se que a concentração de coliformes fecais (CF) no esgoto bruto seja de 10^8 a 10^9 CF/100ml (JORDÃO e PESSOA, 1995, p. 45). Porém a resolução CONAMA nº20/86 determina um valor limite de coliformes fecais no corpo receptor. Este valor limite é de no máximo 1.000 organismos por 100ml, para corpos de água Classe 2. Para se obter tal eficiência na remoção de coliformes fecais, apenas com um único sistema de tratamento de esgoto, seria preciso um tratamento com eficiência de 99,999% para atender às exigências do órgão regulamentador.

Dos atuais processos biológicos e físicos para tratar esgoto doméstico, apenas as lagoas de estabilização chegam a eficiências acima de 99,99% na remoção de organismos patogênicos. Esta observação pode ser constatada pela tabela 15:

TABELA 15 - PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE PATÓGENOS NOS DIFERENTES TIPOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO

Tipo de Tratamento	Vírus	Bactérias	Protozoários	Helmintos
Sedimentação	0 – 30	50 – 90	10 – 50	30 – 90
Lodos Ativados	90 – 99	90 – 99	50	50 – 90
Fossa Séptica	50	50 – 90	0	50 – 90
Lagoas: 3 séries (Td > 25 dias)	> 99,99	99,99	100	100

* Td = tempo de detenção hidráulico

FONTES: Adaptado de JORDÃO e PESSOA, 1995, p. 550.

A remoção dos ovos de helmintos ocorre através da sedimentação ou pela adsorção dos ovos nos flocos de lodo, ou seja, nesta remoção predominam processos físicos. De acordo com diversos autores, a remoção eficiente de ovos de helmintos em reatores requer tempos de detenção hidráulica de alguns dias. (CAVALCANTI, 2001, p. 120)

Já para a remoção dos coliformes fecais, o processo biológico contribui significativamente pois a redução da concentração de CF resulta do metabolismo de decaimento bacteriano. Este metabolismo é lento e em função da eficiência desejada determina-se o tempo de detenção hidráulico. Observa-se na tabela 15 que o processo de lagoas aparece como o mais eficiente na remoção de patógenos, no entanto o tempo de detenção é bastante elevado (~ 25 dias) se comparado aos outros processos (~ 0,1 – 1 dias).

Como visto anteriormente (ver item 3.3.2.1), a modelagem cinética do decaimento bacteriano segue uma cinética de primeira ordem com um coeficiente de decaimento bacteriano, kd. Da mesma forma como foi visto no item 3.3.4, o regime hidráulico dos reatores tem grande influência na eficiência de remoção de coliformes fecais. No entanto, no cálculo da determinação da concentração final de coliformes fecais, a taxa de remoção de substrato K será substituída pela constante de decaimento bacteriano kd. Logo a fórmula de cada regime hidráulico será a seguinte:

TABELA 16 - FÓRMULAS PARA O CÁLCULO DA CONCENTRAÇÃO EFLUENTE DE COLIFORMES

Tipo de Regime Hidráulico	Fórmula
Fluxo em Pistão	$S = S_0 * e^{-kd * t}$
Mistura Completa	$S = S_0 / (1 + kd * t)$
Fluxo Disperso	$S = S_0 * \frac{4 a e^{1/2d}}{(1 + a)^2 e^{a/2d} - (1 - a)^2 e^{-a/2d}}$
Células em Série	$S = S_0 / (1 + kd * (t/n))^n$

onde: S = concentração efluente de coliformes (org/100ml); S_0 = concentração afluyente de coliformes (org/ml); kd = coeficiente de decaimento bacteriano (dia⁻¹); t = tempo de detenção (volume / vazão) (dias); $a = (1 + 4 \cdot kd \cdot t \cdot d)^{1/2}$; d = número de dispersão; n = número de câmaras.

FONTE: Adaptado de VON SPERLING, 2000, p. 88.

O coeficiente de decaimento bacteriano kd depende de diversos fatores como temperatura, profundidade e pH. A literatura sobre este coeficiente kd é bastante ampla e o mesmo é normalmente estimado e/ou obtido em pesquisas com lagoas de estabilização. Com relação à influência da temperatura na determinação do kd, diversos autores utilizam a seguinte expressão de Arrhenius:

$$kd_T = kd_{20} * \theta^{(T-20)} \quad (59)$$

onde: kd_T = coeficiente de decaimento bacteriano para qualquer temperatura (dia⁻¹)

kd_{20} = coeficiente de decaimento bacteriano na temperatura de 20°C (dia⁻¹)

θ = coeficiente dependente da temperatura

T = temperatura (°C)

A tabela 17 mostra o resultado de algumas pesquisas com relação à determinação do kd a uma temperatura de 20°C.

TABELA 17 - VALORES DOS COEFICIENTES DE DECAIMENTO BACTERIANO, k_d , POR DIFERENTES AUTORES EM LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO

Pesquisador	Temperatura (°C)	k_d (d ⁻¹)	θ
MARA (1974)	20	2,60	1,20
SHERRY & PARKER (1979)	20	1,50	1,06
KLOCK (1971)	20	1,10	1,07
YANEZ (1993)	20	0,84	1,07

FONTE: Adaptado de CAVALCANTI, 2001, p. 130.

VON SPERLING (2000, p. 94), através de uma regressão não-linear, determinou uma equação, relacionando a profundidade (H) e o tempo de detenção (t), a partir de dados de 33 lagoas facultativas e de maturação:

$$k_d = 0,917 * H^{-0,877} * t^{-0,329} \quad (60)$$

Com relação à variação do coeficiente k_d em função do pH, vários autores verificaram uma certa constância no valor de k_d para uma faixa neutra de pH. Apenas ressaltam que o valor de k_d pode variar se houver uma elevação do pH para valores acima de 9,5.

YANEZ (1993, p. 198) comenta sobre estudos realizados na Jordânia com lagoas anaeróbias, onde os resultados dos coeficientes de decaimento bacteriano, k_d , foram obtidos em função da carga orgânica, conforme pode ser observado na tabela 18.

TABELA 18 - VALORES DOS COEFICIENTES DE DECAIMENTO BACTERIANO, kd, EM FUNÇÃO DA CARGA ORGÂNICA EM LAGOAS ANAERÓBIAS

Carga orgânica (kgDBO/Ha . d)	Coefficiente de decaimento bacteriano, kd (d ⁻¹)
400	0,60
600	0,55
800	0,50
1000	0,46
1200	0,41
1400	0,37

FONTE: Adaptado de YANEZ, 1993, p. 198.

Esses valores de kd obtidos são menores do que se comparados aos valores do coeficiente kd para lagoas facultativas (YANEZ, 1993, p. 198). GAMINI¹, apud YANEZ (1993, p. 199) realizou uma pesquisa com lagoas facultativas e determinou uma equação para avaliar o coeficiente kd. O estudo foi realizado em escala piloto e foram recolhidas amostras de esgoto bruto e tratado para contagem de coliformes fecais na entrada e saída do sistema. GAMINI calculou o valor de kd utilizando o modelo de fluxo disperso e, através de uma regressão múltipla, chegou na seguinte expressão:

$$e^{(kd)} = 1,1274 * 0,6351 * 1,0281^T * 1,0016^{Xa} * 0,9994^{Csa} \quad (61)$$

onde: T = temperatura da água na lagoa (°C)

Xa = concentração de algas (mg/l)

Csa = carga aplicada de DQO (kg/Ha * dia)

kd = coeficiente de decaimento bacteriano (dia⁻¹)

Os valores de kd encontrados na bibliografia referem-se a sistemas de lagoas de estabilização, principalmente as lagoas facultativas e as de maturação ou polimento. Não foram encontrados valores de kd específicos para sistemas de tanques sépticos. A

¹ GAMINI, M. Kinetics of bacterial die off in waste stabilization ponds. Dissertation presented to the Asian Institute of Technology. 1981.

única referência que procurou estimar valores de kd para sistemas de tanques sépticos foi o estudo realizado por OLIVEIRA (1983, p. 185), onde um tanque séptico de duas câmaras em série foi analisado como uma série de reatores e posteriormente cada câmara foi analisada isoladamente. No estudo admitiu-se que cada câmara operava como um reator de mistura completa. Os resultados de kd obtidos levando em consideração as duas câmaras variaram de 1,43 a 5,91 d⁻¹ e o autor atribui essa variação às alterações na temperatura no interior do reator. Para a 1^a câmara analisada isoladamente tem-se os seguintes resultados: kd variando de 3,89 à 14,99 d⁻¹. Para a 2^a câmara os valores de kd variaram de 0,05 à 1,92 d⁻¹.

A bibliografia existente pouco comenta sobre a capacidade de remoção de organismos patogênicos através da utilização de tanques sépticos. Alguns autores apenas mencionam que os tanques sépticos não têm função de desinfecção (GARCEZ¹, apud OLIVEIRA, 1983, p. 51). De acordo com FEACHEM et al.², apud RODRIGUEZ et al. (1987, p. 7) a tabela 19 apresenta as unidades de remoção de microorganismos obtidas em tanques sépticos:

TABELA 19 - REMOÇÃO DE PATÓGENOS EM TANQUES SÉPTICOS

Microorganismos	Unidades log de remoção	Eficiência de Remoção
Vírus	0 – 2	0 – 99%
Bactérias	0 – 2	0 – 99%
Protozoários	0 – 2	0 – 99%
Helmintos	0 – 2	0 – 99%

FONTE: FEACHEM et al., apud RODRIGUEZ et al., 1987, p. 7.

¹ GARCEZ, L. N. Elementos de Engenharia Hidráulica e Sanitária. 2. ed. [s.l.]: Edgar Blücher, 1974.

² FEACHEM, R. et al. Appropriate Technology for water supply and sanitation. Health aspects for water supply and sanitation - The World Bank. [s.l.]:[s.n.]: 1980.

O mesmo estudo realizado por RODRIGUEZ et al (1987, p. 8) mostra uma tabela com dados de sobrevivência de alguns microorganismos em sistemas de tratamento com tanques sépticos:

TABELA 20 - SOBREVIVÊNCIA DE MICROORGANISMOS EM TANQUES SÉPTICOS

Microorganismo	Dados de sobrevivência
Salmonella Typhi	Menos de 6 dias
Salmonella Typhi	De 14 a 18 dias com pH entre 7.4 a 7.8
Ovos de Ascaris sp	99,4% de remoção

FONTE: RODRIGUEZ et al., 1987 (p. 8)

SHUVAL¹, apud OLIVEIRA (1983, p. 51) afirma que um tanque séptico pode remover aproximadamente 70% dos ovos de helmintos.

¹ SHUVAL, M. R. The use of wastewater for irrigation with Special reference to enteric pathogenic protozoans and helminths. Sanitation in Developing Countries Today – Conference sponsored by OXFAM with the Ross Institute of Tropical Hygiene. Oxford: [s.n.], 1977.

3.5 EQUACIONAMENTO PRÁTICO PARA DIMENSIONAMENTO DE TANQUES SÉPTICOS

Este item procura apresentar diferentes maneiras de dimensionamento de tanques sépticos. O dimensionamento proposto pela ABNT é amplamente utilizado no Brasil. São apresentados também critérios internacionais no intuito de comparar as diferentes metodologias para definição da capacidade de tanques sépticos.

3.5.1 De acordo com a Norma Brasileira 7229/93

A fossa é um reator anaeróbico que pode apresentar geometria cilíndrica ou prismática retangular e o seu projeto, construção e operação foram normalizados pela ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas – segundo o número 7229 em 1993. De acordo com a NBR-7229/93, o sistema de fossa séptica se aplica a esgoto doméstico e em alguns casos para despejos de hospitais, clínicas, laboratórios de análises clínicas e postos de saúde. A Norma restringe despejos oriundos da rede pluvial e aqueles que podem causar interferências em qualquer uma das fases do tratamento, como por exemplo, as águas de lavagem de reservatórios de água. A fossa é uma alternativa indicada para áreas com ausência de rede coletora de esgotos e tratamento dos mesmos. (ABNT, NBR 7229/93)

A seguir são apresentados os critérios e tabelas da referida norma para o dimensionamento das fossas sépticas:

$$V = 1000 + N(C_{ont} * t + K_{NBR} * Lf) \quad (62)$$

onde: V = volume útil (litros)

N = número de contribuintes

C_{ontr} = contribuição de despejos (litro/pessoa * dia)

t = tempo de detenção (dia)

K_{NBR} = taxa de acumulação de lodo digerido (dia)

L_f = contribuição de lodo fresco (litro/pessoa * dia)

Nota-se que a norma estabelece um volume útil mínimo de 1,0 m³. Para a definição dos parâmetros contribuição de despejos, C , e contribuição de lodo fresco, L_f , a referida norma apresenta a tabela 19:

TABELA 21 - CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA DE ESGOTO (C_{ontr}) E DE LODO FRESCO (L_f) POR TIPO DE PRÉDIO E DE OCUPANTE

Prédio	Unidade	Contribuição, de esgotos (C_{ontr}) e lodo fresco (L_f) (litro/pessoa . dia)	
Ocupantes Permanentes:			
- Residência			
Padrão alto	pessoa	160	1
Padrão médio	pessoa	130	1
Padrão baixo	pessoa	100	1
- Hotel	pessoa	100	1
- Alojamento provisório	pessoa	80	1
Ocupantes temporários			
Fábrica em geral	pessoa	70	0,30
Escritório	pessoa	50	0,20
Edifícios públicos ou comerciais	pessoa	50	0,20
Escolas e locais de longa permanência	pessoa	50	0,20
Bares	pessoa	6	0,10
Restaurantes e similares	refeição	25	0,10
Cinemas, teatros e locais de curta permanência	lugar	2	0,02
Sanitários públicos	bacia sanitária	480	4,0

FONTE: ABNT, NBR 7229/1993

O tempo de detenção, t , e a taxa de acumulação de lodo digerido, K , são definidos através das tabelas 20 e 21 que seguem:

TABELA 22 - PERÍODO DE DETENÇÃO DOS DESPEJOS, POR FAIXA DE CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA

Contribuição diária (L)	Tempo de detenção	
	Dias	Horas
Até 1500	1,00	24
1501 - 3000	0,92	22
3001 – 4500	0,83	20
4501 – 6000	0,75	18
6001 – 7500	0,67	16
7501 – 9000	0,58	14
Mais que 9000	0,50	12

FONTE: ABNT, NBR 7229/93

TABELA 23 - TAXA DE ACUMULAÇÃO TOTAL DE LODO (K_{NBR}), EM DIAS, POR INTERVALO ENTRE LIMPEZAS E TEMPERATURA DO MÊS MAIS FRIO

Intervalo entre limpezas (anos)	Valores de K_{NBR} por faixa de temperatura ambiente (t), em °C		
	$t \leq 10$	$10 \leq t \leq 20$	$t > 20$
1	94	65	57
2	134	105	97
3	174	145	137
4	214	185	177
5	254	225	217

FONTE: ABNT, NBR 7229/1993

Pela tabela 23 verifica-se que a taxa de acumulação de lodo descrese com o aumento da temperatura para um dado intervalo de limpeza, pois sabe-se que em regiões de climas quentes a atividade biológica é mais intensa, ocasionando uma maior estabilização e redução do material orgânico no interior do tanque (CHERNICHARO, 1997, p. 129).

Quanto à geometria dos tanques sépticos, a NBR faz as seguintes recomendações:

- a) diâmetro interno mínimo de 1,10 m;
- b) largura interna mínima de 0,80m;
- c) relação comprimento/largura de no mínimo 2:1, e no máximo 4:1.

Valores limites de profundidade são apresentados na tabela 24.

$$V_D = Q * t_D \quad (63)$$

onde: V_D = volume destinado à decantação (m^3)

Q = vazão do afluente (m^3/dia)

t_D = tempo de detenção na zona de decantação (dia)

A vazão afluente é estimada em função do número de contribuintes e sua respectiva contribuição por dia, que pode ser obtida através da tabela 21 apresentada anteriormente, que pertence a NBR 7229/93. O tempo de detenção pode ser obtido utilizando a referida norma brasileira (ver tabela 22). De acordo com ANDRADE NETO et al (1999^b, p. 127) a redução do tempo de detenção com o aumento da vazão pode ser justificado pela redução da relação entre as vazões máxima e média afluentes ao tanque. Os autores colocam também que com o aumento do volume do tanque em função de um aumento na vazão, diminui-se a influência relativa das áreas de turbulência na zona destinada à decantação. A experiência mostra que em decantadores convencionais, com tempos de detenção superiores a 2 horas, os acréscimos na eficiência de remoção de sólidos suspensos e matéria orgânica carbonácea mostraram-se insignificantes. (ANDRADE NETO et al., 1999^b, p. 127)

Para dimensionar o volume para acumulação do lodo, o mesmo foi separado em dois: um destinado à digestão do lodo propriamente dito e outro para o armazenamento do lodo já digerido. Logo, tem-se:

$$V_L = V_{dig} + V_{arm} \quad (64)$$

onde: V_L = volume para acumulação do lodo (m^3)

V_{dig} = volume para digestão do lodo (m^3)

V_{arm} = volume para armazenamento do lodo digerido (m^3)

Separadamente teremos:

$$V_{dig} = N * L_f * R_{dig} * T_{dig} \quad (65)$$

onde: N = número de contribuintes

Lf = contribuição de lodo fresco (litro/pessoa * dia)

Rdig = coeficiente de redução do volume de lodo por adensamento e destruição de sólidos na zona de digestão.

Tdig = tempo para digestão do lodo (dia)

e

$$V_{arm} = N * Lf * R_{arm} * T_{arm} \quad (66)$$

onde: N = número de contribuintes

Lf = contribuição de lodo fresco (litro/pessoa * dia)

Rarm = coeficiente de redução do volume de lodo devido à digestão

Tarm = tempo de armazenamento do lodo digerido (dia)

O valor recomendado pela NBR para o coeficiente de redução do volume, Rdig, é de 0,50, mas esse valor pode variar em função da temperatura média de cada local. Como por exemplo em regiões de clima quente a redução do volume de lodo pode ser maior. (ANDRADE NETO et al., 1999^b, p. 128) Para o tempo de digestão do lodo, Tdig, teremos valores que variam conforme a temperatura do local. Este valor do Tdig pode variar de 25 à 60 dias. Nos decanto-digestores utilizados no Brasil os Tdig são normalmente de 50 dias.

O volume para armazenamento do lodo é calculado em função do tempo em que será realizada a limpeza do tanque e é bem menor do que o Vdig pois o lodo acumulado no fundo da unidade vai se adensando e sendo digerido com o tempo, reduzindo seu volume. No calculo do Varm o coeficiente de redução do volume, Rarm, pode ser de 0,25. (ANDRADE NETO et al., 1999^b, p. 129)

Portanto, o volume total da fase sólida será:

$$V_{L} = V_{dig} + V_{arm} = N * Lf * (R_{dig} * T_{dig} + R_{arm} * T_{arm}) \quad (67)$$

ou

$$V_L = N * Lf * K_{NBR} \quad (68)$$

onde K_{NBR} é a taxa de acumulação total de lodo já mencionada na NBR 7229/93, descrita acima.

O volume total do tanque será de:

$$V_T = V_D + V_L \quad (69)$$

Podemos verificar que este volume difere do volume proposto pela NBR 7229/93, apenas pelo valor mínimo de 1000 litros. De acordo com ANDRADE NETO et al. (1999^b, p. 130) este valor foi introduzido na fórmula após a realização de pesquisa em Normas estrangeiras que indicaram que quanto menor a vazão, maior deve ser o volume relativo do tanque. Esses 1000 litros mostram-se pouco significativos para vazões maiores, porém quando se trata de vazões menores, pode aumentar significativamente o volume do tanque.

Este critério de dimensionamento utilizado por ANDRADE NETO et al (1999^b) é o mesmo que o desenvolvido pela ABNT na antiga norma sobre Fossas Sépticas denominada NB-41, que atualmente foi substituída pela NBR 7229.

3.5.3 De acordo com Norma Americana (1995)

O conselho internacional de código (International Code Council – ICC) apresenta a seguinte tabela que especifica a capacidade do tanque séptico em função do número de dormitórios para uma ou duas moradias. A tabela 25 foi obtida em documento da agência de proteção ambiental americana.

TABELA 25 – CAPACIDADE DE TANQUES SÉPTICOS PARA UMA OU DUAS MORADIAS

Número de dormitórios	Volume do Tanque Séptico	
	galões	m ³
1	750	2,84
2	750	2,84
3	1.000	3,79
4	1.200	4,54
5	1.425	5,39
6	1.650	6,25
7	1.875	7,10
8	2.100	7,95

FONTE: U. S. EPA, 2002, p. 200.

A maioria dos códigos americanos, tanto os estaduais quanto os municipais, estabelecem um volume mínimo para os tanques sépticos de 1000 galões, que seria equivalente a 3,785 m³ (U. S. EPA, 2002, p. 200). Observar que este valor mínimo das normas americanas é aproximadamente o triplo do valor mínimo estabelecido pela norma brasileira.

3.5.4 De acordo com All Septic System Information Website

Foi encontrada também a tabela 26 que relaciona a vazão média de esgoto pela capacidade mínima do tanque:

TABELA 26 – CAPACIDADE MÍNIMA DO TANQUE SÉPTICO PELA VAZÃO MÉDIA

Vazão média de esgoto		Volume do Tanque Séptico	
galões/dia	m ³ /dia	galões	m ³
0 – 500	0 – 1,89	900	3,41
601 – 700	2,28 – 2,65	1200	4,54
801 – 900	3,03 – 3,41	1500	5,68
1001 – 1240	3,79 – 4,69	1900	7,19
2001 – 2500	7,57 – 9,46	3200	12,11
4501 – 5000	17,04 – 18,93	5800	21,95

FONTE: All Septic System Information Website

3.5.5 De acordo com Norma Inglesa (1979)

A norma inglesa para o dimensionamento de tanques sépticos leva em consideração apenas o número de pessoas e recomenda a aplicação do sistema para no máximo 300 pessoas. A fórmula para o cálculo do volume é (MANN¹ apud VIEIRA e ALEM SOBRINHO, 1983, p. 51):

$$V = 180 * N + 2000 \quad (70)$$

onde: V = volume útil (litros)

N = número de contribuintes

3.5.6 De acordo com a Norma Australiana (1995)

Com o intuito de encontrar critérios de dimensionamento de tanques sépticos de outros países, foi encontrado na Comissão de Saúde do Sul da Austrália (South

¹ MANN, H. T. Technical Report 107. Septic Tank and Small Sewage – Treatment Plants. Water Research Centre. [s.l.]:[s.n.], 1979.

Australian Health Commission) critérios para definição da capacidade de um tanque séptico para moradias residenciais. A norma australiana considera os seguintes critérios de dimensionamento:

- a) vazão diária mínima de 150 litros/pessoa * dia;
- b) tempo de detenção mínimo de 24 horas;
- c) taxa de acumulação de lodo de 80 litros/pessoas * ano;
- d) frequência de retirada do lodo de 4 anos.

Tal norma declara que para uma residência com mais de seis pessoas, o volume do tanque deve ser de 3000 litros, e que para cada adicional de 2 pessoas somar 1000 litros ao volume inicial de 3000 litros. Para residências múltiplas como apartamentos, a capacidade do tanque é calculada com base no número total de quartos somado um quarto, considerando que em cada quarto dormem duas pessoas. (Waste Control System, 1995, p. 12)

3.6 CONFIGURAÇÃO, CONSTRUÇÃO, OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO DOS TANQUES SÉPTICOS

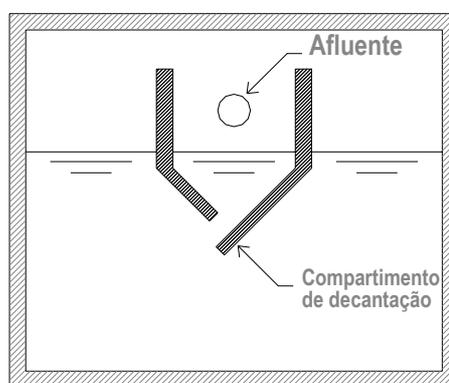
3.6.1 Configuração dos Tanques Sépticos

Os tanques sépticos apresentam 3 configurações:

- a) câmara única;
- b) câmaras em série;
- c) câmaras sobrepostas.

O tanque séptico de câmaras sobrepostas é semelhante ao Tanque Imhoff e neste tipo de tanque introduziu-se um compartimento de decantação na parte superior do tanque. Este compartimento pode ser observado na figura 21. Este compartimento tem a função de favorecer a decantação dos sólidos sem a interferência dos gases gerados na digestão anaeróbia. (CHERNICHARO, 1997, p. 125)

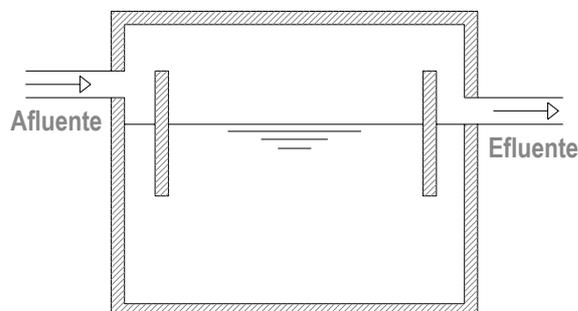
FIGURA 21 – TANQUE SÉPTICO COM CÂMARAS SOBREPOSTAS



FONTE: Adaptado de Chernicharo, 1997, p. 126.

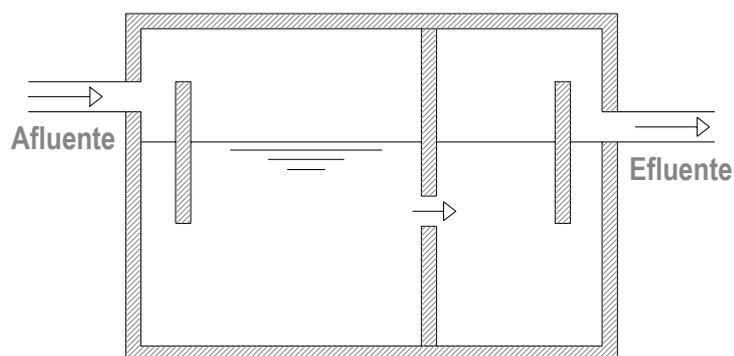
A fossa de câmara única é composta de apenas um compartimento, a fossa com duas câmaras apresenta dois compartimentos e assim sucessivamente. As figuras 22 e 23 ilustram, respectivamente, o tanque único e o tanque com duas câmaras série.

FIGURA 22 – TANQUE SÉPTICO COM CÂMARA ÚNICA



FONTE: Adaptado de Chernicharo, 1997, p. 126.

FIGURA 23 – TANQUE SÉPTICO COM CÂMARAS EM SÉRIE



FONTE: Adaptado de Chernicharo, 1997, p. 126.

No tanque de câmara única existe apenas um compartimento e todos os fenômenos ocorrem num mesmo ambiente. Já nos tanques de câmaras em série, os compartimentos são separados através de uma parede perfurada ou vazada. Usualmente utiliza-se tanques com duas câmaras em série onde o volume da primeira câmara é aproximadamente $2/3$ maior do que o da segunda. Foi observado por OLIVEIRA (1983, p. 222) e ANDRADE NETO et al (1999^b, p. 122) que num tanque de duas câmaras, o primeiro compartimento se comporta como um reator biológico, acumulando maior quantidade de lodo decantado. Na segunda câmara, devido a uma

maior tranquilidade do fluxo, a sedimentação dos sólidos é mais eficiente. Os autores concluem que em tanques com duas câmaras em série, a primeira se encarrega da digestão e a segunda da decantação dos sólidos. OLIVEIRA (1983, p. 225) ainda ressalta que a segunda câmara pode contribuir para a remoção de coliformes fecais e sólidos em suspensão.

A existência de dispositivos de entrada e saída no tanque séptico visa principalmente melhorar o escoamento no interior do tanque, diminuir a ocorrência de zonas mortas e curto-circuito e reter a camada de espuma no interior do tanque. A posição adequada para estes dispositivos considera que o líquido efluente seja exatamente aquele sob a camada de espuma e sobre a camada de lodo (ANDRADE NETO et al., 1999^b). A NBR 7229/93 apresenta recomendações e distâncias mínimas que devem ser adotadas nos projetos de tanques sépticos.

3.6.2 Construção de Tanques Sépticos

A construção de tanques sépticos é bastante simples e os mesmos podem ser construídos *in loco* ou pré-fabricados. Usualmente são confeccionados de alvenaria de tijolos e para um bom funcionamento do tanque, a estanqueidade é uma condição imprescindível (ANDRADE NETO et al., 1999^b). A norma brasileira (ABNT, 1993) aconselha a construção da laje de fundo antes da construção das paredes do tanque.

3.6.3 Operação e Manutenção dos Tanques Sépticos

Os aspectos operacionais e de manutenção estão intimamente ligados e são bastante simples. Uma boa operação consiste na retirada e destinação adequada e periódica do lodo e espuma que se desenvolve no interior do tanque. Para uma efetiva retirada deste material, devem ser previstas caixas de inspeção suficientemente grandes para a retirada do material.

A SABESP tem utilizado frequentemente o sistema tanque séptico seguido de filtro anaeróbio em comunidades de pequeno porte, onde a empresa não dispõe de funcionários exclusivos para a manutenção e operação do sistema. KAMIYAMA (1993, p. 1) realizou por volta de 1992 um levantamento dos sistemas existentes, que haviam sido implantados pela SABESP. No levantamento, verificou-se que a maioria dos sistemas implantados teve seu funcionamento interrompido após um a três anos de funcionamento. Isto se deu devido a falta de uma operação e manutenção adequada dos sistemas implantados. Outro fator de relevante interesse ambiental diz respeito à disposição do lodo retirado periodicamente dos tanques sépticos. Em muitos casos devido à falta de unidades para disposição final do lodo, os responsáveis pela limpeza dos tanques, têm lançado este lodo em córregos próximos, aniquilando a função ambiental e sanitária do sistema de tratamento.

3.7 EXPERIÊNCIA BRASILEIRA NA AVALIAÇÃO DE TANQUES SÉPTICOS

3.7.1 Oliveira (1983)

OLIVEIRA (1983, p. 60) estudou um modelo experimental em escala natural de um sistema de fossa séptica com duas câmaras seguido de um filtro anaeróbio. O estudo ocorreu em duas fases: a primeira entre junho de 1978 a maio de 1979, e a segunda fase entre junho de 1979 a setembro de 1979. O modelo experimental operou num regime contínuo no intuito de garantir uma distribuição uniforme da carga hidráulica. O sistema foi dimensionado inicialmente para um tempo de detenção de 1 dia.

O tanque séptico apresentou eficiência média de DBO de 72,5% e após a passagem do esgoto pelo filtro esta remoção aumentou para 84,4%. O sistema mostrou resultados superiores àqueles encontrados na bibliografia existente, de acordo com o autor (OLIVEIRA, 1983, p. 115). No item 4.1.4, este estudo será abordado mais profundamente.

3.7.2 Vieira e Além Sobrinho (1983^{a e b})

A CETESB pesquisou de 1980 à dezembro de 1982 o desempenho de um sistema composto por uma fossa sobreposta seguida de um filtro anaeróbio. O sistema tratava o esgoto proveniente da estação de tratamento de esgoto do Caxingui. O esgoto bruto passava por um gradeamento, caixa de areia e era encaminhado para o sistema de fossa – filtro. O volume da fossa sobreposta era de 1,5m³ e o do filtro de 2,0m³,

tendo capacidade de atender 15 e 8 pessoas respectivamente. A vazão do esgoto afluente variou de 1,5 a 3,0 m³/dia. Durante toda operação do sistema foram observadas as seguintes porcentagens médias na remoção, reproduzidos na tabela 27.

TABELA 27 - EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DO SISTEMA FOSSA - FILTRO

	Eficiência média (%)
DBO	85
DQO	79
SS	86
Coliformes	90

FONTE: VIEIRA e ALEM SOBRINHO (1983^b, pg. 117).

Este estudo realizado pela CETESB será melhor abordado na seqüência deste trabalho, no item 4.1.4.

3.7.3 Said e Além Sobrinho (1989)

Em 1987 foi realizada uma campanha de amostragem no sistema construído e implantado por FURNAS – Centrais Elétricas S.A., que recebia os esgotos provenientes dos trabalhadores da subestação de Campinas. O sistema era composto por duas alas, cada uma com três tanques sépticos em série e 1 filtro anaeróbio. O esgoto afluente era conduzido para cada ala através de uma caixa de distribuição e antes de cada série de tanques, afluente passava por uma caixa com gradeamento. Após receber este tratamento o efluente final era conduzido para um poço que lançava o efluente num pequeno córrego. Os tanques sépticos da ala direita foram construídos de forma tal que as tubulações de entrada terminam próximas ao fundo de cada tanque. Cada tanque tinha volume de 3,888 m³ e o filtro com volume de 3,2 m³. A campanha de amostragem constou de 20 amostras que começaram em novembro de 1987 e terminaram em março de 1989. Os parâmetros analisados nas campanhas foram:

Alcalinidade, DBO, DQO, fósforo, nitrogênio, pH, sólidos, coliformes fecais e temperatura. As coletas foram realizadas em 3 pontos do sistema: no afluente da série dos 3 tanques; na saída do terceiro tanque e entrada do filtro; e na saída do filtro. O sistema apresentou os resultados médios reproduzidos na tabela 28 e 29:

TABELA 28 – CONCENTRAÇÕES MÉDIAS OBTIDAS NO SISTEMA FOSSA SÉPTICA – FILTRO ANAERÓBIO NA CAMPANHA DE AMOSTRAGEM

Parâmetros analisados	Esgoto Bruto	Ala Direita		Ala Esquerda	
		3 Tanques	Filtro	3 Tanques	Filtro
DBO (mg/l)	286	88	44	105	63
DQO (mg/l)	583	178	138	241	141
SS (mg/l)	100 – 649	25 - 254	6 - 318	12 - 155	6 – 243
SSV (mg/l)	47 – 317	7 - 208	3 -102	6 - 95	3 – 46
Nitrogênio amoniacal	8	14	16	11	12
Fósforo total	3	4	3	3	2
Coliformes Fecais (NMP/100 ml)	200 – 2,3E10 ⁸	170000 – 8E10 ⁷	3000 – 5E10 ⁷	3E10 ⁷ - 1,3E10 ⁸	1,3E10 ⁶ – 2,3E10 ⁸
pH	5,4 – 7,7	6 - 7	6,1 – 7,3	6,1 - 7	6 – 7,3
Alcalinidade	84	143	151	111	126
Tempo de detenção (horas)	-	12 - 40	2 - 7	17 - 34	3 – 5

FONTE: Adaptado de SAID e ALÉM SOBRINHO, 1989, p. 51.

TABELA 29 – EFICIÊNCIAS MÉDIAS OBTIDAS NO SISTEMA FOSSA SÉPTICA – FILTRO ANAERÓBIO NA CAMPANHA DE AMOSTRAGEM

Eficiência Média	Ala Direita		Ala Esquerda	
	3 Tanques	Filtro	3 Tanques	Filtro
DBO (%)	61	51	65	39
DQO (%)	70	27	59	41
SS (%)	4 - 84	12 - 28	18 – 91	14 – 92
SSV (%)	55 - 95	10 - 90	51 – 96	17 - 88

FONTE: Adaptado de SAID e ALÉM SOBRINHO, CETESB – 1989, pg. 52.

Pode-se observar que o sistema apresentou bons resultados na remoção da matéria orgânica, confirmando assim a aplicabilidade deste tipo de sistema para tratar esgotos domésticos. Os valores de pH e temperatura se mostraram adequados ao tratamento e não influenciaram no desempenho do sistema. Com relação à remoção de coliformes fecais os valores observados tiveram uma variação muito grande e a remoção não foi significativa. As modificações construtivas no dispositivo de entrada

dos 3 tanques da ala direita contribuíram para aumentar a remoção da matéria orgânica, porém ocasionaram um declínio na porcentagem de remoção dos sólidos suspensos, de acordo com o relatório do sistema (SAID e ALÉM SOBRINHO, 1989, p. 92).

O relatório conclui que o sistema fossa séptica - filtro anaeróbio como alternativa de tratamento de esgoto doméstico para pequenas comunidades se mostrou bastante viável.

3.7.4 Andrade Neto et al (2000)

ANDRADE NETO et al. (2000, p. 815) analisaram o desempenho de um tanque séptico com duas câmaras em série com volume total de 8,82 m³ numa região com clima quente (Rio Grande do Norte). A primeira câmara apresentou resultados bastante satisfatórios com relação à remoção de DQO total e filtrada, confirmando que em regiões de clima quente, os tanques com duas câmaras em série apresentam atividade biológica não só no lodo decantado como na fase líquida também. Na primeira etapa da pesquisa o tanque séptico foi alimentado com uma vazão constante de 10 m³/dia e apresentou eficiência na remoção de DQO total e filtrada em torno de 63% e 47% respectivamente (GUIMARÃES et al., 1999, p. 21). Este resultado revelou atividade biológica tanto nos sólidos sedimentáveis como na parcela de sólidos solúveis do afluente. Quanto aos sólidos totais, sólidos suspensos e sólidos dissolvidos, o tanque séptico apresentou as seguintes remoções: 38%, 71% e 19%. Os sólidos sedimentáveis tiveram uma eficiência de remoção da ordem de 96% na segunda câmara do decantodigestor. Na segunda etapa da pesquisa o sistema recebeu uma vazão constante de 15 m³/dia e apresentou eficiência na remoção dos sólidos suspensos da ordem de 65% na

primeira câmara e 73% na segunda. A segunda etapa mostrou-se mais significativa com relação ao afluente e teve remoção de DQO total e filtrada da ordem de 52% e 31%. Mais informações sobre este estudo serão apresentados no item 4.1.4 deste trabalho.

3.7.5 Valentim et al. (2003)

VALENTIM et al. (2003, p. 2) estudou um sistema com tanques sépticos modificados, onde três tanques em série recebiam esgotos com vazão de 4,3 m³/dia e tempo de detenção de 11 horas. Os tanques foram constituídos de reservatórios de água com volume igual a 1000, 500 e 500 litros cada. Os reservatórios eram conectados através de tubulação de PVC e o dispositivo de entrada do efluente em cada câmara distribui o esgoto na parte inferior de cada tanque. Foram coletadas amostras do afluente e do efluente dos tanques modificados entre o período de abril à outubro de 2001. Observaram-se eficiências de DQO e sólidos suspensos totais em torno de 45% e 68%. A remoção de DQO ocorreu principalmente no primeiro tanque modificado devido à maior remoção de sólidos suspensos e sedimentáveis. O sistema obteve eficiência de 100% na remoção dos sólidos sedimentáveis, sendo que a maior parte deles foi removido na primeira câmara do tratamento. Valentim ressalta que o sistema não operou apenas como um processo de tratamento primário de esgotos, mas também como um sistema secundário pois, removeu além dos sólidos sedimentáveis e DQO, sólidos suspensos totais, turbidez. Observou-se também uma remoção de 5% na concentração de nitrogênio amoniacal, nitrato e fósforo total principalmente no terceiro tanque. (VALENTIM, 2003, p. 5)

3.8 MODELAGEM DE PROCESSOS ANAERÓBIOS

A modelagem matemática dos processos anaeróbios, de acordo com CHERNICHARO (1997, p. 56), não tem sido muito aplicada, em parte devido ao enorme número de fatores que podem influenciar e intervir na cinética da digestão anaeróbia. Os parâmetros cinéticos podem ser muitos suscetíveis a variações de temperatura, tipo de substrato e de lodo, natureza da cultura de microrganismo, entre outros. Outro fator limitante na modelagem matemática dos processos anaeróbios é a complexidade de tal processo e a sua não linearidade. Nos reatores anaeróbios ocorrem fenômenos não só biológicos, mas também fenômenos físicos como visto nos itens anteriores.

A Associação Internacional de Água (IWA - International Water Association) por meio de um grupo responsável pela modelagem matemática de processos anaeróbios criou o *ADM - Anaerobic Digestion Model* (Modelo de Digestão Anaeróbia). O modelo é genérico e permite simulações dinâmicas de variados processos anaeróbios. O modelo foi desenvolvido no intuito de promover um aumento na aplicação de modelagem e simulações como uma ferramenta de pesquisa, projeto, operação e otimização de processos anaeróbios. (IWA, 2003)

A seguir veremos alguns modelos que foram desenvolvidos no intuito de descrever matematicamente os processos de digestão anaeróbia em reatores.

3.8.1 Pawlowsky et al. (1983)

Um estudo desenvolvido por PAWLOWSKY et al. (1985, p. 5) pesquisou a eficiência de um reator tipo filtro anaeróbio na degradação de um despejo de uma indústria de laticínios. O tempo de detenção variou de 0,659 a 3,78 dias e a eficiência de remoção em termos de DQO permaneceu na faixa de 59 a 95%. O estudo contribuiu significativamente na aplicação dos modelos cinéticos apresentados na bibliografia para reatores. Foram aplicados os modelos de mistura completa e o de fluxo em pistão. Considerou-se uma cinética de primeira ordem com velocidade de remoção de substrato K . Através da equação para os regimes de mistura completa e fluxo em pistão, calculou-se um valor de K para cada tempo de detenção aplicado ao sistema. Definido o valor de K e utilizando a média dos valores calculados, e para uma eficiência de 90%, calculou-se o tempo de detenção. Isto posto, analisou-se a coerência do resultado matemático com os resultados obtidos empiricamente. De acordo com os cálculos utilizados o regime de mistura completa mostrou-se mais adequado com os resultados obtidos em prática. Já o regime de fluxo em pistão apresentou valores muito acima dos esperados.

3.8.2 Jeyaseelan (1997)

JEYASEELAN (1997, p. 186) desenvolveu um modelo matemático simples para o processo da digestão anaeróbia, onde agrupou todas as etapas da digestão anaeróbia em dois processos. Primeiramente, os componentes do esgoto são convertidos em ácidos voláteis pelas bactérias acetogênicas, onde a atividade

microbiana é descrita pelas equações cinéticas de Monod. Posteriormente os ácidos produzidos na primeira fase são convertidos a metano e dióxido de carbono pelas bactérias metanogênicas, seguindo a cinética de Monod separadamente da primeira fase. Isto posto, para a formulação do modelo algumas simplificações foram feitas: o esgoto é composto por carboidratos, proteínas, lipídeos e outros; esses compostos biodegradam sem nenhuma interação com os compostos intermediários, exceto na segunda etapa onde os ácidos voláteis são degradados a metano e dióxido de carbono; na segunda etapa os ácidos orgânicos dos carboidratos, proteínas, lipídeos e outros são considerados como um único substrato.

O balanço de massa tanto para o substrato, como para a massa microbiana, foi desenvolvido para um sistema de fluxo contínuo, estado estacionário e reator com regime hidráulico de mistura completa. Logo as equações para o cálculo da biomassa (X) e substrato efluente (S) foram:

$$X = \frac{Y(S_o - S)}{(1 + kd * t)} \quad (71)$$

$$S = \frac{K_s(1 + t * kd)}{t(Y * k - kd) - 1} \quad (72)$$

Como este modelo considera separadamente os carboidratos, proteínas, lipídeos e outros, as equações acima foram substituídas pelas seguintes expressões:

$$X_1 = \frac{\sum Y(S_{i0} - S_{i1})}{1 + kd_i * t} \quad (i = C, L, P, O) \quad (73)$$

$$S_1 = \frac{\sum K_{s_i} * (1 + t * kd_i)}{t(Y_i * k_i - kd_i) - 1} \quad (i = C, L, P, O) \quad (74)$$

O substrato para a fase de formação de ácido é representado por S_1 e é a quantidade de ácidos voláteis produzidos. Os parâmetros X_1 e S_1 representam o

alimento para a segunda etapa do modelo e as concentrações finais no efluente do substrato e da massa microbiana são definidas pelas expressões:

$$X_2 = \frac{\sum Y(S_1 - S_2)}{1 + kd * t} \quad (75)$$

$$S_2 = \frac{\sum K_{S/X_2} * (1 + t * kd_{X_2})}{t(Y_{X_2} * k_{X_2} - kd_{X_2}) - 1} \quad (76)$$

Nesta expressão, a concentração afluyente do esgoto, compreendido por carboidratos, proteínas, lipídeos e outros, foi expressa como uma fração da concentração total do substrato afluyente. A eficiência da digestão, baseada nos sólidos totais, expressa em porcentagem, foi dada por:

$$E = \frac{C_o * a_o * 100 - S_2 - X_1 - X_2}{C_o * 10000} \quad (77)$$

A aplicação coerente do modelo depende da escolha certa dos coeficientes cinéticos. Após uma vasta revisão da bibliografia existente, o autor optou pelos coeficientes cinéticos da tabela 30:

TABELA 30 – VALORES DAS CONSTANTES CINÉTICAS UTILIZADAS NO MODELO DE JEYASEELAN

Componente	Y (g SSV/gDBO)	k (d ⁻¹)	K _s (mg/l)	kd (d ⁻¹)
Fase Ácida				
Carboidrato	0,14	90	450	6,1
Proteína	0,128	20	500	0,014
Lipídeo	0,10	12	850	
Fase do Metano				
Ácido acético/acetato	0,03	6	400	0,037

FONTE: JEYASEELAN, 1997, p. 189

Como um exemplo de aplicação do modelo, foi utilizado lodo de esgoto com vazão de 250 m³/d com 3 % de concentração de sólidos e um digestor com volume útil de 5390 m³. O modelo foi rodado para diversas concentrações de sólidos voláteis, e para os coeficientes cinéticos selecionados, a eficiência do digestor em relação aos

sólidos voláteis variou de 92 a 97%. A tabela 31 mostra o comportamento do digestor através do modelo:

TABELA 31 - EFEITO DO TEMPO DE DETENÇÃO NA EFICIÊNCIA DO DIGESTOR

Tempo de detenção (dias)	10	20	30	40
Eficiência dos sólidos voláteis (%)	90,14	94,92	95,88	96,42
Eficiência dos sólidos totais (%)	63,09	66,44	67,12	67,49

FONTE: JEYASEELAN, 1997, p. 190

O modelo mostrou que variando a composição do substrato e o tempo de detenção do digestor a eficiência é afetada. O modelo é simples e pode ser usado para analisar a digestão de um substrato conhecido, respeitando variações operacionais como tempo de detenção e temperatura. (JEYASEELAN, 1997, p. 190)

3.8.3 Masse e Droste (2000)

Um modelo matemático complexo foi desenvolvido para simular a digestão anaeróbia de dejetos suínos. O modelo foi desenvolvido para o estado dinâmico e reator descontínuo, isto é, reator em batelada. O modelo simula as interações entre as fases biológica, líquida (físico-química) e gasosa. O modelo considera que: 1) seis tipos de bactérias estão presentes no reator; 2) o hidrogênio da fase gasosa não está em equilíbrio com o hidrogênio dissolvido na fase líquida; 3) a produção dos ácidos graxos voláteis é regulada pela concentração de hidrogênio da fase líquida; 4) o processo da digestão não sofre efeito algum pela grande concentração de ácidos voláteis e amônia. O modelo contém um número variado de constantes cinéticas e é capaz de prever a produção de metano e as concentrações de ácido acético, propiônico e butírico e DQO solúvel em função do tempo de detenção. Os coeficientes para o

modelo foram determinados a partir de dados reais, que foram deduzidos a partir de digestores operados em escala piloto.

Várias simulações foram realizadas e após cada uma o erro da estimativa (ver equação 78) foi calculado no intuito de avaliar a diferença entre o valor medido e o valor estimado pelo modelo. As taxas de utilização de substrato específico e outros parâmetros foram ajustados pelo menor erro obtido.

$$EE = \sqrt{\sum_i^N (vc_i - ve_i)^2 / N} \quad (78)$$

onde: EE = erro padrão da estimativa

vc_i = valor calculado $_i$

ve_i = valor experimental $_i$

N_a = número de amostras

$i = 1$ a N_a

Com o modelo devidamente calibrado, foi possível calcular a produção de metano, as concentrações de DQO solúvel, ácido acético, propiônico e butírico com um ótimo grau de precisão para uma faixa de condições de operação em reatores em batelada.

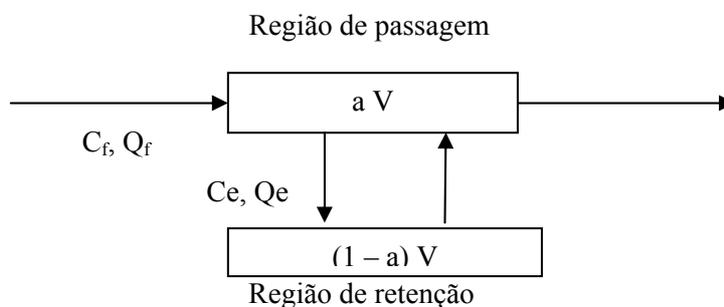
3.8.4 Keshtkar et al. (2003)

O modelo matemático proposto por KESHTKAR et al. (2003, p. 115) foi desenvolvido para descrever o comportamento dinâmico de um reator não – ideal de mistura completa, utilizando como substrato dejetos de gado. As expressões cinéticas foram vinculadas a um modelo com duas regiões misturadas, que considera o volume dividido em duas seções separadas, uma de passagem e outra de retenção. O modelo

proposto distingue 5 diferentes processos na digestão anaeróbia: hidrólise, acidogênese, acetogênese do butirato e do propionato e metanogênese. A acidogênese considera o consumo de substrato solúvel pelas bactérias acidogênicas. A acetogênese representa o consumo dos ácidos voláteis, formando o acetato através do butirato e do propionato. Finalmente ocorre o consumo do acetato e formação de metano pelas bactérias metanogênicas. O modelo inclui algumas inibições, como a dos ácidos voláteis na hidrólise, do acetato na acetogênese, da amônia livre na metanogênese e do pH em todos os passos biológicos do modelo. No modelo o substrato é representado por unidades de carboidrato solúvel (s) e insolúvel (is), com a fórmula básica de $C_6H_{10}O_5(s)$ e $C_6H_{10}O_5 \cdot nNH_3(is)$ respectivamente. O processo de hidrólise é descrito segundo uma reação de primeira ordem. O consumo do substrato solúvel e do ácido volátil, assim como o crescimento dos microorganismos anaeróbios, seguem a cinética de Monod.

O modelo considera que o volume do reator está dividido em 2 seções: uma região de passagem e outra de retenção. Ambas regiões estão perfeitamente misturadas, porém a transferência de material entre as regiões é limitada. A região de retenção apresenta características de comportamento de uma zona estagnada. Uma representação conceitual do modelo é apresentada na figura 24:

FIGURA 24 - MODELO DE MISTURA COM 2 REGIÕES



FONTE: KESHTKAR et al., 2003, p. 116.

O modelo consiste de um conjunto de equações diferenciais que representam o balanço de massa utilizando variáveis diferentes. Essas variáveis incluem as concentrações totais de substrato, produtos intermediários e grupos de bactérias. O modelo faz algumas considerações e as simulações são realizadas através de um programa de computador (Fortran). Os coeficientes cinéticos e os parâmetros físico-químicos foram extraídos diretamente da literatura. Foram realizadas algumas simulações do processo de digestão anaeróbia do dejetos de gado para três diferentes graus de mistura. Os três diferentes graus de mistura foram testados para simular o comportamento dos seguintes reatores: completamente misturado, mistura imperfeita e mistura incompleta.

As simulações mostraram que as derivações de um reator ideal resultam num decréscimo no desempenho do reator anaeróbio. Foi verificado que a produção de metano depende do pH do reator e que a sua produção tem um acréscimo com tempos de detenção maiores e graus de mistura mais elevados. Reatores de mistura completa requerem menores tempos de detenção do que reatores incompletos para atingirem a mesma produção de metano. Por outro lado, percebeu-se que toda vez em que o tempo de detenção em função das características hidráulicas era significadamente maior do que o tempo de detenção em função das características de mistura, as diferenças na

produção de metano para os reatores imperfeitos diminuía. (KESHTKAR et al., 2003, p. 122)

4 METODOLOGIA

4.1 DEFINIÇÃO E DESENVOLVIMENTO DAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS PARA AVALIAR A ADERÊNCIA DO COMPORTAMENTO DE TANQUES SÉPTICOS AOS MODELOS MATEMÁTICOS

Este item apresenta a metodologia para definir qual regime hidráulico melhor representa o comportamento dos dados reais de sistemas de tanques sépticos. Assim pode se definir o modelo mais adequado para representar o comportamento de um tanque, o qual para um cenário pré-estabelecido, poderá contribuir para a estimativa da concentração de substrato no efluente.

Dada a diversidade de denominações (fossa séptica, tanque séptico e decanto-digestor) para o sistema estudado neste trabalho, a partir de então será somente utilizado o termo Tanque Séptico. Esta denominação foi escolhida, pois o termo fossa séptica é impróprio e de acordo com BRANCO (2002), “fossa é um buraco e não uma caixa”.

4.1.1 Definição das Configurações dos Tanques Sépticos

Dos três tipos existentes de tanque séptico, o modelo de um único tanque é o mais utilizado. Porém, neste trabalho, foram avaliados os três tipos de tanque

existentes. Foram avaliados os tanques de câmara única, os de duas câmaras em série e os de câmaras sobrepostas. Estas avaliações foram realizadas em função dos dados disponíveis encontrados na bibliografia.

QUADRO 3 - TIPOLOGIA DOS TIPOS DE TANQUES SÉPTICOS AVALIADOS

Tipo de taque séptico	Tipologia	Simbologia
Tanque Único	TU1	$A \rightarrow C1$
	TU2	$C1 \rightarrow C2$
Tanque em Série	TS	$A \rightarrow C2$
Tanque Sobreposto	TSP	$A \rightarrow E$

NOTA: O símbolo $A \rightarrow C1$ representa o 1º tanque e $C1 \rightarrow C2$ representa o 2º tanque

4.1.2 Definição dos Modelos Hidráulicos

Os regimes hidráulicos que serão trabalhados nas avaliações dos tanques sépticos são mistura completa, fluxo em pistão, células em série e fluxo disperso. Pela simplicidade dos modelos hidráulicos, adotou-se a condição de estado estacionário, embora reconheça-se que seja uma simplificação dos processos dinâmicos que ocorrem nos tanque sépticos. Na tabela 32 seguem as equações de cada regime hidráulico analisado que foram utilizadas nas simulações matemáticas. Todas as equações aqui utilizadas já foram descritas previamente na revisão bibliográfica deste trabalho.

QUADRO 4 - EQUAÇÕES DE CADA REGIME HIDRÁULICO ANALISADO

Regime Hidráulico	Símbolo	Equações
Fluxo em Pistão	FP	$S = S_o * e^{-K*t}$
Mistura Completa	MC	$S = \frac{S_o}{1 + K*(t)}$
Fluxo Disperso	FD	$S = S_o \frac{4*a*e^{1/2d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}}$
Células em Série	CS	$S = \frac{S_o}{[1 + K(t/n)]^n}$

onde: S = concentração efluente de substrato (mg/l)

S_o = concentração afluente de substrato (mg/l)

K = constante de remoção de substrato (dia⁻¹)

t = tempo de detenção (dia)

d = coeficiente ou número de dispersão

$$a = \sqrt{(1 + 4 * K * t * d)}$$

n = número de células

O modelo de células em série foi analisado na configuração do tanque em série, onde o número de células era o mesmo número de câmaras do tanque, ou seja, dois (n = 2,0).

O número de dispersão, que define o grau de mistura no fluxo disperso, apresenta uma variação muito grande (de 0 a ∞) e a sua determinação através de modelos matemáticos para tanques sépticos é escassa na literatura. Por esta razão, conforme indica a experiência com reatores curtos, neste trabalho optou-se por adotar uma faixa de valores para d, que variam de 0,05 a 0,5.

4.1.3 Definição dos Parâmetros de Modelagem

Os parâmetros de modelagem que estão sendo utilizados nos modelos hidráulicos como dados de entrada são: DQO total, DQO filtrada, DQO suspensa, número de dispersão (d), vazão (Q), volume (V) e tempo de detenção hidráulica (t). Já o parâmetro a ser calculado é a constante de remoção de substrato (K). A DQO representa a matéria orgânica afluyente e efluente.

QUADRO 5 - PARÂMETROS DE ENTRADA NOS MODELOS MATEMÁTICOS DAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS

Caso	Tipologia dos parâmetros de modelagem			
	Substrato afluyente		Substrato efluente	
	DQO	Símbolo	DQO	Símbolo
1º Caso	DQO total	DQOt	DQO total	DQOt
2º Caso	DQO suspensa	DQOs	DQO suspensa	DQOs
3º Caso	DQO filtrada	DQOf	DQO filtrada	DQOf

FONTE: A autora

Quanto às simulações prospectivas, o quadro 5 mostra a tipologia dos parâmetros. As simulações são realizadas para os três tipos de tanque séptico sob estudo. Entretanto foi feita uma restrição com relação à simulação matemática do tanque séptico sobreposto (TSP), pois foram encontrados dados de DQO total apenas. Logo, para este modelo de tanque, foram realizadas somente as prospecções relativas ao primeiro caso do quadro 5. Para os outros tipos de tanques (TU e TS) que são avaliados, são utilizados dois estudos, sendo que apenas um deles fornece dados de DQO suspensa e DQO filtrada e, portanto somente para este são aplicados todos os casos apresentados no quadro 5.

Cumpré aqui salientar que os dados de DQO suspensa foram calculados por meio da expressão: $DQO\ total = DQO\ suspensa + DQO\ filtrada$.

4.1.4 Coleta e Tabulação dos Dados Bibliográficos: Estudo 1, 2 e 3

A coleta dos dados bibliográficos refere-se a estudos ou pesquisas de sistemas de tanque séptico fornecidos através de artigos, relatórios e dissertações. Os dados bibliográficos coletados que exemplificam um tanque único ou em série são referentes a dois estudos, aqui denominados estudo 1 e estudo 2. O estudo com câmaras sobrepostas é denominado estudo 3.

4.1.4.1 Estudo 1

O estudo 1 foi realizado na Universidade Federal do Rio Grande do Norte - UFRN, que implantou um sistema de 2 tanques sépticos em serie e volume total de 8,82 m³. O primeiro tanque tinha volume de 5,88 m³ e o segundo de 2,94 m³, conforme figura 24. O sistema operou com vazão constante de 15 m³/dia. O estudo se deu em três etapas, sendo a segunda delas a mais representativa. Na primeira e terceira etapas ocorreram problemas como greve e interrupção de coleta de amostra nos tanques. O esgoto afluente ao tanque foi oriundo do Campus Central da UFRN, mais especificamente das residências universitárias, restaurante e departamento de educação física. A operação do sistema foi iniciada em agosto de 1997 e a segunda etapa da pesquisa durou de dezembro de 1998 a março de 1999. Nas coletas realizadas os seguintes parâmetros foram analisados: temperatura, pH, ácidos voláteis, alcalinidade, carbono orgânico total, demanda bioquímica de oxigênio (DQO) total e filtrada, sólidos totais, suspensos, dissolvidos e sedimentáveis. Na segunda etapa as coletas de amostras foram realizadas semanalmente, sempre às 8:30h. Os pontos analisados

foram: no afluente do tanque (E); no interior do 1º tanque (T1), próximo à passagem para o 2º tanque; e no interior da 2º tanque (T2), próximo à saída do efluente. O efluente do 2º tanque era destinado à um pequeno filtro ascendente. Com relação à temperatura no interior do tanque, foi verificada uma média de 29°C com pequena amplitude de variação. O pH afluente na segunda etapa variou de 7,2 a 8,6, apresentando um certo decréscimo no pH do primeiro tanque, diminuindo para 7,3. Os autores comentam que este fato ocorreu devido aos ácidos da digestão anaeróbia (ANDRADE NETO et al. 2000). As tabelas 32 e 33 correspondem às análises de DQO total e DQO filtrada na etapa 2.

TABELA 32 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO TOTAL NO ESTUDO 1 (mg/l)

N	DQO afluente da 1ª câmara (A)	DQO na passagem da 1ª câmara para a 2ª câmara (C1)	DQO efluente da 2ª câmara (C2)
1	195	126	112
2	216	133	126
3	153	133	136
4	174	147	140
5	533	160	167
6	326	153	153
7	488	202	202
8	312	222	202
9	298	202	188
10	326	153	153
11	340	243	257
12	429	188	160
13	409	160	181
14	353	291	236
15	333	153	133
16	305	209	188
17	257	153	98
18	416	95	112
19	212	147	91
20	498	140	160

FONTE: Adaptado de ANDRADE NETO et al, 2000, p. 819

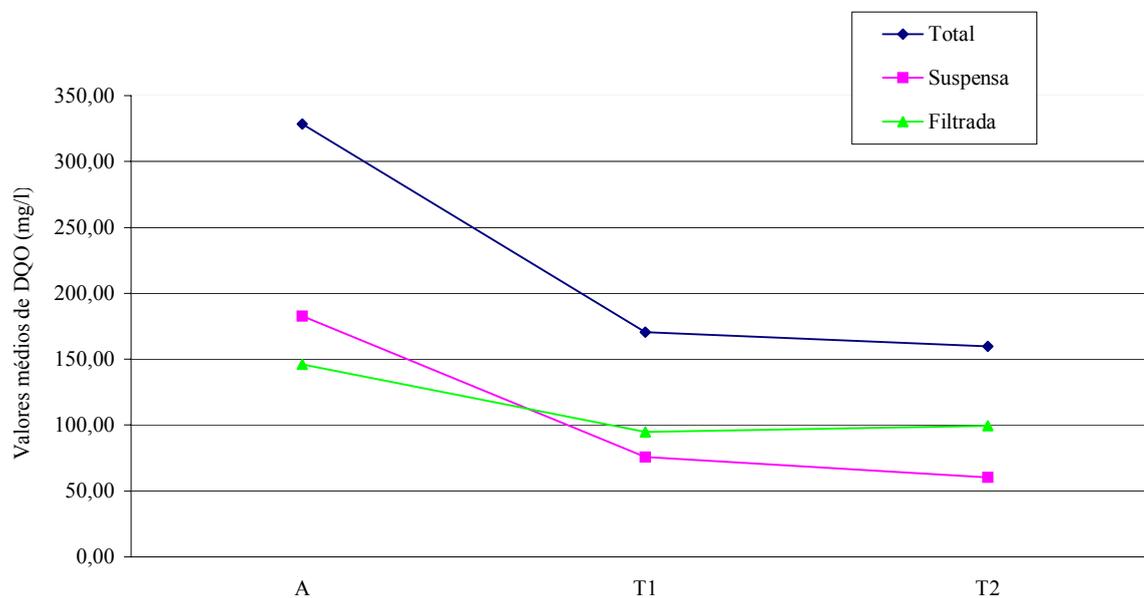
TABELA 33 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO FILTRADA NO ESTUDO 1 (mg/l)

N	DQO afluente da 1 ^a câmara (A)	DQO na passagem da 1 ^a câmara para a 2 ^a câmara (C1)	DQO efluente da 2 ^a câmara (C2)
1	52	39	68
2	83	58	73
3	75	73	89
4	75	73	89
5	310	64	81
6	110	68	81
7	179	114	152
8	168	139	98
9	110	85	100
10	85	81	106
11	152	156	189
12	202	164	110
13	118	114	131
14	214	210	152
15	164	73	73
16	148	139	166
17	85	43	56
18	216	52	52
19	104	64	52
20	273	89	75

FONTE: Adaptado de ANDRADE NETO et al, 2000, p. 820

A figura 25 mostra as remoções de DQO total, suspensa e filtrada para o estudo 1 de acordo com valores médios de DQO.

FIGURA 25 – GRÁFICO DOS VALORES DE DQO PARA O ESTUDO 1



FONTE: A autora

De acordo com a figura 25 observam-se as seguintes eficiências na remoção de DQO:

TABELA 34 – EFICIÊNCIAS NA REMOÇÃO DE DQO PARA O ESTUDO 1

	Eficiências médias na remoção de DQO		
	A → T1	T1 → T2	A → T2
1º caso (DQOt → DQOt)	48,11 %	6,3 %	51,4%
2º caso (DQOs → DQOs)	58,6 %	20,0 %	66,96%
3º caso (DQOf → DQOf)	35,0 %	- 4,83%	31,9%

FONTE: Adaptado de ANDRADE NETO et al., 2000

4.1.4.2 Estudo 2

No sentido de comparar os resultados para diferentes vazões foi utilizado outro estudo desenvolvido por OLIVEIRA (1983, p. 61). Oliveira avaliou um modelo experimental composto por um tanque séptico com dois tanques em série seguido de um filtro biológico para tratamento de esgoto doméstico. O volume útil total do tanque era de 4,57m³ (1^o tanque com 2,31 e 2^o tanque com 2,26m³) e o mesmo recebia uma vazão de 4,8 m³/dia na primeira fase da pesquisa e posteriormente uma vazão de 2,4 m³/dia, de acordo com a figura 26. Foram coletadas amostras do esgoto afluente ao tanque séptico, do efluente do tanque 1, do efluente do tanque 2 e da saída do filtro biológico. Foram analisados os seguintes parâmetros: temperatura, pH, DBO₅, DQO, Sólidos, Alcalinidade, Indicadores Patogênicos, entre outros. A temperatura média no interior dos tanques ficou próxima de 26°C. Na tabela 35 são apresentados os dados de DQO obtidos no estudo:

TABELA 35 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO TOTAL NO ESTUDO 2 (mg/l)

N	DQO afluente da 1 ^a câmara (A)	DQO na passagem da 1 ^a câmara para a 2 ^a câmara (C1)	DQO efluente da 2 ^a câmara (C2)
1	493	135	151
2	586	168	144
3	603	190	155
4	757	248	250
5	859	268	271
6	820	266	269
7	775	279	226
8	662	209	191
9	806	250	210
10	526	206	187
11	501	188	193

FONTE: Adaptado de OLIVEIRA (1983, p. 144)

Segue a tabela 36 com todos os dados e características do modelo experimental:

TABELA 36 - CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA EXPERIMENTAL

Unidade	TS1		TS2		TS1 + TS2		Filtro Anaeróbio	
	1ª fase	2ª fase	1ª fase	2ª fase	1ª fase	2ª fase	1ª fase	2ª fase
Profundidade útil (m)	1,74	1,74	1,69	1,69	-	-	1,24	1,24
Profundidade total (m)	1,97	1,97	1,97	1,97	-	-	1,97	1,97
Comprimento (m)	1,68	1,68	1,69	1,69	3,37	3,37	1,67	1,67
Largura (m)	0,79	0,79	0,79	0,79	0,79	0,79	0,79	0,79
Volume útil (m³)	2,31	2,31	2,26	2,26	4,57	4,57	0,88	-
Vazão (m³/dia)	4,8	2,4	4,8	2,4	4,8	2,4	4,8	2,4
Período de Detenção (dias)	0,48	-	0,47	-	0,95	-	0,183	-
Carga orgânica (gDBO/m³ . d)	-	-	-	-	297	150	-	-

FONTE: OLIVEIRA, 1983, p. 66

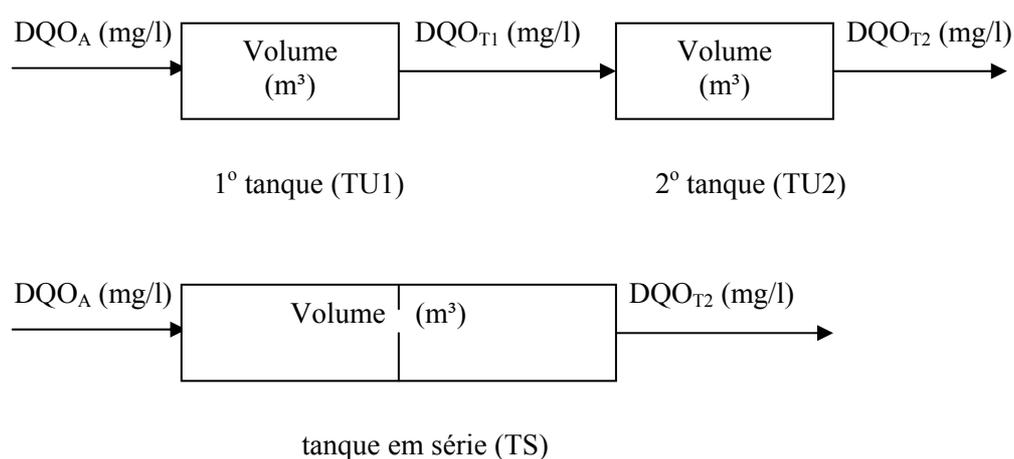
OLIVEIRA (1983, p. 119) admitiu em seu trabalho que, sendo o tanque séptico um reator biológico, o mesmo constituiu-se em uma série de dois reatores de mistura completa com iguais volumes, onde o segundo reator recebe o efluente do primeiro reator, e que a remoção do material orgânico no interior do tanque segue uma cinética de primeira ordem. Assim foi utilizada a equação do regime hidráulico para mistura completa para as células em série objetivando calcular o valor da respectiva constante de remoção de substrato K. A equação utilizada foi a seguinte:

$$S = \frac{S_o}{(1 + K * t')^n} \quad (79)$$

Onde S e So representam, respectivamente, as concentrações de DBO₅ ou DQO efluente e afluente ao tanque séptico, t é o tempo de detenção (volume total / vazão), K é a constante de remoção de substrato e n é o número de câmaras, que neste caso é igual a dois. Primeiramente o autor admite que a remoção de DBO₅, em ambas as câmaras, foi governada por um mesmo coeficiente K. Fazendo uma média dos valores de K calculados, chegou-se a um valor de aproximadamente 2,11 dia⁻¹.

Posteriormente foi realizada uma avaliação isolada de cada câmara, mantendo a equação 1, porém com n igual a 1 e com os volumes específicos para cada câmara. Para a primeira câmara obteve-se um valor médio de K igual à $4,55 \text{ dia}^{-1}$ e para a segunda câmara um valor médio de $0,49 \text{ dia}^{-1}$. OLIVEIRA (1983) concluiu que esses valores indicam que a velocidade de reação na primeira câmara é bastante alta, pois o valor da constante calculada é elevado. Já na segunda câmara, os valores de K calculados indicaram uma velocidade de reação muito lenta e praticamente desprezível se comparada com os valores da primeira câmara. A partir desta análise Oliveira (1983) concluiu que o reator biológico do sistema é a câmara 1 e que a segunda câmara tem importância secundária na remoção de matéria orgânica. O trabalho também aplicou variados tratamentos estatísticos nos dados reais e nos calculados, na tentativa de se prever eficiências na remoção de matéria orgânica para uma determinada faixa de tempo de detenção e temperatura.

FIGURA 26 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO ESTUDO 1 E 2



4.1.4.3 Estudo 3

Representando o tanque séptico sobreposto foi encontrado na bibliografia um estudo realizado pela CETESB que instalou uma estação de tratamento experimental do Caxingui composta por um tanque séptico seguido de um filtro anaeróbio. Este estudo foi iniciado em 1980 e o relatório consultado refere-se aos trabalhos realizados até dezembro de 1982, quando foi desativada a estação experimental do Caxingui. O tanque séptico era do tipo sobreposto, em concreto e com volume total de $2,0\text{m}^3$, conforme figura 27. O tanque de decantação apresentava volume de $0,5\text{m}^3$ e área superficial de $0,71\text{m}^2$, e o tanque de digestão e armazenamento do lodo de $1,5\text{m}^3$. O sistema recebia esgoto doméstico que antes de ser encaminhado para o sistema tanque-filtro, o efluente passava por um sistema de grade fina e caixa de areia. Foram coletadas amostras em três pontos do sistema: no afluente, na saída do tanque e na saída do filtro. Nestes pontos foram analisados DQO, DBO, sólidos suspensos e coliformes totais. O sistema operou durante 500 dias e as amostras eram coletadas de hora em hora, duas vezes por semana. Durante toda a pesquisa o sistema operou com diferentes vazões de esgoto doméstico. As vazões médias aplicadas ao decanto-digestor foram: 2,1, 1,5, 1,6, 1,5, 1,9, 2,2, 3,0, 3,1, 2,6 e $6,6\text{ m}^3/\text{dia}$. O relatório observa que os primeiros 100 dias foram necessários para uma aclimação do sistema e que os 400 dias seguintes apresentaram melhores resultados na remoção da carga orgânica. Do 100° ao 500° dia de operação do sistema o tempo de detenção na câmara de decantação do decanto-digestor variou de 0,17 a 0,33 dias. Toda pesquisa operou o sistema das 8 às 12 horas diárias, havendo uma interrupção durante o período da noite, numa tentativa de simular a prática da operação de tanques sépticos, onde existem períodos de pico e outros de ausência de esgoto.

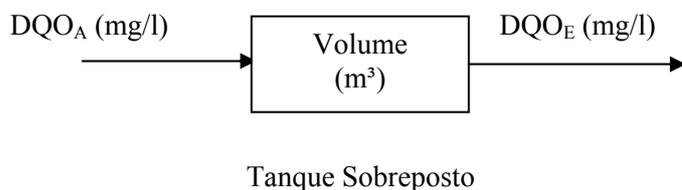
A tabela 37 apresenta os dados de DQO total afluente e efluente ao tanque para a vazão de 2,6 m³/dia.

TABELA 37 - CONCENTRAÇÕES REAIS AFLUENTE E EFLUENTE DE DQO TOTAL NO ESTUDO 3 (mg/l)

N	DQOt afluente	DQOt efluente
1	1190	337
2	434	374
3	274	325
4	903	479
5	387	395
6	771	383
7	453	394
8	1010	481
9	597	413
10	632	389
11	756	645
12	540	401
13	587	487
14	638	532
15	555	487
16	587	510
17	509	596
18	732	481
19	1720	532
20	752	555
21	1050	481
22	1260	454
23	447	376
24	586	448
25	475	628
26	613	621
27	549	526
28	653	601
29	767	373
30	777	736

FONTE: Adaptado de VIEIRA e ALÉM SOBRINHO, 1983^b, p. 81.

FIGURA 27 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO ESTUDO 3



Os dados de DQO afluente e efluente que foram coletados foram reproduzidos conforme encontrados na bibliografia, isto é, não sofreram nenhum tratamento estatístico.

Isto posto, segue a tabela 38 com um resumo dos dados encontrados na bibliografia e utilizados neste trabalho:

TABELA 38 - DADOS ENCONTRADOS NA BIBLIOGRAFIA

Estudo	Simbologia	Características de cada sistema (dados fornecidos)			
		Tipo de Tanque	Volume (m ³)	Vazão (m ³ /dia)	Tempo de detenção (dias)
Andrade Neto et al.	Estudo 1	Tanque Único	1º Tanque 5,88	15,0	0,392
			2º Tanque 2,94		0,196
		Tanque em Série	8,82	15,0	0,588
Oliveira	Estudo 2	Tanque Único	1º Tanque 2,31	4,80	0,481
			2º Tanque 2,26		0,471
		Tanque em Série	4,57	4,80	0,952
Cetesb	Estudo 3	Tanque Sobreposto	2,00	2,60	0,769

FONTE: Adaptado de ANDRADE NETO et al (2000); OLIVEIRA (1983); VIEIRA e ALÉM SOBRINHO, 1983^b.

4.1.5 Definição e Desenvolvimento de Simulações Prospectivas

Neste item foram desenvolvidas uma série de simulações prospectivas por meio da aplicação dos modelos matemáticos aos três tipos de tanques sépticos que estão sendo estudados. Os modelos matemáticos utilizados foram relacionados no item 4.1.2. e os diferentes tipos de tanque séptico foram descritos anteriormente, no item 4.1.1.

4.1.5.1 Definição das simulações prospectivas

É apresentada a seguir a nomenclatura que foi utilizada para identificar as diversas simulações matemáticas realizadas. As simulações prospectivas buscam a definição do modelo matemático mais representativo e a estimativa de constantes como K e d . Nas simulações matemáticas as concentrações afluentes foram representadas de acordo com o quadro 5 exposto no item 4.1.3 (p.100).

O quadro 6 apresenta a tipologia das simulações prospectivas. O mesmo apresenta para cada estudo (1, 2 e 3), a configuração de tanque (TU1, TU2, TS ou TSP) e o modelo hidráulico (MC, FP, FD e CS), além dos parâmetros de modelagem para o primeiro caso ($DQO_t \rightarrow DQO_t$), segundo caso ($DQO_s \rightarrow DQO_s$) e terceiro caso ($DQO_f \rightarrow DQO_f$). Ao todo tem-se 13 famílias de simulações, o que abrange 108 simulações. Observar quadro 07.

QUADRO 6 - SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS

(continua)

Estudo	Configuração e Modelo Hidráulico	Parâmetros de Modelagem		
		1º Caso (DQOt → DQOt)	2º Caso (DQOs → DQOs)	3º Caso (DQOf → DQOf)
Estudo 1	TU1 / MC	1) E1 / TU1 / MC / DQOt → DQOt	9) E1 / TU1 / MC / DQOs → DQOs	17) E1 / TU1 / MC / DQOf → DQOf
	TU1 / FP	2) E1 / TU1 / FP / DQOt → DQOt	10) E1 / TU1 / FP / DQOs → DQOs	18) E1 / TU1 / FP / DQOf → DQOf
	TU1 / FD*	3 – 8) E1 / TU1 / FD / DQOt → DQOt	11 – 16) E1 / TU1 / FD / DQOs → DQOs	19 – 24) E1 / TU1 / FD / DQOf → DQOf
Estudo 2	TU1 / MC	25) E2 / TU1 / MC / DQOt → DQOt	-	-
	TU1 / FP	26) E2 / TU1 / FP / DQOt → DQOt	-	-
	TU1 / FD*	27 – 32) E2 / TU1 / FD / DQOt → DQOt	-	-
Estudo 1	TU2 / MC	33) E1 / TU2 / MC / DQOt → DQOt	41) E1 / TU2 / MC / DQOs → DQOs	49) E1 / TU2 / MC / DQOf → DQOf
	TU2 / FP	34) E1 / TU2 / FP / DQOt → DQOt	42) E1 / TU2 / FP / DQOs → DQOs	50) E1 / TU2 / FP / DQOf → DQOf
	TU2 / FD*	35 – 40) E1 / TU2 / FD / DQOt → DQOt	43 – 48) E1 / TU2 / FD / DQOs → DQOs	51 – 56) E1 / TU2 / FD / DQOf → DQOf
Estudo 2	TU2 / MC	57) E2 / TU2 / MC / DQOt → DQOt	-	-
	TU2 / FP	58) E2 / TU2 / FP / DQOt → DQOt	-	-
	TU2 / FD*	59 - 64) E2 / TU2 / FD / DQOt → DQOt	-	-

Estudo	Configuração e Modelo Hidráulico	Parâmetros de Modelagem		
		1º Caso (DQOt → DQOt)	2º Caso (DQOs → DQOs)	3º Caso (DQOf → DQOf)
Estudo 1	TS / MC	65) E1 / TS / MC / DQOt → DQOt	74) E1 / TS / MC / DQOs → DQOs	83) E1 / TS / MC / DQOf → DQOf
	TS / FP	66) E1 / TS / FP / DQOt → DQOt	75) E1 / TS / FP / DQOs → DQOs	84) E1 / TS / FP / DQOf → DQOf
	TS / FD*	67 - 72) E1 / TS / FD / DQOt → DQOt	76 - 81) E1 / TS / FD / DQOs → DQOs	85 - 90) E1 / TS / FD / DQOf → DQOf
	TS / CS	73) E1 / TS / CS / DQOt → DQOt	82) E1 / TS / CS / DQOs → DQOs	91) E1 / TS / CS / DQOf → DQOf
Estudo 2	TS / MC	92) E2 / TS / MC / DQOt → DQOt	-	-
	TS / FP	93) E2 / TS / FP / DQOt → DQOt	-	-
	TS / FD*	94 - 99) E2 / TS / FD / DQOt → DQOt	-	-
	TS / CS	100) E2 / TS / CS / DQOt → DQOt	-	-
Estudo 3	TSP / MC	101) E3 / TSP / MC / DQOt → DQOt	-	-
	TSP / FP	102) E3 / TSP / FP / DQOt → DQOt	-	-
	TSP / FD*	103 - 108) E3 / TSP / FD / DQOt → DQOt	-	-

FONTE: A autora

NOTA: * simulações realizadas para 6 valores de d (0,05; 0,10; 0,20; 0,30; 0,40 e 0,50)

onde: E1 - Estudo 1

E2 - Estudo 2

E3 - Estudo 3

TU – Tanque Único

TU₁ – 1º Tanque Único
 TU₂ – 2º Tanque Único
 TS – Tanques em Série
 TSP – Tanque Sobreposto
 MC – Mistura Completa
 FP – Fluxo em Pistão
 FD – Fluxo Disperso
 CS – Células em Série

QUADRO 7 – FAMÍLIA DE SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS DE ACORDO COM QUADRO 6

Estudo	Configuração	Famílias de simulações prospectivas		
		1º Caso (DQOt → DQOt)	2º Caso (DQOs → DQOs)	3º Caso (DQOf → DQOf)
Estudo 1	TU1	1 – 8	9 – 16	17 – 24
Estudo 2		25 – 32	-	-
Estudo 1	TU2	33 – 40	41 - 48	49 – 56
Estudo 2		57 – 64	-	-
Estudo 1	TS	65 – 73	74 – 82	83 – 91
Estudo 2		92 – 100	-	-
Estudo 3	TSP	101 – 108	-	-

FONTE: A autora

Para simular fenômenos no Tanque Único (TU) foram utilizados os dados bibliográficos do primeiro tanque com volume de 5,88m³ do estudo 1 e os dados do primeiro tanque do estudo 2 com volume de 2,31m³. O Tanque em série (TS) foi simulado pelo estudo 1, considerando os dois tanques do sistema com volume total de 8,82m³ e pelo estudo 2 com volume total de 4,57m³. O Tanque Sobreposto (TSP) foi

representado pelo estudo 3, onde o volume total do tanque era de $2,0\text{m}^3$. Para efeito das simulações que serão realizadas foram utilizados somente os dados referentes à vazão de $2,6\text{ m}^3/\text{dia}$. Isto se deve ao maior número de dias de operação nesta vazão e conseqüentemente maior número de dados de DQO total na entrada e saída do tanque sobreposto.

4.1.5.2 Desenvolvimento das simulações prospectivas

Atendendo as premissas anteriores e ao quadro 6 (p. 113) e 7 (p. 115) seguem as simulações matemáticas. Os gráficos resultantes das simulações prospectivas encontram-se no apêndice 1 do trabalho. As simulações foram realizadas para definição do modelo mais representativo do comportamento do tanque séptico e para estimativa de constantes cinéticas, no intuito de abordar o quanto são verossímeis.

Para definição do modelo matemático mais representativo, utilizou-se o quadro 6, onde o modelo matemático mais representativo foi definido como aquele cujo erro entre a concentração real efluente e a concentração simulada efluente foi o menor obtido, em função do valor da constante de remoção de substrato (K). Esta análise foi realizada para os casos do quadro 5. Associado a esta análise, já surgem algumas definições de K e d.

Como salientado, o critério estatístico utilizado para definir valores de K foi o erro padrão da estimativa (EE) definido por SPIEGEL (1970, p. 404) na equação 80. Este critério também foi utilizado por DROSTE e MASSE (2000, p. 3098), no intuito de comparar dados simulados com dados obtidos experimentalmente. O valor de K foi definido pelo menor EE obtido nas simulações matemáticas.

$$EE = \sqrt{\sum_i^N (vc_i - ve_i)^2 / N} \quad (80)$$

onde: EE = erro padrão da estimativa

vc_i = valor calculado _i

ve_i = valor experimental _i

Na = número de amostras

i = 1 a Na

4.2 DEFINIÇÃO E DESENVOLVIMENTO DAS SIMULAÇÕES DA APLICABILIDADE DE TANQUES SÉPTICOS PARA OBTENÇÃO DE MAIOR EFICIÊNCIA PARA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA

Conhecido o modelo mais representativo e os respectivos valores de K e d, foram estabelecidos cenários que consideraram a variação do número de contribuintes, na busca de dimensões otimizadas de tanques sépticos para remover matéria orgânica. Tais simulações geraram resultados, apresentados e discutidos no capítulo seqüente.

5 RESULTADOS, DISCUSSÕES E DEFINIÇÃO DO MODELO

5.1 RESULTADO DAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS

Os valores de K obtidos nas simulações matemáticas referem-se aos 3 casos (1º caso: DQOt → DQOt; 2º caso: DQOs → DQOs; 3º caso: DQOf → DQOf) expostos na metodologia nos quadros 5 e 6.

Os gráficos que mostram a variação do EE em função do valor de K (d^{-1}) para cada simulação realizada e seu respectivo menor EE seguem no apêndice 1 deste trabalho.

5.1.1 Valores de K estimados para a configuração TU1 em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 1 e 2

Os resultados apresentados constam nas tabelas 39 à 42 e referem-se as famílias de simulações: 1 – 8, 9 – 16, 17 – 24 e 25 – 32, conforme apresentados no quadro 7.

TABELA 39 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU1 DO ESTUDO 1

Família de simulação (1 – 8)	Modelo Hidráulico	TU1	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
1	MC	2,795	62,7352
2	FP	1,888	62,7352
3	FD (d = 0,50)	2,310	62,7352
4	FD (d = 0,40)	2,257	62,7352
5	FD (d = 0,30)	2,195	62,7352
6	FD (d = 0,20)	2,114	62,7352
7	FD (d = 0,10)	2,014	62,7352
8	FD (d = 0,05)	1,955	62,7352

FONTE: A autora

onde: EE = erro padrão da estimativa

K = taxa de remoção de substrato (dias⁻¹)

TABELA 40 - VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs) NO TU1 DO ESTUDO 1

Família de simulação (9 – 16)	Modelo Hidráulico	TU1	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
9	MC	4,360	34,3062
10	FP	2,542	34,3062
11	FD (d = 0,50)	3,320	34,3062
12	FD (d = 0,40)	3,220	34,3062
13	FD (d = 0,30)	3,100	34,3062
14	FD (d = 0,20)	2,955	34,3062
15	FD (d = 0,10)	2,770	34,3062
16	FD (d = 0,05)	2,663	34,3062

FONTE: A autora

TABELA 41 – VALORES DE K PARA 3º CASO (DQOf → DQOf) NO TU1 DO ESTUDO 1

Família de simulação (17 – 24)	Modelo Hidráulico	TU1	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
17	MC	1,890	49,2134
18	FP	1,415	49,2134
19	FD (d = 0,50)	1,645	49,2134
20	FD (d = 0,40)	1,620	49,2134
21	FD (d = 0,30)	1,585	49,2134
22	FD (d = 0,20)	1,540	49,2134
23	FD (d = 0,10)	1,485	49,2134
24	FD (d = 0,05)	1,450	49,2134

FONTE: A autora

TABELA 42 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU1 DO ESTUDO 2

Família de simulação (25 – 32)	Modelo Hidráulico	TU1	
		Estudo 2	
		K (d ⁻¹)	EE
25	MC	4,313	19,2676
26	FP	2,335	19,2676
27	FD (d = 0,50)	3,145	19,2676
28	FD (d = 0,40)	3,040	19,2676
29	FD (d = 0,30)	2,915	19,2676
30	FD (d = 0,20)	2,762	19,2676
31	FD (d = 0,10)	2,571	19,2676
32	FD (d = 0,05)	2,459	19,2676

FONTE: A autora

5.1.2 Valores de K estimados para a configuração TU2 em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 1 e 2

Os resultados aqui apresentados constam nas tabelas 43 à 46. Referem-se as famílias de simulações: 33 – 40, 41 – 48, 49 – 56 e 57 – 64, conforme apresentados no quadro 7.

TABELA 43 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU2 DO ESTUDO 1

Família de simulação (33 – 40)	Modelo Hidráulico	TU2	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
33	MC	0,385	22,3417
34	FP	0,372	22,3417
35	FD (d = 0,50)	0,380	22,3417
36	FD (d = 0,40)	0,379	22,3417
37	FD (d = 0,30)	0,378	22,3417
38	FD (d = 0,20)	0,377	22,3417
39	FD (d = 0,10)	0,375	22,3417
40	FD (d = 0,05)	0,374	22,3417

FONTE: A autora

TABELA 44 - VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs) NO TU2 DO ESTUDO 1

Família de simulação (41 – 48)	Modelo Hidráulico	TU2	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
41	MC	1,680	23,2017
42	FP	1,45	23,2017
43	FD (d = 0,50)	1,57	23,2017
44	FD (d = 0,40)	1,56	23,2017
45	FD (d = 0,30)	1,55	23,2017
46	FD (d = 0,20)	1,52	23,2017
47	FD (d = 0,10)	1,49	23,2017
48	FD (d = 0,05)	1,47	23,2017

FONTE: A autora

TABELA 45 – VALORES DE K PARA 3º CASO (DQOf → DQOf) NO TU2 DO ESTUDO 1

Família de simulação (49 – 56)	Modelo Hidráulico	TU2	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
49	MC	0,09	27,3431
50	FP	0,09	27,3431
51	FD (d = 0,50)	0,09	27,3431
52	FD (d = 0,40)	0,09	27,3431
53	FD (d = 0,30)	0,09	27,3431
54	FD (d = 0,20)	0,09	27,3431
55	FD (d = 0,10)	0,09	27,3431
56	FD (d = 0,05)	0,09	27,3431

FONTE: A autora

TABELA 46 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TU2 DO ESTUDO 2

Família de simulação (57 – 64)	Modelo Hidráulico	TU2	
		Estudo 2	
		K (d ⁻¹)	EE
57	MC	0,158	20,3880
58	FP	0,153	20,3880
59	FD (d = 0,50)	0,156	20,3880
60	FD (d = 0,40)	0,155	20,3880
61	FD (d = 0,30)	0,155	20,3880
62	FD (d = 0,20)	0,154	20,3880
63	FD (d = 0,10)	0,154	20,3880
64	FD (d = 0,05)	0,153	20,3880

FONTE: A autora

5.1.3 Valores de K estimados para a configuração TS em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 1 e 2

Os resultados aqui apresentados constam nas tabelas 47 à 50. Referem-se as famílias de simulações: 65 – 73, 74 – 82, 83 – 91 e 92 – 100, conforme apresentados no quadro 7.

TABELA 47 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TS DO ESTUDO 1

Família de simulação (65 – 73)	Modelo Hidráulico	TS	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
65	MC	2,035	51,2674
66	FP	1,338	51,2674
67	FD (d = 0,50)	1,655	51,2674
68	FD (d = 0,40)	1,615	51,2674
69	FD (d = 0,30)	1,568	51,2674
70	FD (d = 0,20)	1,508	51,2674
71	FD (d = 0,10)	1,433	51,2674
72	FD (d = 0,05)	1,387	51,2674
73	CS (n = 2,0)	1,640	51,2674

FONTE: A autora

TABELA 48 - VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs) COM TS DO ESTUDO 1

Família de simulação (74 – 82)	Modelo Hidráulico	TS	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
74	MC	3,920	26,0726
75	FP	2,035	26,0726
76	FD (d = 0,50)	2,790	26,0726
77	FD (d = 0,40)	2,690	26,0726
78	FD (d = 0,30)	2,575	26,0726
79	FD (d = 0,20)	2,430	26,0726
80	FD (d = 0,10)	2,255	26,0726
81	FD (d = 0,05)	2,150	26,0726
82	CS (n = 2,0)	2,785	26,0726

FONTE: A autora

TABELA 49 – VALORES DE K PARA 3º CASO (DQOf → DQOf) NO TS DO ESTUDO 1

Família de simulação (83 – 91)	Modelo Hidráulico	TS	
		Estudo 1	
		K (d ⁻¹)	EE
83	MC	1,275	53,6536
84	FP	0,950	53,6536
85	FD (d = 0,50)	1,110	53,6536
86	FD (d = 0,40)	1,090	53,6536
87	FD (d = 0,30)	1,065	53,6536
88	FD (d = 0,20)	1,037	53,6536
89	FD (d = 0,10)	1,000	53,6536
90	FD (d = 0,05)	0,975	53,6536
91	CS (n = 2,0)	1,098	53,6536

FONTE: A autora

TABELA 50 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TS DO ESTUDO 2

Família de simulação (92 – 100)	Modelo Hidráulico	TS	
		Estudo 2	
		K (d ⁻¹)	EE
92	MC	2,415	24,6055
93	FP	1,254	24,6055
94	FD (d = 0,50)	1,718	24,6055
95	FD (d = 0,40)	1,658	24,6055
96	FD (d = 0,30)	1,586	24,6055
97	FD (d = 0,20)	1,498	24,6055
98	FD (d = 0,10)	1,389	24,6055
99	FD (d = 0,05)	1,325	24,6055
100	CS (n = 2,0)	1,715	24,6055

FONTE: A autora

5.1.4 Valores de K estimados para a configuração TSP em função do modelo hidráulico e dos parâmetros de modelagem para o estudo 3

Os resultados aqui apresentados constam na tabela 51. Refere-se as famílias de simulações: 101 – 108, conforme apresentado no quadro 7.

TABELA 51 - VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt) NO TSP DO ESTUDO 3

Família de simulação (101 – 108)	Modelo Hidráulico	TSP	
		Estudo 3	
		K (d ⁻¹)	EE
101	MC	0,916	200,4679
102	FP	0,693	200,4679
103	FD (d = 0,50)	0,803	200,4679
104	FD (d = 0,40)	0,790	200,4679
105	FD (d = 0,30)	0,774	200,4679
106	FD (d = 0,20)	0,753	200,4679
107	FD (d = 0,10)	0,727	200,4679
108	FD (d = 0,05)	0,711	200,4679

FONTE: A autora

5.2 DISCUSSÕES

5.2.1 Discussões sobre os Valores de K

A discussão será conduzida em três níveis. No primeiro serão discutidos os resultados por família de simulações. Posteriormente serão discutidos os resultados comparando as simulações entre as famílias. E enfim serão discutidos os casos em que foram encontradas idêntidades dos dados calculados com os encontrados na bibliografia.

Cabe adiantar que para cada família foi observado o mesmo menor erro da estimativa. Credita-se tal ocorrência ao fato de que as equações dos regimes hidráulicos guardam entre si uma relação constante, a qual reflete-se nos resultados encontrados.

De acordo com as tabelas 39 à 51, verificamos que em todos os casos estudados conforme a dispersão do fluxo no interior do reator diminui, isto é, da condição de

mistura completa (MC) para uma condição de sem mistura (FP), o valor da constante de remoção de substrato, K , diminui. Isto sugere que nos regimes de maior turbulência hidráulica, a velocidade de reação é mais alta, provavelmente pelo fato de existir um maior contato entre as partículas.

5.2.1.1 Discussão por família de simulações

5.2.1.1.1 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU1, estudo 1, família de simulações 1 – 8 (tabela 39), 9 – 16 (tabela 40) e 17 – 24 (tabela 41)

Para o estudo 1 as simulações com a configuração TU1 apresentaram menores erros de estimativa de 34,31 para o segundo caso (DQOs \rightarrow DQOs), com os valores de K variando de 2,54 (FP) à 4,36 (MC), conforme tabela 40. Estes valores indicam que a análise via matéria orgânica suspensa melhor explica os fenômenos de remoção da mesma no primeiro tanque do sistema. Contudo os valores de K calculados para o TU1 no primeiro (DQOt \rightarrow DQOt) e terceiro (DQOf \rightarrow DQOf) casos não podem ser desprezados.

No primeiro caso (DQOt \rightarrow DQOt) do estudo 1, analisando o primeiro tanque (TU1), foram observados valores de K variando de 1,888 (FP) à 2,795 (MC), conforme tabela 39. Estes valores indicam que a velocidade de reação é alta no primeiro tanque, provavelmente pelo fato de que a carga de matéria orgânica afluyente ao tanque também é alta. Este fato tem como consequência a ocorrência da maior parte das reações cinéticas da digestão anaeróbia neste primeiro tanque. Assim pode-se

argüir que a digestão anaeróbia é mais intensa no tanque TU1, como já salientado pelo autor do estudo 1.

Já no segundo caso (DQOs \rightarrow DQOs) para o mesmo estudo, as simulações prospectivas indicaram valores de K maiores do que os observados no primeiro caso. Os valores de K variaram de 2,54 (FP) à 4,36 (MC), sugerindo velocidades de reação mais elevadas na matéria orgânica suspensa do que se comparada à matéria orgânica total (suspensa + filtrada). Isto confirma a realidade do estudo 1, pois pelos dados reais obtidos no estudo, verificou-se uma remoção de DQO suspensa bastante elevada no primeiro tanque (TU1), conforme figura 23 e tabela 33.

Ao avaliarmos os resultados referentes ao terceiro caso (DQOf \rightarrow DQOf), verificamos valores de K menores do que se comparados aos outros dois casos. Estes valores de K representam apenas a parte dissolvida da matéria orgânica presente no esgoto. Esta parcela dissolvida é a matéria orgânica facilmente biodegradável. O fato do 3º caso apresentar valores de K menores, pode indicar que a atividade biológica na digestão da matéria orgânica filtrada é menor do que na matéria orgânica suspensa. Observa-se também que os valores de K para o primeiro caso (DQO t \rightarrow DQOt) são intermediários aos valores para o segundo (DQOs \rightarrow DQOs) e terceiro (DQOf \rightarrow DQOf) casos, sugerindo que no cálculo dos modelos hidráulicos para o primeiro caso o valor de K sofre influência tanto da matéria orgânica suspensa como da filtrada. Este fato também comprova a realidade observada no estudo 1 quanto às remoções de cada substrato, conforme figura 23 e tabela 33. Verifica-se que o valor para a remoção de DQO total também fica situado entre os valores de eficiência de DQO suspensa e filtrada.

5.2.1.1.2 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU1, estudo 2, família de simulações 25 – 32 (tabela 42)

Os valores de K observados nas simulações do estudo 2 para a configuração TU1 oscilaram de 2,335 (FP) à 4,313 (MC) e apresentaram menor erro de estimativa de 19,27, conforme tabela 42. Estes valores indicam altas taxas de remoção de substrato e conseqüentemente elevadas velocidades de reação. Altas velocidades de reação indicam elevada atividade biológica na massa líquida, indicando que há um significativo fenômeno de remoção da DQO total no primeiro tanque pela degradação da matéria orgânica. Ou seja, induz-se que importante parcela de matéria orgânica, no primeiro tanque (~ 67%) do estudo 2, é removida pela atividade biológica relacionada à mistura natural do líquido no interior do tanque.

5.2.1.1.3 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU2, estudo 1, família de simulações 33 – 40 (tabela 43), 41 – 48 (tabela 44) e 49 – 56 (tabela 45).

Ao observar as tabelas 43, 44 e 45 verifica-se que para a configuração TU2 do estudo 1 o menor erro de estimativa (22,34) foi encontrado no primeiro caso ($DQO_t \rightarrow DQO_t$). Neste caso, o valor de K variou de 0,372 (FP) à 0,385 (MC). Nota-se que os menores erros para o segundo ($DQO_s \rightarrow DQO_s / EE = 23,20$) e terceiro ($DQO_f \rightarrow DQO_f / EE = 27,34$) casos mostraram-se próximos dos valores observados no primeiro caso, porém com valores de K bastante diferentes, conforme tabelas 44 e 45.

Apesar dos valores de K encontrados nas simulações prospectivas para o TU2 no estudo 1 sejam diferentes, variando de 0,09 (FP / 3º caso) à 1,68 (MC / 2º caso), os mesmos se mostraram baixos se comparados aos valores de K encontrados para o TU1 do estudo 1. Este fato provavelmente indica que entre os fenômenos que ocorrem no interior do TU2, a atividade biológica não deva ser o processo predominante, pois valores baixos de K indicam baixas velocidades de reações bioquímicas características da digestão anaeróbia. Sugere-se então que o fenômeno que caracteriza a remoção de matéria orgânica no TU2 é de ordem física, como a decantação.

O segundo caso (DQOs \rightarrow DQOs) caracteriza-se pelos valores de K mais elevados quando comparados aos outros casos. Os valores de K variam de 1,45 (FP) à 1,68 (MC) e de certa forma indicam uma atividade biológica reduzida no segundo tanque, quando comparado ao primeiro tanque. Isto sugere que no segundo tanque há uma menor parcela de DQO suspensa que é removida por fenômenos biológicos. Isto pode indicar que a DQO é removida tanto por mecanismos biológicos quanto por processos físicos, conforme esperado.

Para o terceiro caso (DQOf \rightarrow DQOf) foram observados que os valores de K calculados para os diferentes modelos hidráulicos são os mesmos ($K = 0,09 \text{ d}^{-1}$). Os valores de K sugerem que a atividade biológica da matéria orgânica dissolvida é bem reduzida. Pode-se observar portanto, de acordo com os valores calculados, que a remoção de material dissolvido ocorre principalmente no primeiro tanque (TU1) e que o material dissolvido que passa para o segundo tanque pode ser removido através de outros fenômenos que não de natureza biológica.

5.2.1.1.4 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TU2, estudo 2, família de simulações 57 – 64 (tabela 46)

O menor erro da estimativa encontrado para o TU2 do estudo 2 foi de 20,39 e os valores de K calculados variaram de 0,153 (FP) à 0,158 (MC). Estes valores de K são considerados baixos e indicam baixas velocidades de reação dos fenômenos bioquímicos. O resultado encontrado pode indicar que o principal fenômeno de remoção da DQO total para esta situação não seja a atividade biológica. OLIVEIRA (1983) comenta que a digestão anaeróbia ocorre de modo mais atenuado na segunda câmara do sistema experimental. Pode-se dizer então que os valores calculados puderam de certa forma representar a realidade do TU2 do estudo 2.

5.2.1.1.5 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TS, estudo 1, família de simulações 65 – 73 (tabela 47), 74 – 82 (tabela 48) e 83 – 91 (tabela 49)

O menor erro da estimativa encontrado nos três casos simulados para o TS no estudo 1 foi de 26,07 observado no segundo caso (DQOs → DQOs) onde os valores de K oscilaram entre 2,035 (FP) à 3,920 (MC). Estes valores de K indicam que possivelmente o fenômeno de remoção da matéria orgânica suspensa de ordem biológica é significativo, pois para valores relativamente altos de K temos altas velocidades de reação no interior do tanque. Comprova-se este fato através da análise dos dados reais, onde sabe-se que a eficiência média de DQO suspensa para o TS é de aproximadamente 67% (ver tabela 33).

Para o primeiro caso (DQOt \rightarrow DQOt) do TS no estudo 1 temos valores de K um pouco abaixo dos que foram observados no segundo caso (DQOs \rightarrow DQOs), variando de 1,34 (FP) à 2,40 (MC). É possível que estes valores também indiquem que a atividade biológica seja significativa na remoção de matéria orgânica total.

Já no terceiro caso (DQOf \rightarrow DQOf), temos valores de K oscilando entre 0,95 até 1,28, para os regimes de fluxo em pistão e mistura completa respectivamente. Estes valores indicam uma atividade biológica reduzida em relação aos valores obtidos para os outros dois casos (DQOt \rightarrow DQOt e DQOs \rightarrow DQOs) do TS no estudo 1. Este fato pode indicar que a remoção de matéria orgânica dissolvida através da digestão anaeróbia ocorre em menor escala do que se comparado ao primeiro e segundo caso.

5.2.1.1.6 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TS, estudo 2, família de simulações 92 – 100 (tabela 50)

Verifica-se através da tabela 50 que o menor erro de estimativa encontrado na configuração TS do estudo 2 foi de 24,61. Para este erro foram encontrados valores de K de 1,25 para a condição de fluxo pistão e 2,42 para mistura completa. Estes valores de K indicam que a velocidade das reações bioquímicas no interior do tanque é relativamente alta e possivelmente sugere que parcela da remoção da matéria orgânica total ocorra por atividade biológica expressiva.

5.2.1.1.7 Discussão sobre os valores de K estimados para a configuração TSP, estudo 3, família de simulações 101 – 108 (tabela 51)

Na simulação do tanque sobreposto (TSP) os valores de K obtidos variaram de 0,693 (FP) até 0,916 (MC). Estes valores são considerados baixos, indicando baixas velocidades de reação. De acordo com os valores calculados, é possível que o principal fenômeno de remoção da matéria orgânica no TSP não seja a digestão anaeróbia. Entretanto, a geometria deste tipo de tanque não nos permite análises mais profundas em relação aos valores calculados pelos modelos hidráulicos. No tanque sobreposto existe um compartimento para a decantação do esgoto afluyente (ver figura 21) fazendo com que o fluxo do líquido no interior do tanque não se assemelhe com nenhum dos fluxos propostos pelos modelos hidráulicos analisados neste trabalho.

5.2.1.2 Discussão comparativa entre as famílias de simulações

5.2.1.2.1 Discussão comparativa para configuração TU1, estudo 1 e 2, respectivamente entre as famílias de simulações 1 – 8 e 25 – 32

Para a configuração TU1, comparando o estudo 1 e 2 no primeiro caso (DQOt → DQOt) verificamos, de acordo com a figura 28, que os valores de K calculados para o estudo 2 mostram-se superiores aos valores para o estudo 1. Observou-se que a diferença entre os valores de K ao longo dos diversos regimes hidráulicos não é constante e varia de 1,52, para o regime de mistura completa, à 0,45, para o regime de fluxo em pistão. O fato do estudo 2 apresentar valores de K superiores pode indicar

que a atividade biológica no interior do TU1 é maior nesse estudo. Ao calcularmos a eficiência média de remoção de DQO total do TU1 para ambos estudos, verificamos que o estudo 1 apresenta uma eficiência média de 48% e o estudo 2 uma eficiência média de 67%, e com isso podemos argüir que o TU1 do estudo 2 é mais eficiente na remoção de DQO total do que o TU1 do estudo 1, justificando assim os valores mais elevados de K para o estudo 2.

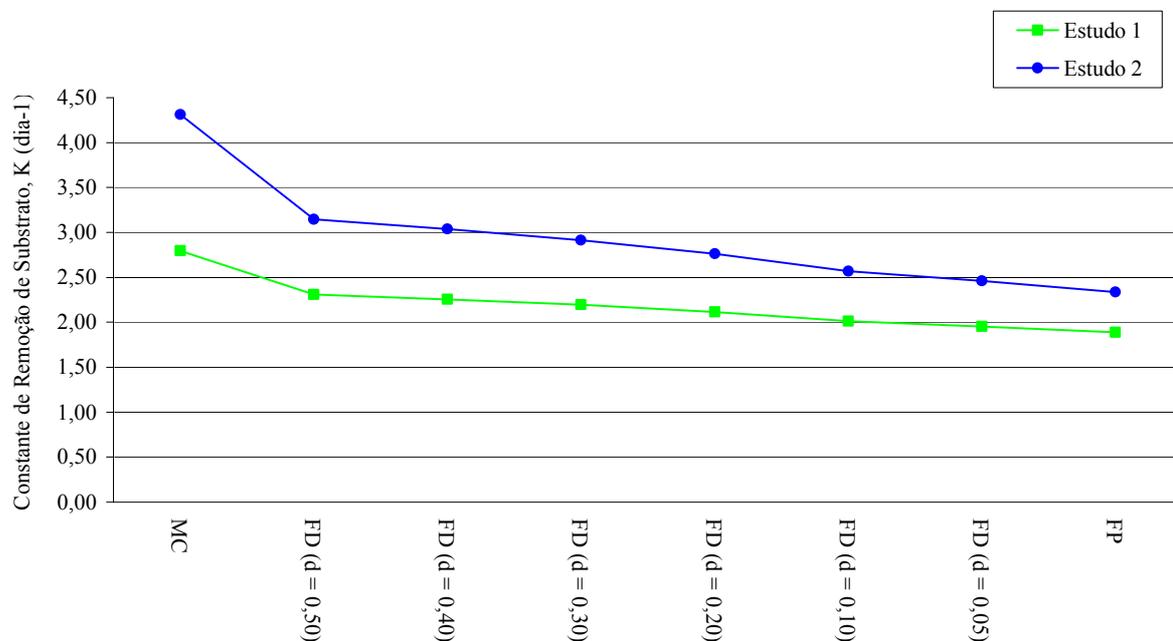
Neste ponto, cabe salientar que algumas variáveis podem explicar o fato do K ser maior no estudo 2. São elas, por exemplo, a temperatura, a carga orgânica de DQO e a concentração afluyente de DQO.

No caso da temperatura, observou-se que, mesmo com a temperatura média do estudo 1 em torno de 29°C, os valores de K para o estudo 2 foram maiores, apesar da temperatura média ter sido inferior nesse estudo (26°C).

Ao observar o efeito da carga orgânica de DQO, percebeu-se que ao realizar uma comparação entre as cargas orgânicas médias de cada estudo, tem-se que o estudo 1, com carga média de 4,93 kgDQOt/dia, apresenta valores mais elevados do que o estudo 2, com carga média de 3,22 kgDQOt/dia. Esperava-se valores mais elevados de carga orgânica para o estudo 2, pois o mesmo apresentou valores de K superiores ao estudo 1.

E, quanto a influência da concentração de DQO, percebe-se que o estudo 2 apresenta valores de DQOt afluyente mais elevados do que se comparados ao estudo 1 ($DQOt_{\text{estudo2}} = 672 \text{ mg/l}$; $DQOt_{\text{estudo1}} = 329 \text{ mg/l}$). Esta constatação pode vir a justificar os valores elevados de K no estudo 2, mesmo quando este apresenta valores de temperatura e de carga orgânica inferiores aos observados no estudo 1.

FIGURA 28 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1



FONTE: A autora

5.2.1.2.2 Discussão comparativa para configuração TU2, estudo 1 e 2, respectivamente entre as famílias de simulações 33 – 40 e 57 – 64

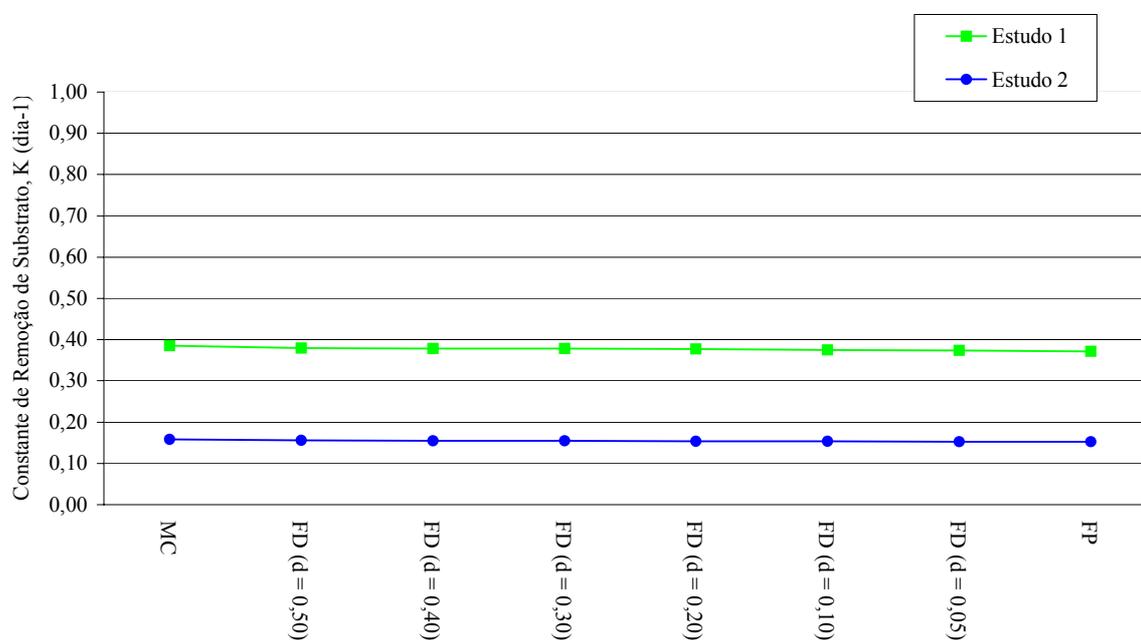
Avaliando o TU2 para o primeiro caso (DQOt → DQOt) dos estudos 1 e 2, conforme figura 29, verifica-se que os valores de K para o estudo 2 são menores do que no estudo 1. Pode-se observar entre os estudos que a diferença entre a constante K é constante ao longo dos diversos modelos (~ 0,22). Analisando cada estudo separadamente, percebe-se que a diferença entre os valores de K é bem reduzida.

Ao observarmos a diferença dos valores de K para ambos estudos, tanto no primeiro tanque como no segundo, verificamos que no primeiro tanque, o estudo 2 apresenta valores de K mais elevados, e que no segundo tanque o estudo 1 apresenta

valores de K mais elevados. Já para o segundo tanque, verificou-se que esta condição se inverteu, pois o estudo 1 apresentou valores de K mais elevados do que o estudo 2. Sabe-se que a remoção de matéria orgânica no primeiro tanque do estudo 2 é maior e os valores de K calculados também são. Logo, sobra menos matéria orgânica para o segundo tanque, onde os valores de K são menores.

Percebe-se também que a diferença entre os valores de K no TU1 (de 0,45 à 1,52), para os diversos regimes hidráulicos, é significativamente maior do que a mesma diferença para a configuração TU2 (~ 0,22). Estas variações dos valores de K podem justificar os valores de eficiência mais elevados no estudo 2 para o TU1 ($E_{\text{estudo1}} = 48,1\%$; $E_{\text{estudo2}} = 67,4\%$), e valores praticamente iguais em ambos estudos no TU2 ($E_{\text{estudo1}} = 6,3\%$; $E_{\text{estudo2}} = 6,6\%$).

FIGURA 29 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU2

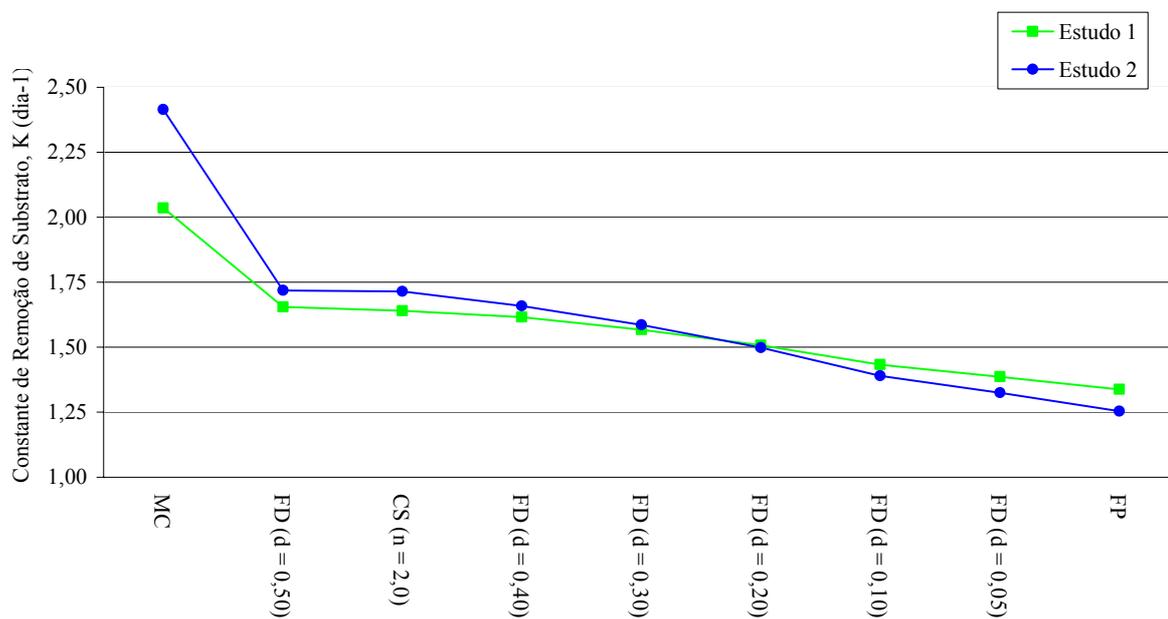


FONTE: A autora

5.2.1.2.3 Discussão comparativa para configuração TS, estudo 1 e 2, respectivamente entre as famílias de simulações 65 – 73 e 92 – 100

Na comparação entre os dados obtidos nas simulações do TS para os estudos 1 e 2 no primeiro caso (DQOt \rightarrow DQOt), a figura 28 sugere uma aproximação numérica dos valores de K, principalmente no modelo hidráulico de fluxo disperso. Os valores numéricos de K para os diferentes coeficientes de dispersão (d) no regime de FD estão muito próximos e verifica-se inclusive um ponto em comum para os dois estudos onde K é $1,53 \text{ d}^{-1}$ e d é 0,23, conforme figura 30. É importante salientar que mesmo com temperaturas diferentes, pode-se observar este ponto em comum entre os estudos.

FIGURA 30 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt \rightarrow DQOt), TS



FONTE: A autora

Pela figura 30 percebe-se que tanto no estudo 1 como no estudo 2, para a configuração TS no primeiro caso (DQOt \rightarrow DQOt), o valor de K para o modelo

hidráulico de CS ($n = 2,0$) encontra-se entre os valores dos modelos de MC e FP. Este fato confirma que a condição de CS é realmente uma transição entre os modelos extremos de MC e FP. Analisando ainda os valores de K para CS, percebe-se que em ambos estudos o mesmo situa-se entre os valores de K para o modelo de FD com número de dispersão entre 0,4 e 0,5. Esta observação indica que provavelmente o modelo de CS pode ser utilizado na modelagem de reatores com fluxo arbitrário.

5.2.1.3 Discussão comparativa com dados encontrados na bibliografia

Neste item serão discutidos os casos onde foram encontradas identidades dos valores de K calculados com valores de K obtidos na bibliografia. Esta avaliação está sendo realizada devido ao fato de que não foi encontrado um menor erro da estimativa entre os modelos hidráulicos para definição do modelo mais representativo.

O valor de K encontrado na bibliografia que melhor poderia ser comparado aos valores obtidos nas simulações prospectivas foi de $2,2 \text{ d}^{-1}$. Este valor foi obtido empiricamente em reatores com culturas anaeróbias. (Henze e Harremoes, 1983)

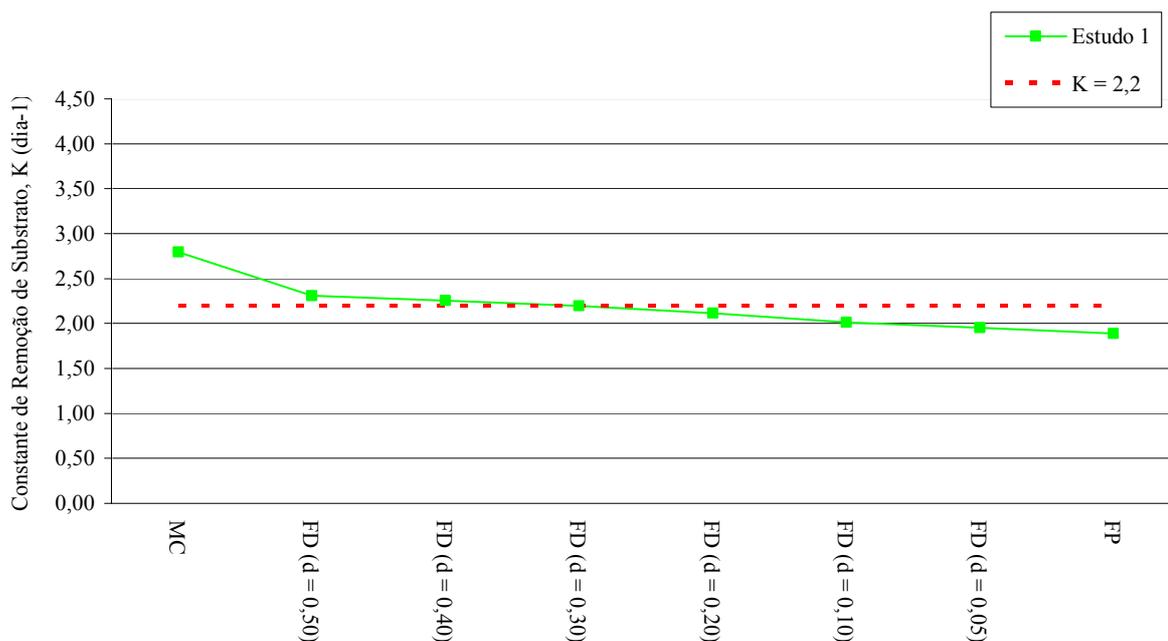
Serão apresentados somente as configurações de tanque, casos e estudos onde a identidade do valor de K bibliográfico (2,2) foi verificada.

5.2.1.3.1 Discussão comparativa com a bibliografia para configuração TU1, estudo 1, primeiro caso ($DQOt \rightarrow DQOt$), família de simulação 1 – 8

Verificando a figura 31 percebe-se que a identidade foi encontrada para o modelo hidráulico de FD com número de dispersão de 0,31. Isto sugere que num

tanque séptico com tempo de detenção em torno de 0,392 dias, o fluxo no interior do tanque se assemelha com o fluxo disperso com d igual a 0,31.

FIGURA 31 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1

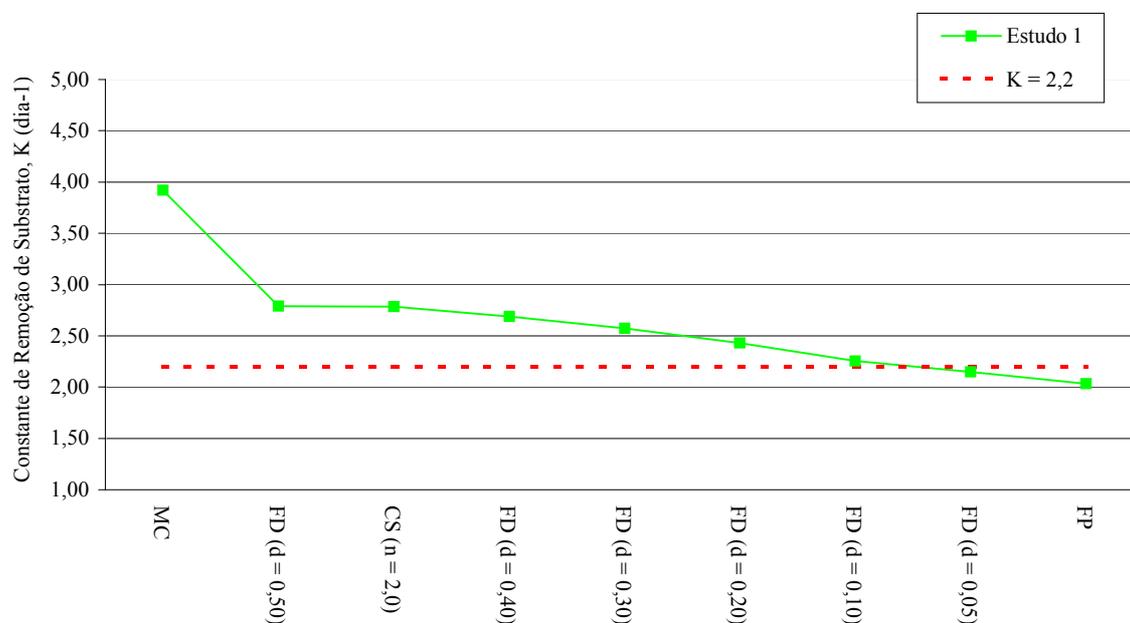


FONTE: A autora

5.2.1.3.2 Discussão comparativa com a bibliografia para configuração TS, estudo 1, segundo caso (DQOs → DQOs), família de simulação 74 – 82

A figura 32 indica que para este caso a identidade do valor de K bibliográfico foi identificada no fluxo disperso com dispersão de 0,073. Isto sugere que para tanques sépticos com duas câmaras em série, tempo de detenção igual a 0,588 dias e matéria orgânica suspensa afluyente e efluente, que o tipo de modelo hidráulico característico seja de fluxo disperso com dispersão de 0,073.

FIGURA 32 – GRÁFICO DOS VALORES DE K PARA 2º CASO (DQOs → DQOs), TS



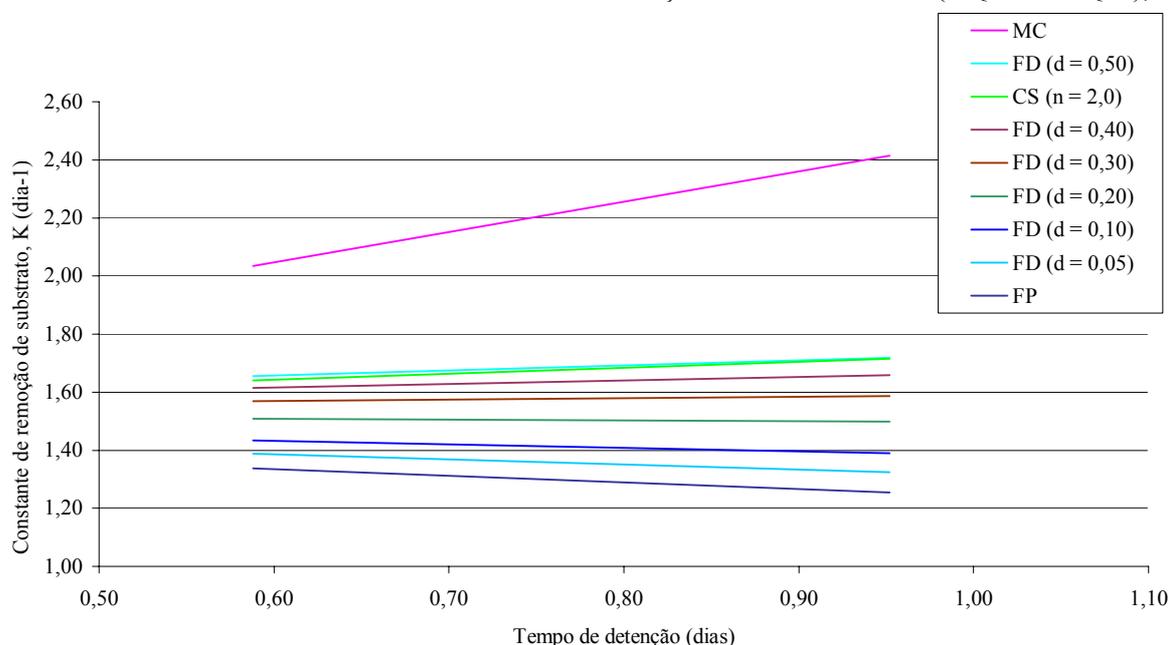
FONTE: A autora

5.2.2 Avaliação da variação de K em função do tempo de detenção

Este item tem o intuito de avaliar o comportamento da constante de remoção de substrato, K, em função do tempo de detenção. Esta análise será feita apenas para o primeiro caso (DQOt → DQOt) pois foi o único caso que apresentou dados de variação de K com o tempo de detenção.

A figura 33 relaciona a constante K com o tempo de detenção para o tanque em série (TS):

FIGURA 33 – GRÁFICO DE K X TEMPO DE DETENÇÃO PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TS



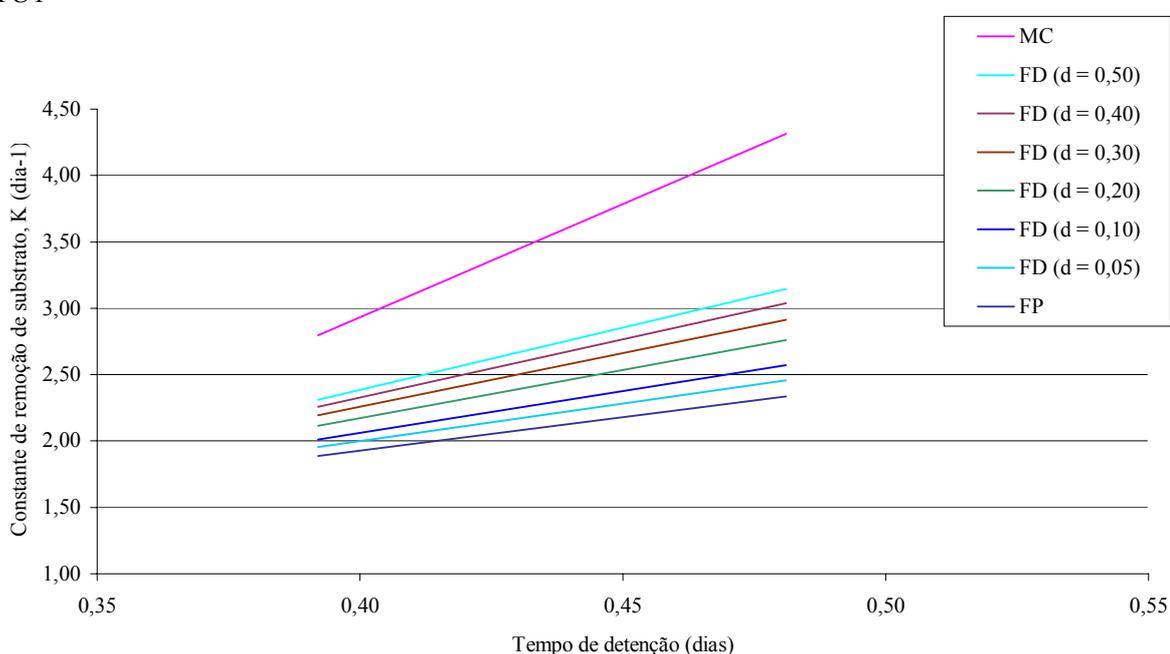
FONTE: A autora

Observando a figura 33 percebemos que para o regime de mistura completa conforme o tempo de detenção aumenta, a constante de remoção K também aumenta. Para este regime (MC) a variação da constante é praticamente igual à variação do tempo de detenção, isto é para cada unidade de variação de Td, varia uma unidade de K. Nos outros regimes analisados, conforme a turbulência no fluxo diminui com o aumento do tempo de detenção, a tendência da constante K é diminuir. Para o regime pistonado ocorre que quanto maior o tempo de detenção, menor será a constante de remoção, ressaltando que o aumento de K para o regime de MC se mostrou mais significativo do que o abaixamento de K para o regime de FP. Cada regime apresentou variações distintas nos valores de K com o aumento do tempo. Para os regimes de fluxo disperso ($0,3 < d < 0,1$) e células em série, a variação de K com o tempo é

praticamente nula. A variação de K começa a se mostrar significativa para FD com d de 0,05.

A figura 34, por sua vez, relaciona a constante K com o tempo de detenção para o primeiro tanque (TU1):

FIGURA 34 – GRÁFICO DE K X TEMPO DE DETENÇÃO PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1



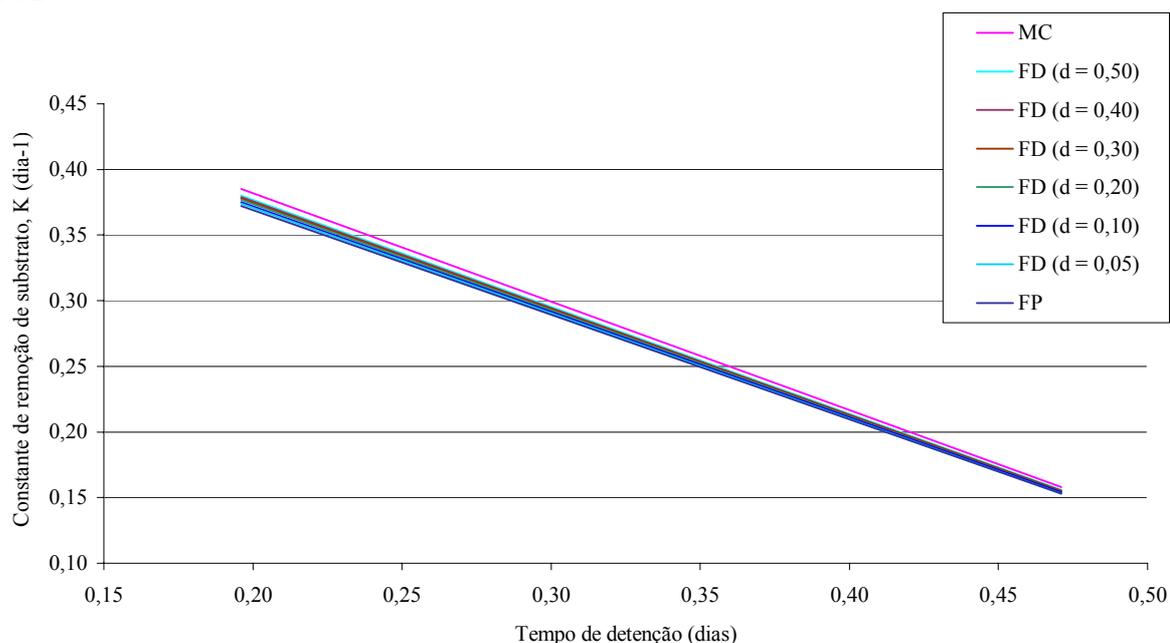
FONTE: A autora

Considerando o primeiro tanque isoladamente, temos para todos os regimes avaliados a observação de que conforme o tempo de detenção aumenta, a constante K também aumenta. Como ocorreu para o tanque em série, as variações dos valores de K para o regime de mistura completa se mostraram mais significativos do que se comparados aos outros regimes avaliados. A figura 34 mostra que as variações nos valores de K para todos os fluxos se mostraram constantes.

A figura 34 mostra que com o aumento do tempo de detenção a velocidade de reação aumenta, conseqüentemente aumentando a atividade biológica no interior do tanque. O aumento da constante K com o tempo de detenção observado no primeiro tanque pode ser explicado pelo fato de que o tempo seja aproximadamente o tempo de crescimento bacteriano que, conforme se sabe, é o período de tempo no qual a tanto a taxa de crescimento bacteriano, quanto a taxa de remoção de substrato são máximas.

Já a figura 35 relaciona a constante K com o tempo de detenção para o segundo tanque:

FIGURA 35 – GRÁFICO DE K X TEMPO DE DETENÇÃO PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU2



FONTE: A autora

Portanto, no caso do segundo tanque (TU2) temos que para todos os regimes analisados observou-se que conforme o tempo de detenção aumenta, o valor de K diminui. A figura 35 mostra que as diferenças de K com o aumento do tempo são

praticamente constantes para todos os modelos hidráulicos. Sabe-se que é significativa a influência da decantação no segundo tanque e que, pela figura 33, percebe-se que o aumento do tempo de detenção não ocasiona um aumento na velocidade de reação (K). Este fato pode indicar que para tanques com duas câmaras em série, o aumento do tempo de detenção da segunda câmara não vai aumentar a atividade biológica no interior do tanque.

Observa-se também que a figura 33 indica provavelmente que a faixa de tempo de detenção em questão seja aproximadamente congruente àquela referente à fase de decréscimo exponencial do crescimento bacteriano, onde a concentração de substrato tende a ficar escassa.

5.3 DEFINIÇÃO DO MODELO

Na busca do modelo matemático mais representativo por meio do menor erro da estimativa (EE), observou-se nos gráficos (ver apêndice 1) resultantes das simulações prospectivas, que o menor erro era o mesmo em todos os regimes analisados para diferentes valores de K. Acredita-se que tal fato mostra que as equações dos regimes hidráulicos guardam entre si uma relação constante, a qual reflete-se nos resultados encontrados.

Logo, procurou-se uma identidade dos valores de K calculados com valores encontrados na bibliografia para culturas anaeróbias ($K = 2,2 \text{ dia}^{-1}$). Tal semelhança foi observada nos seguintes casos:

- a) 1º caso ($DQOt \rightarrow DQOt$) do estudo 1 (TU1) para o regime hidráulico de fluxo disperso com d de 0,31 (família 1 - 8).

b) 2º caso (DQOs → DQOs) do estudo 1 (TS) para o regime hidráulico de fluxo disperso com d de 0,073 (família 74 - 82).

Como o modelo de fluxo disperso apresenta respostas que melhor se aderem as faixas encontradas na bibliografia, sugere-se que o regime hidráulico em tanques sépticos seja fluxo disperso.

Outra semelhança observada diz respeito ao primeiro caso (DQOt → DQOt) analisado, onde para a configuração de TS foi observado uma aproximação numérica dos valores de K entre os estudos 1 e 2 (famílias 65 - 73 e 92 - 100). Com isso podemos definir então que, para um tempo de detenção variando de aproximadamente 0,6 à 1,00 dia, temos num tanque séptico com duas câmaras em série e regime de fluxo disperso com K de 1,53 dia⁻¹ e d de 0,23. Podemos então sugerir novamente que o modelo hidráulico que melhor representa o comportamento de tanques sépticos é o de fluxo disperso.

Assim, no próximo item serão realizadas simulações demonstrativas da aplicabilidade de tanques sépticos de acordo com o definido neste item. Isto é, as simulações demonstrativas obedecerão ao regime de fluxo disperso para os três modelos definidos na tabela 52. Estes modelos foram definidos neste item e resumidos na tabela 52.

TABELA 52 – MODELOS DEFINIDOS NAS SIMULAÇÕES PROSPECTIVAS

	Características de aplicabilidade				
	Configuração	Natureza do Parâmetro	Tempo de detenção (dias)	K (dia ⁻¹)	d
MODELO I	Tanque único	DQOt → DQOt	0,392	2,2	0,31
MODELO II	Tanque em série	DQOs → DQOs	0,588	2,2	0,073
MODELO III	Tanque em série	DQOt → DQOt	0,588 – 0,952	1,53	0,23

FONTE: A autora

6 SIMULAÇÕES DEMONSTRATIVAS DA APLICABILIDADE

Este item procura, por meio de um cenário preestabelecido simular matematicamente a aplicabilidade do regime hidráulico mais representativo no dimensionamento de tanques sépticos, principalmente no que diz respeito à remoção de matéria orgânica. Foram realizadas também comparações com o dimensionamento proposto pelas normas brasileira, americana, inglesa e australiana de tanque séptico. O critério de cada umas dessas normas foi descrito no item 3.5.

6.1 RESULTADOS E DISCUSSÕES DAS SIMULAÇÕES DEMONSTRATIVAS DA APLICABILIDADE DE TANQUES SÉPTICOS

Este item tem o intuito de mostrar a aplicabilidade do que foi definido no item 5.3. Na tabela 52 temos um resumo dos três modelos definidos nas simulações prospectivas realizadas.

Dentro desses três modelos definidos serão dimensionados sistemas de tanques sépticos para um dado cenário e comparados com os equacionamentos expostos no item 3.5. Serão utilizadas as seguintes normas e critérios: Norma Brasileira 7229/93, ANDRADE NETO et al. (1999), Norma Americana (ICC – EUA), Norma Inglesa (WRC – UK) e Norma Australiana (WCS – AU). Observar que o critério proposto por ANDRADE NETO et al. (1999) difere da Norma Brasileira apenas pelo valor de 1000 litros. Para efeito de comparação, serão calculados para cada modelo e norma o volume útil do tanque séptico no intuito de comparar qual a forma de

dimensionamento que apresenta o menor volume útil. O cálculo do volume pelas normas existentes foi efetuado segundo o dimensionamento apresentado na revisão bibliográfica.

O cálculo do volume do tanque de acordo com o modelo proposto neste trabalho obedece o seguinte:

Primeiramente temos, para uma dada vazão (Q) e tempo de detenção (Td), um volume ($V_1 = Q * Td$) que corresponde somente ao tempo que foi definido pelo modelo, ou seja, à parte respectiva ao crescimento suspenso. Somado a este, temos um volume (V_2) que corresponde ao volume de acúmulo do lodo, o qual em função do intervalo de limpeza do tanque. Logo, teremos que o volume (V_T) para o modelo proposto será a soma de V_1 (vazão pelo tempo de detenção específico para cada modelo) com V_2 (referente ao acúmulo do lodo para o intervalo de tempo definido). O volume para acúmulo e digestão do lodo foi calculado por meio da expressão:

$$V_2 = N * K_{NBR} * Lf \quad (91)$$

Onde V_2 é o volume para acúmulo do lodo

N é o número de contribuintes

K_{NBR} é a taxa de acumulação de lodo em dias

Lf é contribuição de lodo fresco em litros/pessoa * dia

Os parâmetros K e Lf foram retirados da NBR 7229/93 (tabelas 21 e 23), que considera que o intervalo de limpeza será de um ano.

Os cenários propostos são, primeiramente, uma residência de 5 pessoas, depois uma comunidade com 50 pessoas e enfim uma comunidade com 500 pessoas. Para o cálculo da vazão consideraremos que esta comunidade apresenta contribuição de esgoto de 100 l/pessoa * dia.

Para o modelo I, os resultados constam na tabela 53.

TABELA 53 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO I

N	Q (m ³ / dia)	Td (dias)	V ₁ , m ³ (líquido)	V ₂ , m ³ (lodo)	V _T , m ³ (modelo I total)	E (%) do FD	V, m ³ (NBR 7229/93)	Td (dias) NBR 7229/93	V, m ³ (ANDRADE NETO et al.)	V, m ³ (ICC - EUA)	V, m ³ (WRC - UK)	V, m ³ (WCS - AU)
5	0,5	0,392	0,20	0,285	0,481	52,3	1,79	1,00	0,79	3,31	2,90	3,0
50	5,0	0,392	1,96	2,85	4,81	52,3	7,60	0,75	6,60	-	11,00	25,0
500	50,0	0,392	19,60	28,5	48,10	52,3	54,50	0,50	53,50	-	92,00	250,0

FONTE: A autora

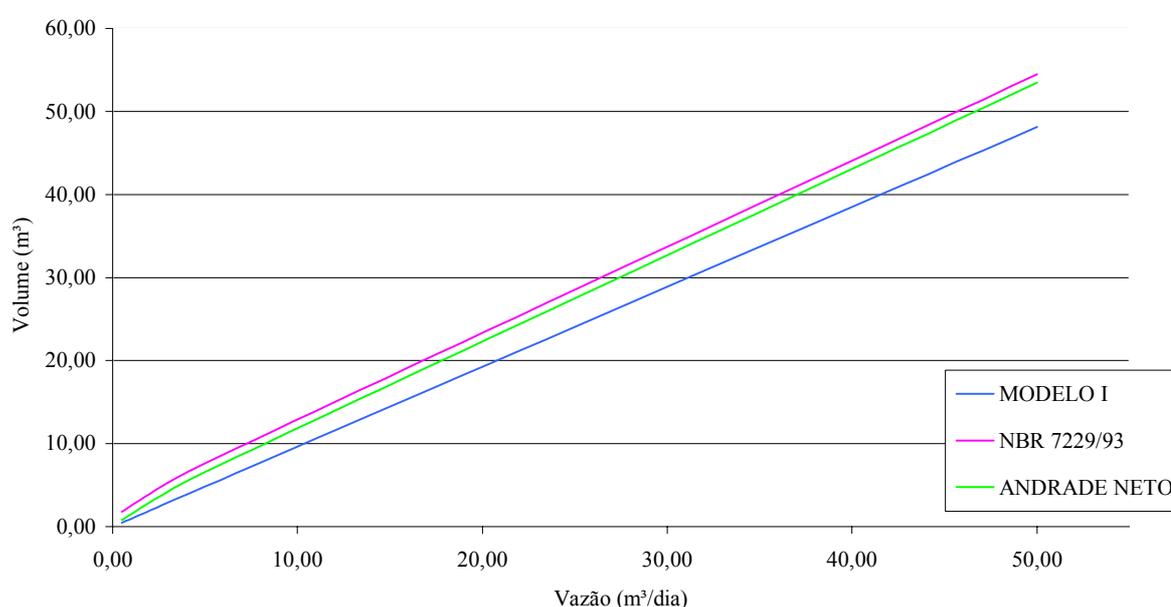
NOTAS: N = número de pessoas; Q = vazão; Td = tempo de detenção; $V_T = V_1 + V_2$; V_1 = volume da parte líquida, correspondente a remoção de matéria orgânica por crescimento suspenso da biomassa, para o fluxo disperso; V_2 = volume de lodo conforme equação 91.

A eficiência calculada na tabela 53 refere-se ao modelo de fluxo disperso considerando um efluente com DQO média de 500 mg/l. Para o cálculo do volume através da NBR 7229/93 foram utilizados os dados e tabelas do item 3.5.1 e considerou-se um intervalo de limpeza de 1 ano e temperatura superior à 20 °C. Ressalta-se que o tempo de detenção utilizado no cálculo do volume pela NBR 7229/93 corresponde ao tempo definido pela norma para diferentes contribuições diárias, conforme apresentado na tabela 22. A temperatura considerada no cálculo pela NBR foi considerada superior à 20°C pois o modelo obtido através das simulações corresponde à estudos realizados em locais de clima quente com temperatura elevada. O mesmo se aplica ao dimensionamento pelo critério ANDRADE NETO et al. (1999), conforme revisado no item 3.5.2. Para o cálculo do volume do tanque segundo o ICC, considerou-se a moradia com uma família morando e 2 pessoas por quarto. Como a tabela apresenta dados apenas para uma casa com 8 quartos, foram desconsiderados os tanques para 50 e 500 pessoas.

Observando a tabela 53 e a figura 34, fica claro que o dimensionamento considerando o regime hidráulico de fluxo disperso se mostra mais econômico se comparado aos outros critérios de dimensionamento. Observa-se que os critérios que mais se aproximam, em termos de valores numéricos, do critério proposto neste

trabalho, são a Norma Brasileira e ANDRADE NETO et al. Pela figura 36, verifica-se que conforme a vazão aumenta, o volume dimensionado para o tanque séptico, pelos critérios, aumenta. Entretanto o volume proposto pelo modelo **I** mostra-se mais reduzido em todos os cenários calculados.

FIGURA 36 – RELAÇÃO DO VOLUME X VAZÃO PARA O MODELO **I**



FONTE: A autora

Ao comparar as eficiências, do modelo **I** (52,3%) com a eficiência esperada pela NBR (máximo de 55%), o volume do tanque calculado pelo modelo **I** é menor em todos os cenários, para uma mesma eficiência.

Para o modelo **II**, tem-se os seguintes resultados, conforme tabela 54.

TABELA 54 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO II

N	Q (m ³ / dia)	Td (dias)	V ₁ , m ³ (líquido)	V ₂ , m ³ (lodo)	V _T , m ³ (modelo II total)	E (%) do FD	V, m ³ (NBR 7229/93)	Td (dias) NBR 7229/93	V, m ³ (ANDRADE NETO et al.)	V, m ³ (ICC - EUA)	V, m ³ (WRC - UK)	V, m ³ (WCS - AU)
5	0,5	0,588	0,29	0,285	0,579	69,8	1,79	1,00	0,79	3,31	2,90	3,0
50	5,0	0,588	2,94	2,85	5,79	69,8	7,60	0,75	6,60	-	11,00	25,0
500	50,0	0,588	29,40	28,5	57,90	69,8	54,50	0,50	53,50	-	92,00	250,0

FONTE: A autora

NOTAS: N = número de pessoas; Q = vazão; Td = tempo de detenção; $V_T = V_1 + V_2$; V₁ = volume da parte líquida, correspondente a remoção de matéria orgânica por crescimento suspenso da biomassa, para o fluxo disperso; V₂ = volume de lodo conforme equação 91.

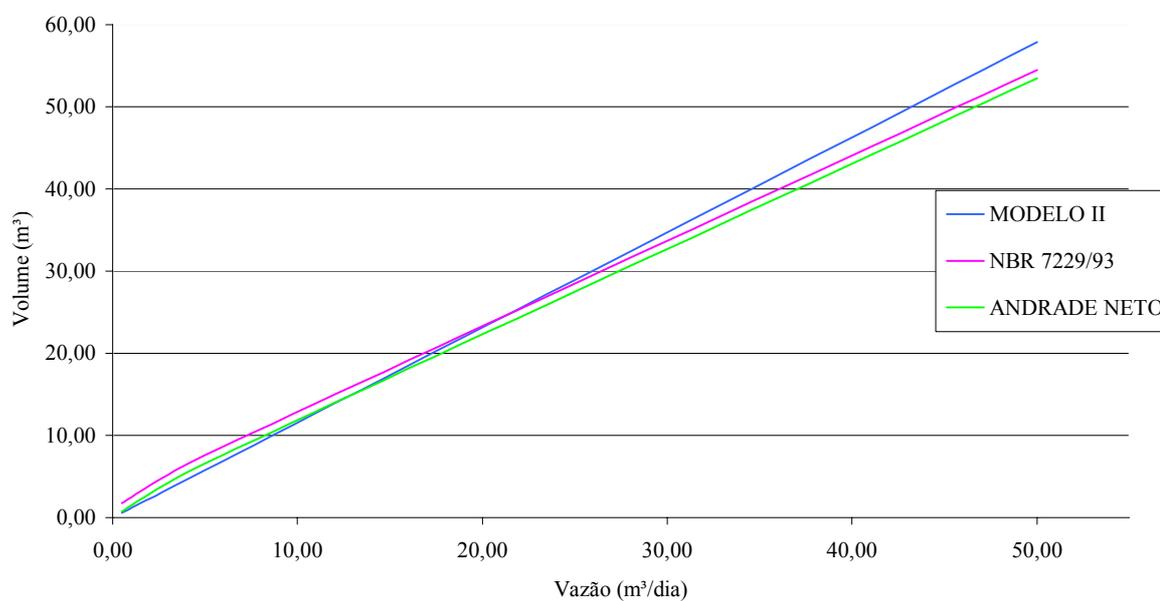
Na tabela 54 o cálculo da eficiência para o regime de FD considerou um afluente com 350 mg/l de DQO suspensa. Nota-se na tabela que para os dimensionamentos que apenas levam em consideração o número de pessoas, o aumento no tempo de detenção não influencia o tamanho do tanque.

Como observado na primeira situação, o volume calculado pelo modelo proposto neste trabalho se mostrou inferior, para os cenários com 5 e 50 pessoas, se comparado aos outros dimensionamentos propostos.

A eficiência calculada aproxima-se de 70% e esta porcentagem diz respeito apenas a parcela suspensa da matéria orgânica, ou seja, se considerarmos a remoção da parcela solúvel somada à suspensa, teremos uma eficiência acima de 70%, que de acordo com a literatura existente, é alta considerando o padrão de remoção de matéria orgânica em tanques sépticos (ver tabela 4).

Ressalta-se que para o cenário com 500 contribuintes o volume total dimensionado pelo modelo II mostrou-se maior do que se comparado ao volume dimensionado pela NBR 7229/93 e por ANDRADE NETO et al. Este fato pode ser melhor observado na figura 37.

FIGURA 37 – RELAÇÃO DO VOLUME X VAZÃO PARA O MODELO II



FONTE: A autora

Pela figura 37, verifica-se que a partir de aproximadamente 12 m³/dia, o critério ANDRADE NETO et al. torna-se mais vantajoso, apresentando o volume útil mais reduzido, se comparado aos outros apresentados.

Para a aplicação do modelo III, observa-se os seguintes resultados, conforme tabela 55:

TABELA 55 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO III PARA 5 PESSOAS

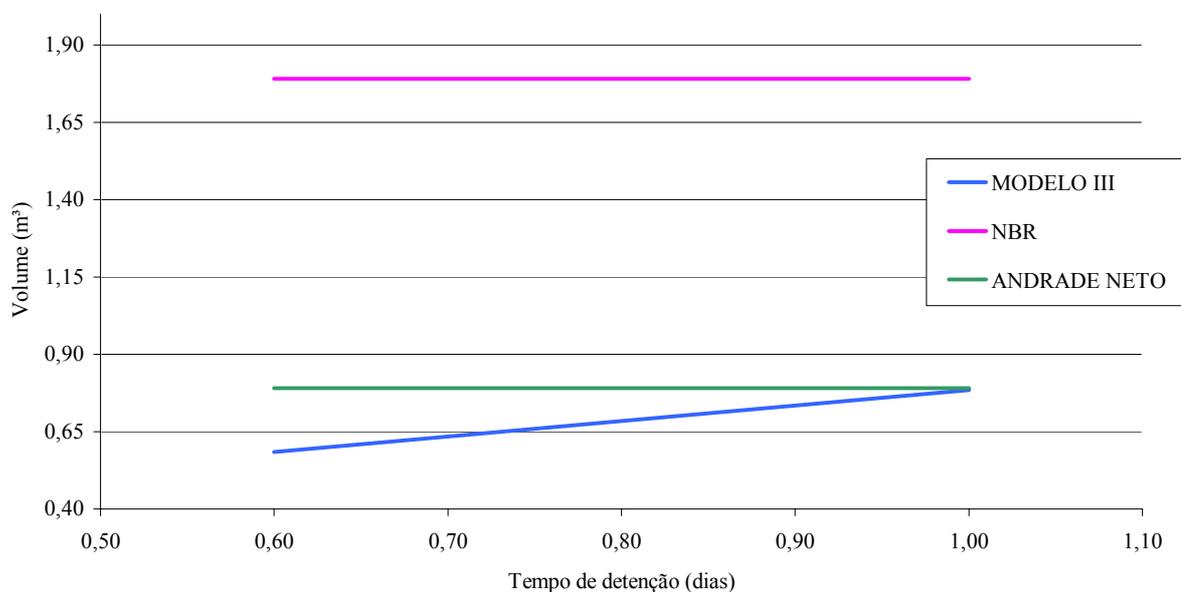
N	Q (m ³ /dia)	Td (dias)	V ₁ , m ³ (líquido)	V ₂ , m ³ (lodo)	V _T , m ³ (modelo III total)	E (%) do FD	V, m ³ (NBR 7229/93)	Td (dias) NBR 7229/93	V, m ³ (ANDRADE NETO et al.)	V, m ³ (ICC - EUA)	V, m ³ (WRC - UK)	V, m ³ (WCS - AU)
5	0,5	0,6	0,30	0,285	0,585	55,2	1,79	1,00	0,79	3,11	2,90	3,0
5	0,5	0,7	0,35	0,285	0,635	60,1	1,79	1,00	0,79	3,11	2,90	3,0
5	0,5	0,8	0,40	0,285	0,685	64,3	1,79	1,00	0,79	3,11	2,90	3,0
5	0,5	0,9	0,45	0,285	0,735	68,0	1,79	1,00	0,79	3,11	2,90	3,0
5	0,5	1,0	0,50	0,285	0,785	71,3	1,79	1,00	0,79	3,11	2,90	3,0

FONTES: A autora

NOTAS: N = número de pessoas; Q = vazão; Td = tempo de detenção; V_T = V₁ + V₂; V₁ = volume da parte líquida, correspondente a remoção de matéria orgânica por crescimento suspenso da biomassa, para o fluxo disperso; V₂ = volume de lodo conforme equação 91.

Pela tabela 55 observa-se que conforme o tempo de detenção aumenta, a eficiência de remoção de DQO para o modelo proposto também aumenta. Para o tempo de detenção de 24 horas, a eficiência se mostra superior àquela esperada pela bibliografia existente (ver tabela 4). Como nas duas situações anteriormente simuladas, o volume de acordo com o dimensionamento proposto se mostrou bastante reduzido se comparado aos volumes calculados pelas outras normas. Nota-se que para a última condição, onde o tempo de detenção é de 1,00 dia, o volume calculado pelo modelo III mostra-se congruente ao volume calculado pelo critério ANDRADE NETO et al. Observar figura 38.

FIGURA 38 – RELAÇÃO DO VOLUME X TEMPO PARA 5 PESSOAS NO MODELO III



FONTE: A autora

Já para o cenário de 50 pessoas, temos a seguinte aplicação do modelo **III**, conforme tabela 56.

TABELA 56 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO III PARA 50 PESSOAS

N	Q (m³/dia)	Td (dias)	V ₁ , m³ (líquido)	V ₂ , m³ (lodo)	V _T , m³ (modelo III total)	E (%) do FD	V, m³ (NBR 7229/93)	Td (dias) NBR 7229/93	V, m³ (ANDRADE NETO et al.)	V, m³ (WRC - UK)	V, m³ (WCS - AU)
50	5,0	0,6	3,0	2,85	5,85	55,2	7,60	0,75	6,60	11,00	25,0
50	5,0	0,7	3,5	2,85	6,35	60,1	7,60	0,75	6,60	11,00	25,0
50	5,0	0,8	4,0	2,85	6,85	64,3	7,60	0,75	6,60	11,00	25,0
50	5,0	0,9	4,5	2,85	7,35	68,0	7,60	0,75	6,60	11,00	25,0
50	5,0	1,0	5,0	2,85	7,85	71,3	7,60	0,75	6,60	11,00	25,0

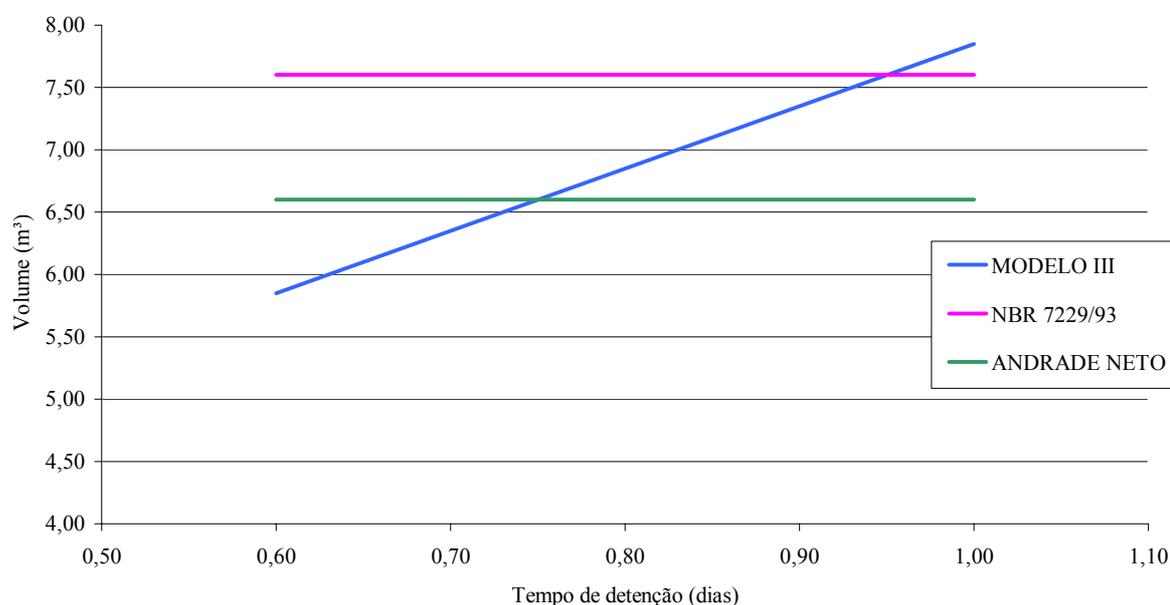
FONTE: A autora

NOTAS: N = número de pessoas; Q = vazão; Td = tempo de detenção; V_T = V₁ + V₂; V₁ = volume da parte líquida, correspondente a remoção de matéria orgânica por crescimento suspenso da biomassa, para o fluxo disperso; V₂ = volume de lodo conforme equação 91.

Nota-se na tabela 56 que para tempos de detenção acima de 0,75 dias, o modelo **III** se mostrou maior do que o proposto por ANDRADE NETO et al. Para tempos

acima de 0,83 dias, o mesmo mostrou-se maior do que o calculado pela norma brasileira, observar figura 39. Percebe-se que a diferença de volume não é muito significativa, no entanto, para tempos de detenção mais elevados, o modelo apresenta eficiências na remoção de matéria orgânica maiores do que as esperadas pela norma brasileira, conforme tabela 56.

FIGURA 39 – RELAÇÃO DO VOLUME X TEMPO PARA 50 PESSOAS NO MODELO III



FONTE: A autora

Enfim, para o cenário de 500 pessoas, a simulação demonstrativa pode ser observada na tabela 57.

TABELA 57 – SIMULAÇÃO DEMONSTRATIVA PARA MODELO III PARA 500 PESSOAS

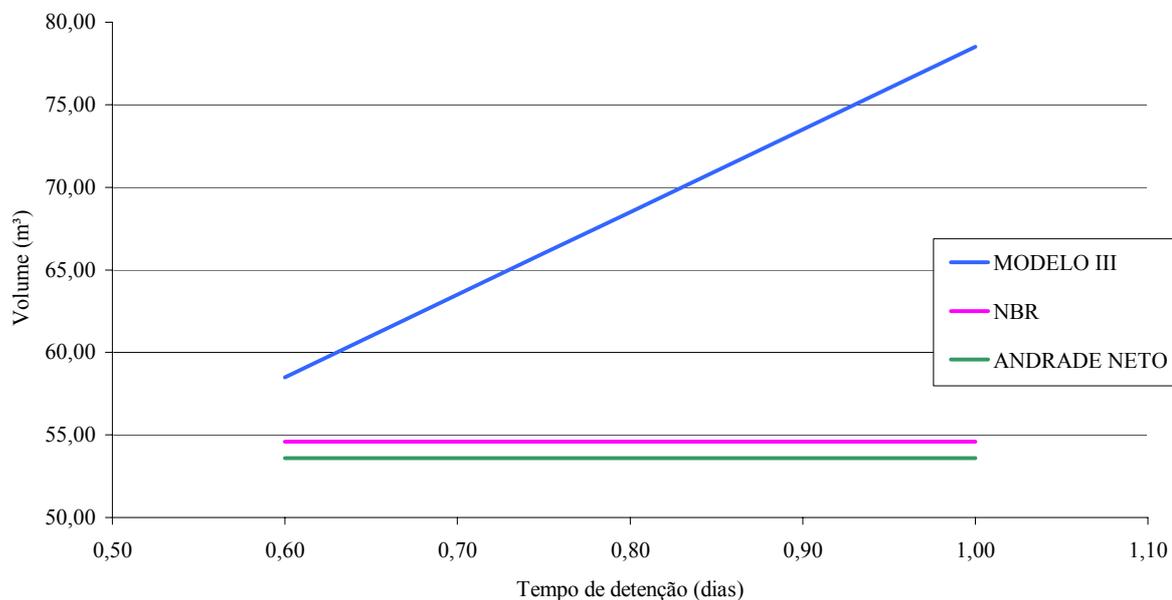
N	Q (m ³ / dia)	Td (dias)	V ₁ , m ³ (líquido)	V ₂ , m ³ (lodo)	V _T , m ³ (modelo III total)	E (%) do FD	V, m ³ (NBR 7229/93)	Td (dias) NBR 7229/93	V, m ³ (ANDRADE NETO et al.)	V, m ³ (WRC - UK)
500	50,0	0,6	30,0	28,5	58,5	55,2	54,60	0,50	53,60	92,00
500	50,0	0,7	35,0	28,5	63,5	60,1	54,60	0,50	53,60	92,00
500	50,0	0,8	40,0	28,5	68,5	64,3	54,60	0,50	53,60	92,00
500	50,0	0,9	45,0	28,5	73,5	68,0	54,60	0,50	53,60	92,00
500	50,0	1,0	50,0	28,5	78,5	71,3	54,60	0,50	53,60	92,00

FONTE: A autora

NOTAS: N = número de pessoas; Q = vazão; Td = tempo de detenção; $V_T = V_1 + V_2$;

Observa-se que ao aumentar o número de contribuintes para 500 pessoas, conseqüentemente aumentando a vazão, temos que o volume calculado pelo modelo III, mostra-se superior àquele calculado pela norma brasileira e pelo critério ANDRADE NETO et al. Observar este fato na figura 40.

FIGURA 40 – RELAÇÃO DO VOLUME X TEMPO PARA 500 PESSOAS NO MODELO III



FONTE: A autora

Observa-se ainda que conforme o tempo de detenção aumenta, a diferença entre os volumes se torna maior.

6.2 VARIAÇÃO DO VOLUME EM FUNÇÃO DA EFICIÊNCIA (%)

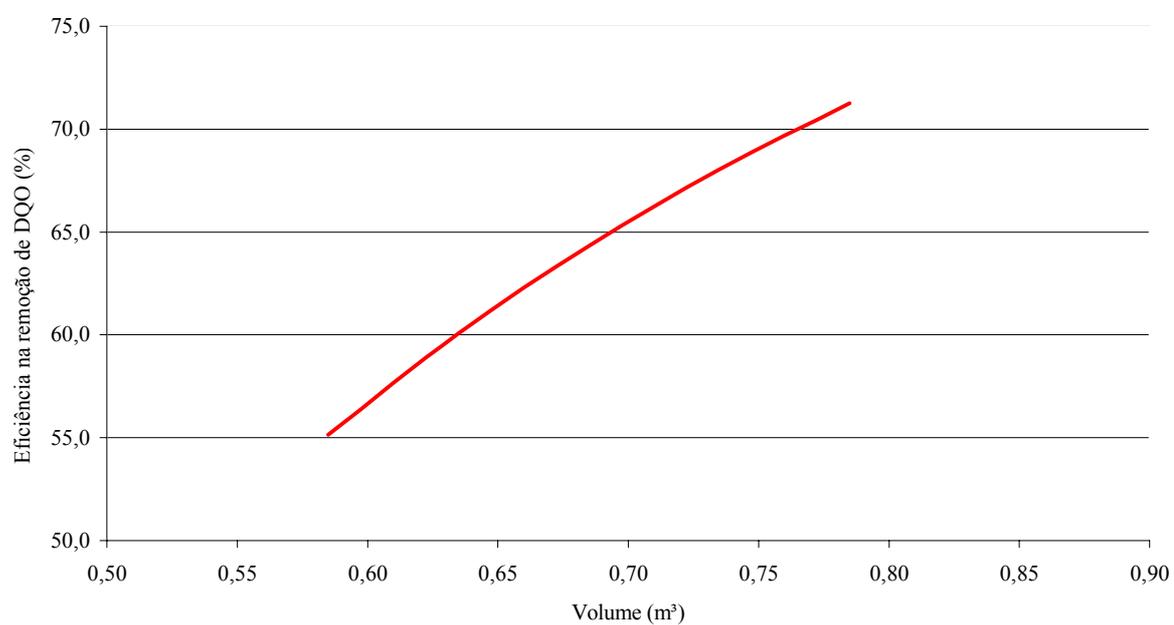
Das situações definidas no item 5.3, apenas a terceira delas possibilita relacionar o volume calculado, pelo modelo definido, com a variação do tempo de detenção. Para esta condição o tempo de detenção varia de aproximadamente 0,6 à 1,0 dia. Para o cálculo da eficiência considerou-se:

- DQO afluente = 500 mg/l
- $K = 1,53 \text{ dia}^{-1}$
- $d = 0,23$

- $Q = 0,5, 5,0$ e $50,0$ m^3/dia
- $Td = 0,6 \rightarrow 1,0$ dia

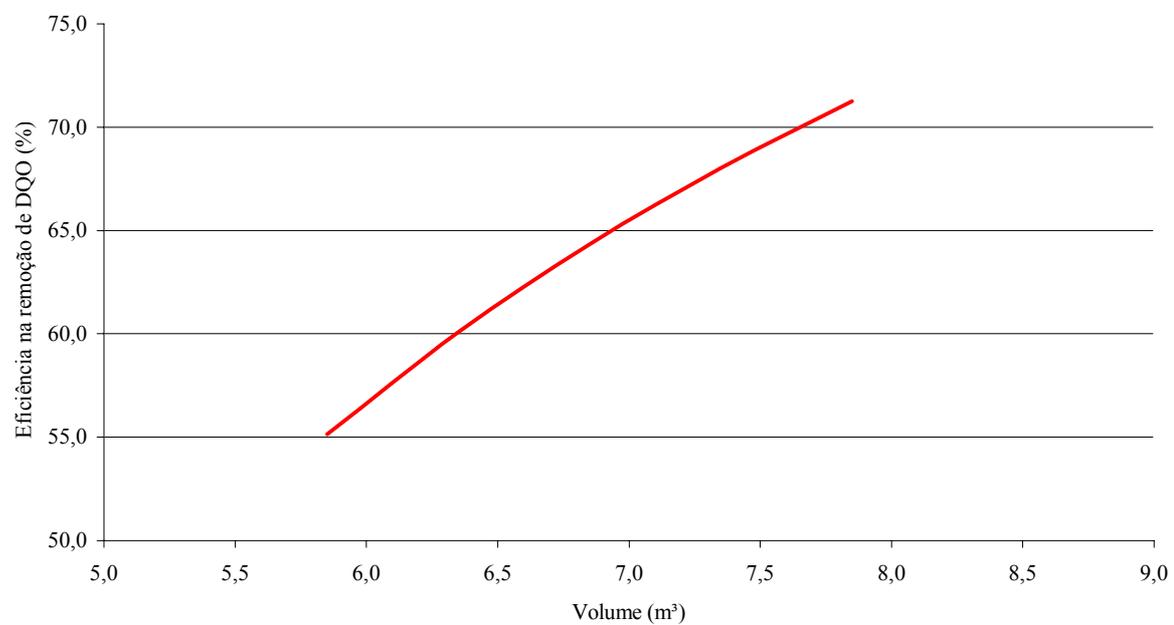
Estes resultados já foram apresentados previamente nas tabelas 55, 56 e 57 e as figuras 41, 42 e 43 exemplificam melhor a relação Volume X Eficiência.

FIGURA 41 – RELAÇÃO DO VOLUME X EFICIÊNCIA (%) PARA 5 PESSOAS



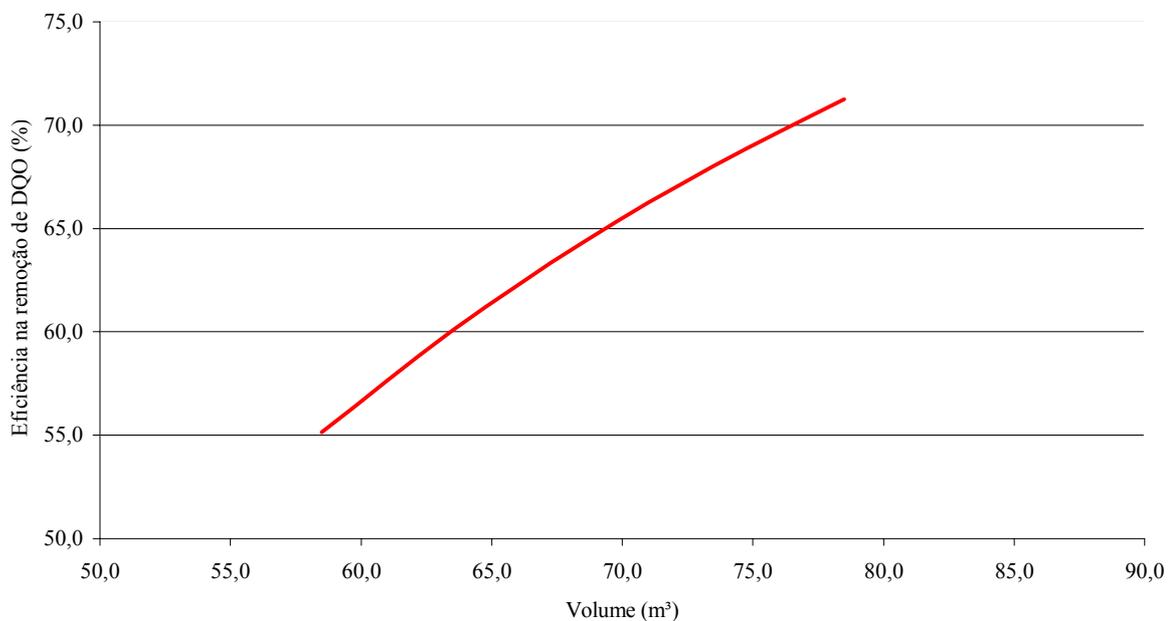
FONTE: A autora

FIGURA 42 – RELAÇÃO DO VOLUME X EFICIÊNCIA (%) PARA 50 PESSOAS



FONTE: A autora

FIGURA 43 – RELAÇÃO DO VOLUME X EFICIÊNCIA (%) PARA 500 PESSOAS



FONTE: A autora

Pelos gráficos das figuras 36, 37 e 38 observamos que o volume do tanque influencia a eficiência calculada pelo modelo, conforme esperado. Observamos que um aumento de aproximadamente 10 horas (de 0,6 para 1,0 dia) proporciona um aumento de aproximadamente 16% na eficiência (de 55,2 para 71,3%). Ao extrapolarmos o tempo de detenção para 5 e 10 dias teremos os seguintes acréscimos de eficiência e volume:

TABELA 58 – RESULTADOS PARA TEMPOS DE DETENÇÃO MAIS ELEVADOS

N (números de pessoas)	Tempo de detenção (dias)	Vazão (m ³ /dia)	V (modelo de FD)	E (%) do FD
5	5	0,5	2,785	98,57
5	10	0,5	5,285	99,88
50	5	5,0	27,85	98,57
50	10	5,0	52,85	99,88
500	5	50,0	278,50	98,57
500	10	50,0	528,50	99,88

FONTE: A autora

Com relação a influência do tempo de detenção na eficiência, idealmente pode-se perceber que as eficiências calculadas para tempos de detenção maiores apresentam-se muito satisfatórias. Diz-se idealmente, pois, em realidade, tal grau de crescimento de eficiência com o aumento do tempo de detenção não é esperado na prática uma vez que outros fenômenos influenciam no desempenho do tanque séptico. O que seria interessante observar em estudos futuros é a real contribuição do aumento do tempo de detenção na eficiência de reatores como o tanque séptico.

7 CONCLUSÃO

No que diz respeito ao comportamento da constante de remoção de substrato nos tanques sépticos, foi observado, por meio de simulações prospectivas, que a constante K diminui conforme a turbulência do escoamento no interior do reator diminui, para todas as situações analisadas. Ou seja, os valores de K variam de um valor máximo, para o regime de mistura completa, à um valor mínimo, para o regime de fluxo em pistão. Ressaltando que os valores de K intermediários concernem aos regimes de fluxo disperso e células em série.

Observou-se neste trabalho que as famílias de simulações que apresentaram valores elevados de K , indicaram que o principal fenômeno de remoção da matéria orgânica, para aquela família de simulação específica, era a atividade biológica. Este fato foi observado para as famílias 1 - 8, 9 - 16, 17 - 24, 25 - 32, 65 - 73, 74 - 82, 83 - 91 e 92 - 100, nas configurações TU1 e TS. Já para a configuração de TU2 e para as famílias 33 - 40, 41 - 48, 49 - 56 e 57 - 64, percebeu-se valores mais reduzidos de K , indicando que o principal mecanismo de remoção de matéria orgânica não é a atividade biológica.

Com a análise da variação da constante K em função do tempo de detenção, percebeu-se que, para a configuração TU1, conforme o tempo aumenta, a constante também aumenta. Este aumento de K com o tempo pode ser justificado pelo fato de que talvez este tempo de detenção seja equivalente ao tempo de crescimento bacteriano. Já para a configuração TU2, observou-se que conforme o tempo aumenta, a constante diminui. Este fato indica que, provavelmente o tempo de detenção nesta

fase do tratamento, seja análogo àquele de decréscimo exponencial do crescimento bacteriano.

As simulações prospectivas foram realizadas no intuito de se obter o modelo mais representativo dos dados reais, por meio do cálculo do menor erro da estimativa. No entanto, o menor erro da estimativa encontrado foi o mesmo para os diversos regimes hidráulicos em cada família de simulação. Logo, procurou-se uma identidade dos valores de K calculados com valores obtidos na bibliografia. Esta semelhança foi observada em duas situações, nas famílias 1 - 8 e 74 - 82, e pode indicar que o modelo de fluxo disperso melhor representa os dados reais. Assim, podemos sugerir que o regime hidráulico em tanques sépticos seja de fluxo disperso, conforme esperado.

Percebeu-se ainda que nas famílias 65 - 73 e 92 - 100, ocorreu uma aproximação numérica nos valores de K calculados, existindo até um ponto em comum. Este ponto em comum pode sugerir outra vez que o regime hidráulico em tanques sépticos seja fluxo disperso.

Definido os modelos mais representativos, foram realizadas simulações demonstrativas da aplicabilidade de tanques sépticos. Esta aplicabilidade foi avaliada por meio da comparação com normas tradicionais de dimensionamento, onde se calculou o volume útil do tanque para três cenários preestabelecidos (5, 50 e 500 pessoas).

No primeiro modelo (**I**), com base nas famílias 1 - 8, observou-se que, o cálculo levando em consideração o modelo de fluxo disperso se mostrou mais vantajoso pois, em todos os cenários, o mesmo apresentou volumes úteis mais baixos se comparados aos outros critérios e normas de dimensionamento.

Na aplicação do segundo modelo (**II**), com base nas famílias 74 - 82, percebeu-se que até uma vazão de 12 m³/dia (120 contribuintes), o volume útil menor calculado

foi para o modelo de fluxo disperso. Porém a partir desta vazão, o modelo que apresentou o menor volume útil, foi aquele dimensionado seguindo o critério ANDRADE NETO et al.

No terceiro modelo (III), verificou-se que para vazões menores, o cálculo pelo modelo de fluxo disperso, apresentou menores volumes se comparados aos outros critérios. Já para vazões maiores, esta situação tende a inverter-se. No entanto, as eficiências, na remoção de matéria orgânica, são maiores para o modelo de fluxo disperso em todos os cenários. Ou seja, tanto para volumes menores, como para volumes maiores, a eficiência esperada pelo modelo III é maior se comparada à eficiência esperada pela NBR 7229/93.

Finalmente, fez-se uma avaliação da variação do volume em função do tempo de detenção. Verificou-se que conforme o volume aumenta, a eficiência na remoção de DQO aumenta, nos três cenários estudados.

Sugere-se com os resultados deste trabalho, uma revisão dos critérios tradicionais do dimensionamento de tanques sépticos, no sentido de se procurar dimensões ótimas e melhores eficiências na remoção de matéria orgânica.

7.1 RECOMENDAÇÕES AOS ESTUDOS FUTUROS

Baseado nas conclusões obtidas, recomenda-se:

- a) avançar no estudo de tanques sépticos e contribuir para soluções otimizadas do sistema;
- b) construção de um modelo em escala de laboratório, para definir constantes cinéticas;
- c) utilização de traçadores para determinações experimental do número de dispersão;
- d) aprimorar as relações de forma, ampliando os mínimos e máximos recomendados pela atual norma brasileira (NBR 7229/93);
- e) estudar a remoção de organismos patogênicos.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT. Projeto, construção e operação de tanques sépticos. NBR: 7229, Rio de Janeiro, p.15. 1993

AISSE, M. M. **Sistemas econômicos de tratamento de esgotos sanitários**. 1 ed. Rio de Janeiro: ABES, 2000.

ALÉM SOBRINHO, P.; SAID, M. A. Decanto-Digestor/Filtro Anaeróbio – Experiência de campo – Proposições para alteração do método de dimensionamento do filtro anaeróbio proposto pela NBR-7229-ABNT. In: **Anais do 16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. v. 2, Tomo I, p.202-224,

ALL SEPTIC SYSTEM INFORMATION WEBSITE. **Septic Tank Capacity vs Usage**. Disponível em: <<http://www.inspect-hy.com/septic/tanksize.htm>> Acesso em: 15 jan. 2004.

ANDRADE NETO, C. O.; SOUZA NETO, H. N.; LUCAS FILHO, M. Análise do desempenho das duas câmaras de um decanto-digestor de câmaras em série. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 18., 1997, João Pessoa. **Anais do 18º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. João Pessoa: ABES, 1997.

ANDRADE NETO, C. O. **Sistemas para tratamento de esgotos domésticos sanitários: experiência brasileira**. 1. ed. Rio de Janeiro: ABES, 1997.

ANDRADE NETO, C. O.; GUIMARÃES, P.; PEREIRA, M. G.; SOUZA MELO, H. N. Decanto-Digestor seguido de filtros anaeróbios de fluxo ascendente e descendente afogados. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. **Anais do 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

ANDRADE NETO, C. O.; ALÉM SOBRINHO, P.; SOUZA MELO, H. N.; AISSE, M. M. Decanto-digestores. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto**

sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. [s.l.: s.n.], 1999. p.117-138.

ANDRADE NETO, C. O.; DANTAS, M. A. R.; MELO, H. N. S.; LUCAS FILHO, M. Análise do desempenho das duas câmaras de um decanto-digestor de câmaras em série. In: SILUBESA – SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 8., 2000, Porto Seguro. **Anais do IX SILUBESA – Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental.** Porto Seguro (BA): ABES, 2000.

ANDREOLI, C. V.; SPERLING, M. V.; FERNANDES, F. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 6: Lodo de esgotos: tratamento e disposição final.** 1. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2001

ANDREWS, J. F. Dynamic model of the anaerobic digestion process. **Journal of the Sanitary Engineering Division**, p.95-116, fev., 1969.

ARCEIVALA, S. J. Principles of Reactor Design. In: _____. **Wastewater Treatment and Disposal – Engineering and Ecology in Pollution Control.** 1.ed. [s.l.]: Marcel Dekker, 1981. p.561-600.

AZEVEDO NETTO, J. M. et al. **Sistema de esgotos sanitários.** 2 ed. São Paulo: CETESB, 1977.

BITTON, G. **Wastewater microbiology.** 2 ed. [s.l.]: Wiley-Liss, 1999.

BOUNDS, T. R. **Design and Performance of Septic Tanks.** Site Characterization and Design of Onsite Septic Systems ASTM STP 901. Bedinger, M. S.; Johnson, A. I.; Fleming, J. S. Eds. American Society for Testing Materials, Philadelphia, 1997.

BRANCO, S. M.. **Meio ambiente: uma questão de moral.** 1. ed. São Paulo: OAK, 2002.

BRYERS, J. D. Structured Modeling of the Anaerobic Digestion of Biomass Particulates. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 27, p.638-649, 1985.

CAVALCANTI, P. F. F. et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por lagoas de polimento. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: [s.n.], 2001. p.105-170.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 5: Reatores anaeróbios**. 1. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997.

CONAMA – **Conselho Nacional do Meio Ambiente, Resolução N° 20 de 30 de Julho de 1986**. Resolve estabelecer a classificação das águas doces, salobras e salinas do território nacional. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, Brasília, 30 de setembro de 1986.

COUTINHO, A. Estudo sobre o emprego de fossas sépticas. **Revista DAE**, v.33, n.90, p.67-110, jun., 1973.

DATASUS - Departamento de Informática do Sistema Único de Saúde. Disponível em: <<http://www.datasus.gov.br>> Acesso em: 10 jun. 2003.

DROSTE, R. L. Anaerobic Wastewater Treatment. In: _____. **Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment**. 1. ed. Canada: Wiley, 1997. p.622-669.

ECKENFELDER, W. W. Principles of Biological Treatment. In: CURI, K. **Theory and practice of biological wastewater treatment**. Netherlands: Sijthoff & Noordhoff International Publishers, 1980. p.49-105.

FORESTI, E. et al. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. [s.l.: s.n.], 1999. p.29-52.

FUNASA - Fundação Nacional de Saúde. Disponível em: <<http://www.funasa.gov.br>> Acesso em: 10 jun. 2003.

GRADY, C. P.; DAIGGER, G.; LIM, H. **Biological Wastewater Treatment**. 2. ed. [s.l.]: Marcel Dekker, 1999.

GUIMARÃES, P.; ANDRADE NETO, C. O.; MELO, H. N. S. Sistema compacto decanto-digestor e filtros anaeróbios ascendente e descendente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de

Janeiro. **Anais do 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

GUJER, W; ZEHNDER, A. J. B. Conversion processes in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, v. 15, p. 127-167, 1983.

HENZE, M.; HARREMOËS, P. Anaerobic Treatment of wastewater in Fixed Film Reactors – A Literature Review. **Water Science and Technology**, Copenhagen, vol. 15, p. 1-101, 1983.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico – Esgotamento Sanitário 2000**. Disponível em: <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb/esgotamento_sanitario/defaultesgotamento.shtm> Acesso em: 10 jun. 2003.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Indicadores de desenvolvimento sustentável: Brasil 2002 / IBGE**. Diretoria de Geociências. Rio de Janeiro: IBGE, 2000. 195 p. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br>> Acesso em: 10 set. 2003.

IWA - International Water Association. **Anaerobic Digestion Model No. 1**. Disponível em: <<http://www.iwapublishing.com>> Acesso em: 10 nov. 2003.

JEYASEELAN, S. A Simple Mathematical Model for anaerobic digestion process. **Water Science Technology**, Great Britain, vol. 35, n. 8, p. 185-191, 1997.

JORDÃO, E. P.; PESSOA, C. A.. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3. ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995.

KAMIYAMA, H. Revisão e aperfeiçoamento do sistema tanque séptico – filtro anaeróbico para o tratamento de esgoto doméstico (parte I). **Revista DAE**, São Paulo, n.169, p.1-8, 1993.

KAMIYAMA, H. Revisão e aperfeiçoamento do sistema tanque séptico – filtro anaeróbico para o tratamento de esgoto doméstico (parte II). **Revista DAE**, São Paulo, n.169, p.9-17, 1993.

KELLNER, E.; PIRES, E. C. Avaliação de modelos de cálculo do número de dispersão para lagoas de estabilização. **Engenharia sanitária e ambiental**, Rio de Janeiro, v.4, n.3, p. 152-159, jul./set. 1999.

KESHTKAR et al. Mathematical modelling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure. **Bioresource Technology**, v. 87, p.113-124, 2003.

McCARTY, P. L. One hundred years of anaerobic treatment. In: HUGHES, D. E. (Ed.). **Anaerobic Digestion 1981**. Netherlands: Elsevier Biomedical Press, 1982. p.3-22.

MASSE, D. I.; DROSTE, R. L. Comprehensive model of anaerobic digestion of swine manure slurry in a sequencing batch reactor. **Water Research**, v. 34, n. 12, p. 3087-3106, 2000.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering – Treatment, Disposal and Reuse**. 3. ed. United States: McGraw Hill, 1991.

METCALF & EDDY. Anaerobic Suspended and attached Growth Biological Treatment Process. In: _____. **Wastewater Engineering – Treatment, Disposal and Reuse**. 4. ed. rev. United States: McGraw Hill, 2003. p.983-1034.

PAWLOWSKY, U.; RODA, L. S. A.; PATZA, M. G. B. Filtro Anaeróbio para Tratamento de despejos de laticínios. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 13., 1985, Maceió. **Anais do 13º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Maceió: ABES, 1985.

PILOTTO, J. S.; SANTOS, D.C. Simulação de sistema híbrido para tratamento de esgoto doméstico. In: SILUBESA – SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 10., 2002, Braga. **Anais do X SILUBESA – Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Braga: ABES, 2002.

PILOTTO, J. S.; SANTOS, D.C. Avaliação matemática da potencialidade de desinfecção dos tanques sépticos modificados. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Joinville: ABES, 2003.

PILOTTO, J. S.; SANTOS, D.C. Avaliação matemática de decanto-digestores para tratamento de esgoto doméstico. In: SILUBESA – SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 11., 2004, Natal. **Anais do XI SILUBESA – Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Natal: ABES, 2004.

OLIVEIRA, R. **Contribuições ao estudo de tanques sépticos**. Campina Grande, 1983. 237 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade Federal da Paraíba.

OPAS – Organização Pan-americana de Saúde. **Salud, agua potable y saneamiento en el desarrollo humano sostenible**. 128ª sesión del comité ejecutivo, Washington, D.C., EUA, 2001. Disponível em: <<http://www.opas.org.br>> Acesso em: 10 jun. 2003.

RODRIGUEZ, G. et al. **Remocion de bacterias y parasitos patogenos em aguas residuales de la ciudad de Cali – Curso sobre digestão anaeróbia em reatores de fluxo ascendente**. [s.l.:s.n.], 1987.

SAID, M. A.; ALEM SOBRINHO, P. **Otimização de sistemas simplificados de tratamento de esgotos**. São Paulo: CETESB, 1989. 142 f. Relatório técnico.

SEABLOOM, R. W. **Septic Tanks**. Seattle, 2002. 65f. Department of Civil and Environmental Engineering, University of Washington.

U. S. Environmental Protection Agency, “**Onsite Wastewater Treatment and Disposal Systems Design Manual**”. EPA/625/R-00/008, fev., 2002. 367f. Disponível em: <<http://www.epa.gov>> Acesso em: 14 jan. 2004.

VALENTIM, M. A. A.; ROSTON, D. M.; MAZZOLA, M. Avaliação de um tanque séptico modificado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Joinville: ABES, 2003. p. 1-5.

VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: Um manual para regiões de clima quente**. 1. ed. 1994.

VIEIRA, S.; ALEM SOBRINHO, P. Resultados de operação e recomendações para o projeto de sistema de decanto-digestor e filtro anaeróbio para o tratamento de esgotos sanitários. **Revista DAE**, v. 44, n. 135, p. 51-57, dez., 1983^a.

VIEIRA, S. M. M.; ALEM SOBRINHO, P. **Sistema de decanto-digestor e filtro anaeróbio operando em série para tratamento de esgotos domésticos**. São Paulo: CETESB, 1983^b. 122 f. Relatório técnico.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 1: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 1996^a.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 2: Princípios básicos do tratamento de esgotos**. 1. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 1996^b.

VON SPERLING, M. Performance evaluation and mathematical modelling of coliform die-off in tropical and subtropical waste stabilisation ponds. **Water Research**, v. 33, n. 6, p. 1435-1448, 1999.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 3 - Lagoas de Estabilização**. 1.ed. reimp. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 2000.

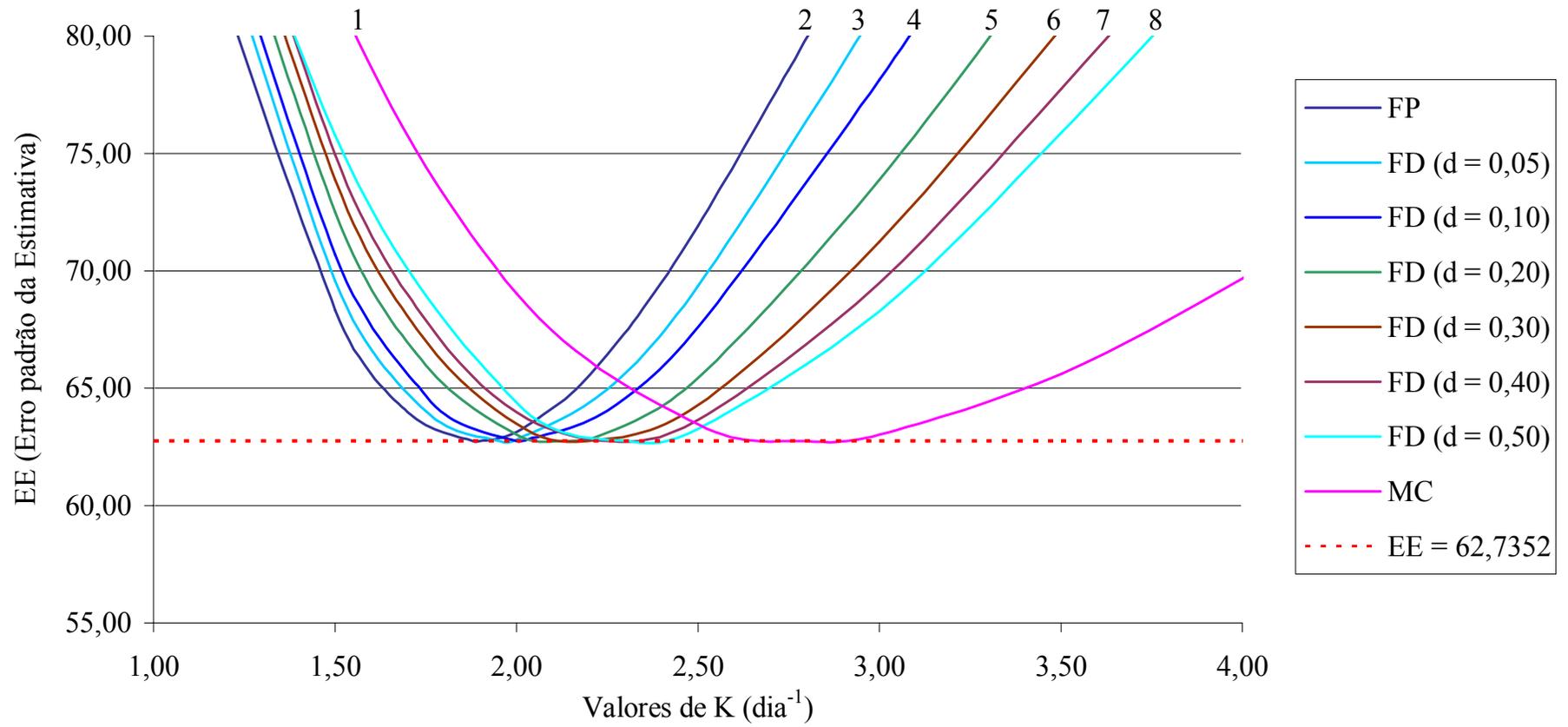
WATER CONTROL SYSTEMS: Standard for the construction, installation and operation of septic tank systems in South Australia. **South Australian Health Commission Code**. March, 1995.

WEHNER, J. F.; WILHELM, R. H. Boundary conditions of flow reactor. **Chemical Engineering Science**, v.6, p.89-93, 1956.

YANEZ, F. **Lagunas de estabilización**. 1. ed. Lima: CEPIS, 1993.

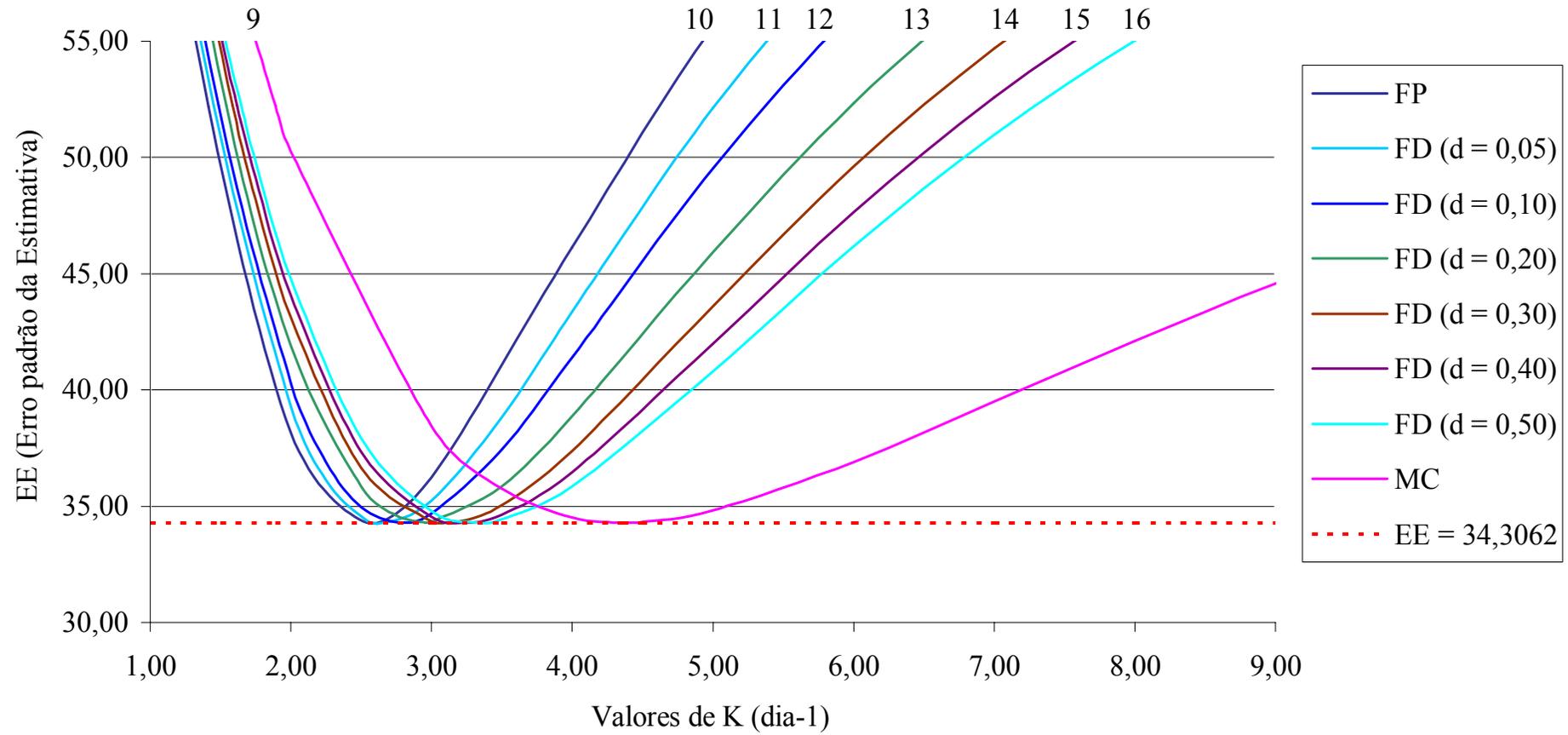
APÊNDICE 1 - FIGURAS 44 à 56

FIGURA 44 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU1, ESTUDO 1 (Família 1 - 8)



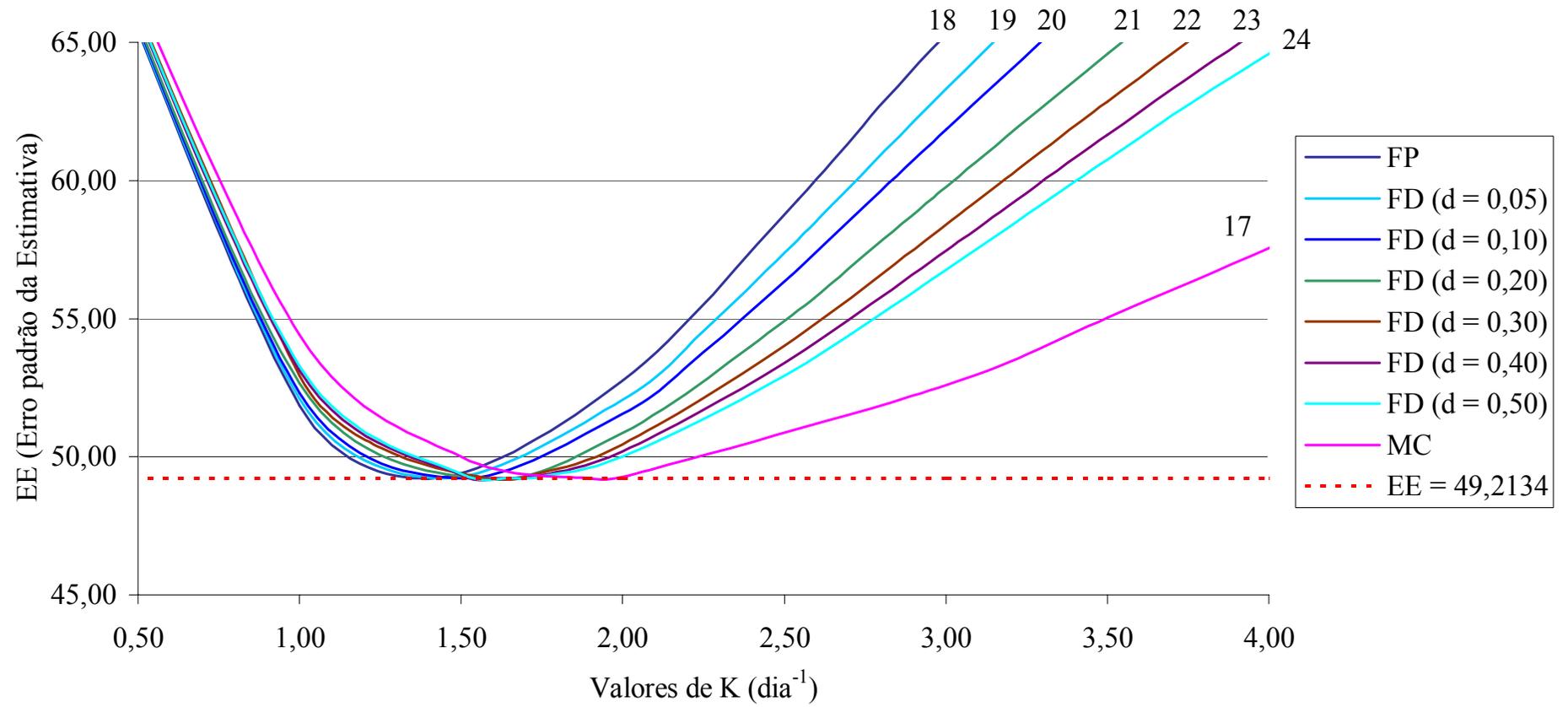
Fonte: A autora

FIGURA 45 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 2º CASO (DQOs → DQOs), TU1, ESTUDO 1 (Família 9 - 16)



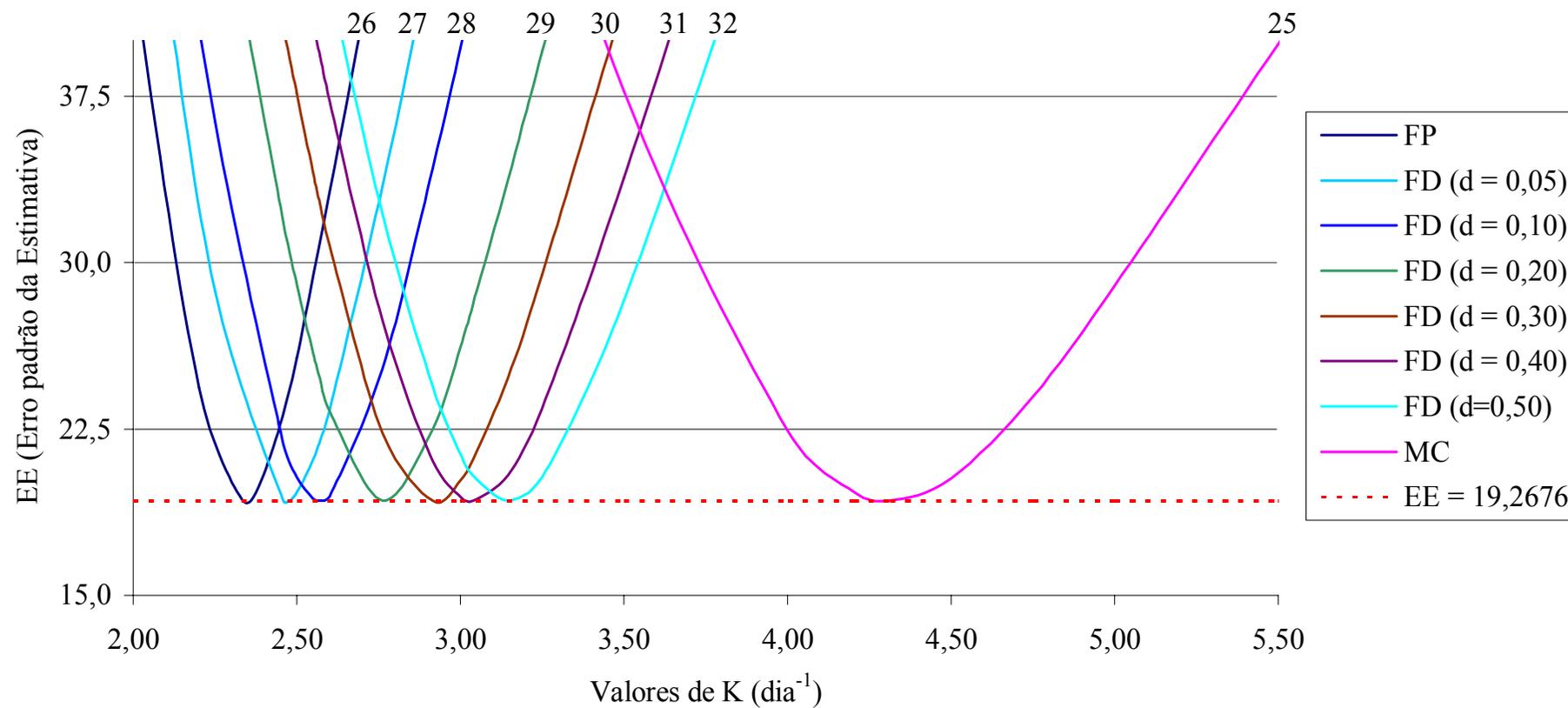
Fonte: A autora

FIGURA 46 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 3º CASO (DQof → DQof), TU1, ESTUDO 1 (Família 17 - 24)



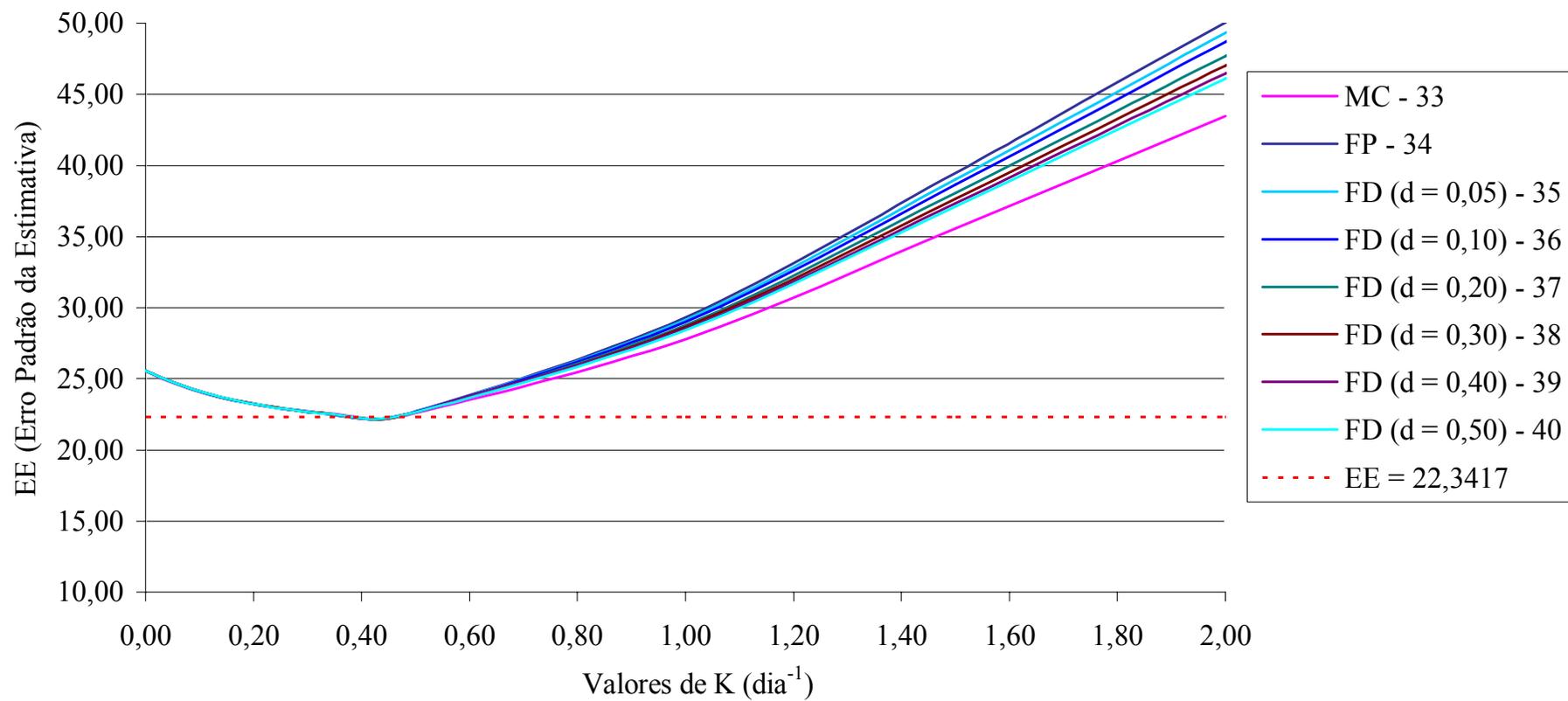
Fonte: A autora

FIGURA 47 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1^o C ASO (DQOt → DQOt), TU1, ESTUDO 2 (Família 25 - 32)



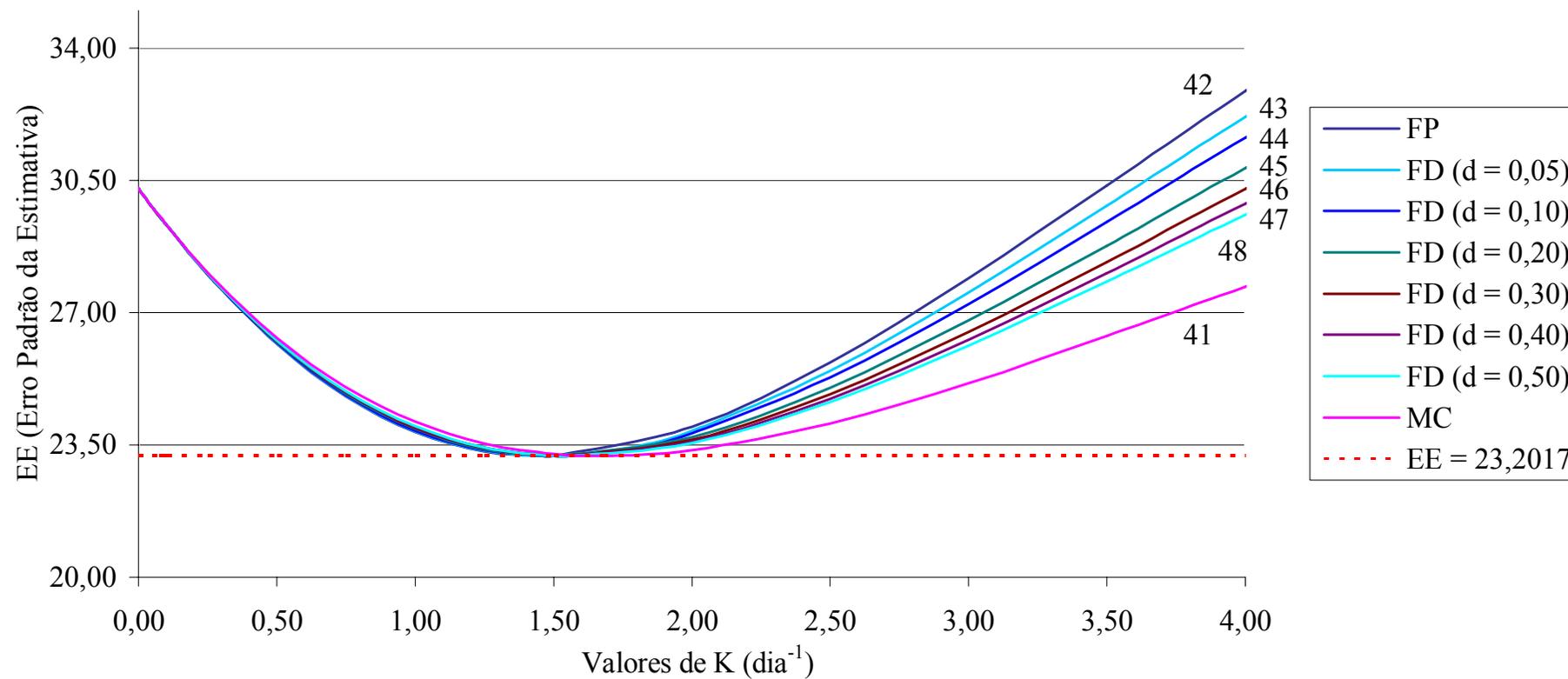
Fonte: A autora

FIGURA 48 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU2, ESTUDO 1 (Família 33 - 40)



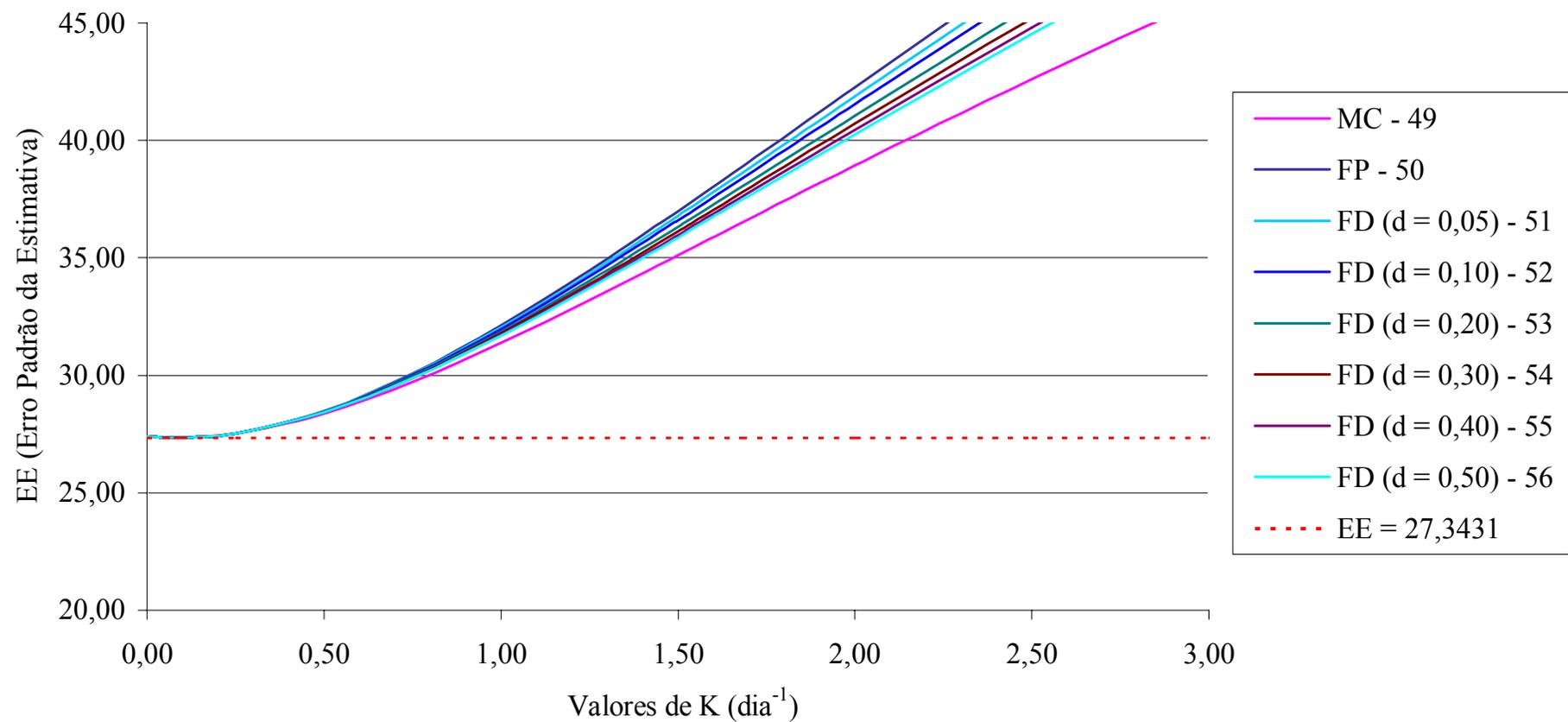
Fonte: A autora

FIGURA 49 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 2º CASO (DQOs → DQOs), TU2, ESTUDO 1 (Família 41 - 48)



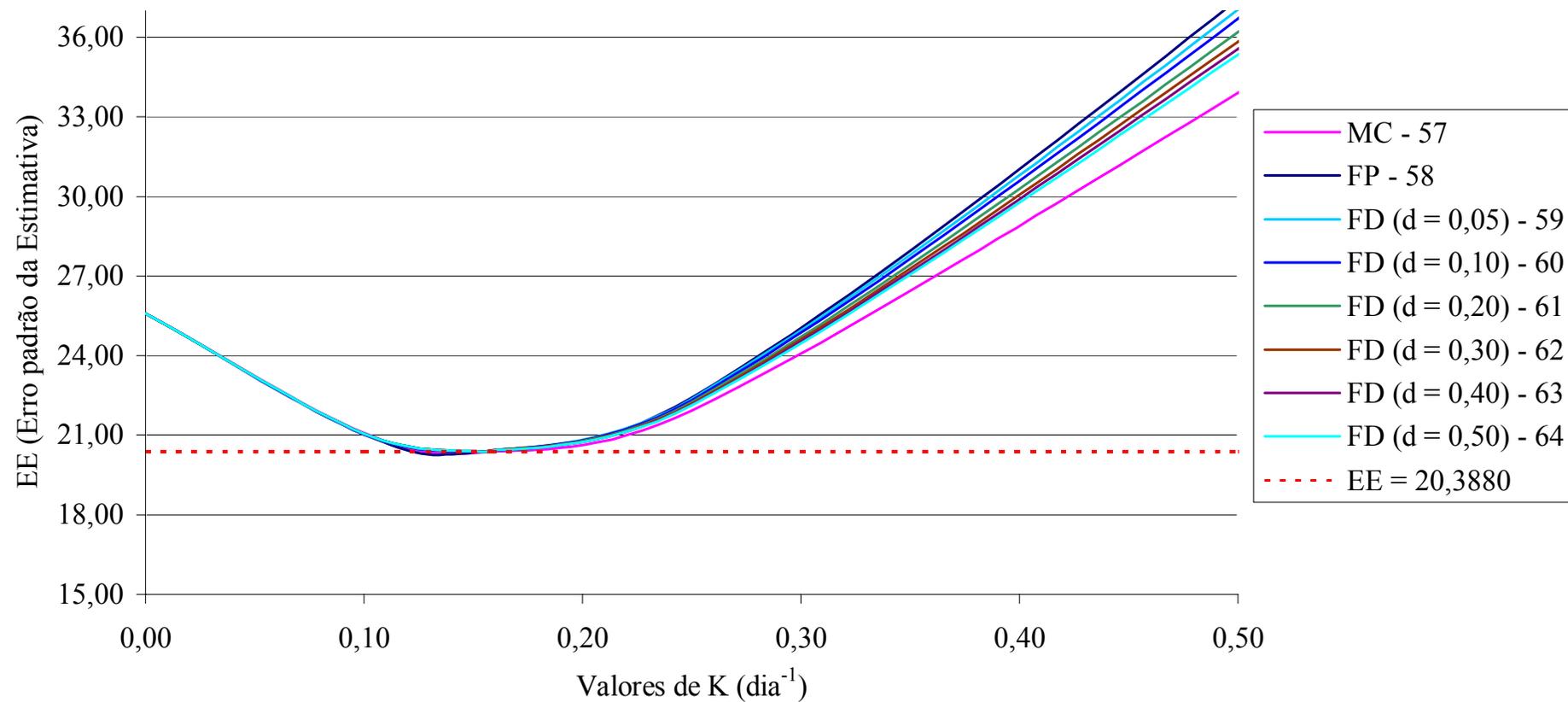
FONTE: A autora

FIGURA 50 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 3º CASO (DQof → DQof), TU2, ESTUDO 1 (Família 49 - 56)



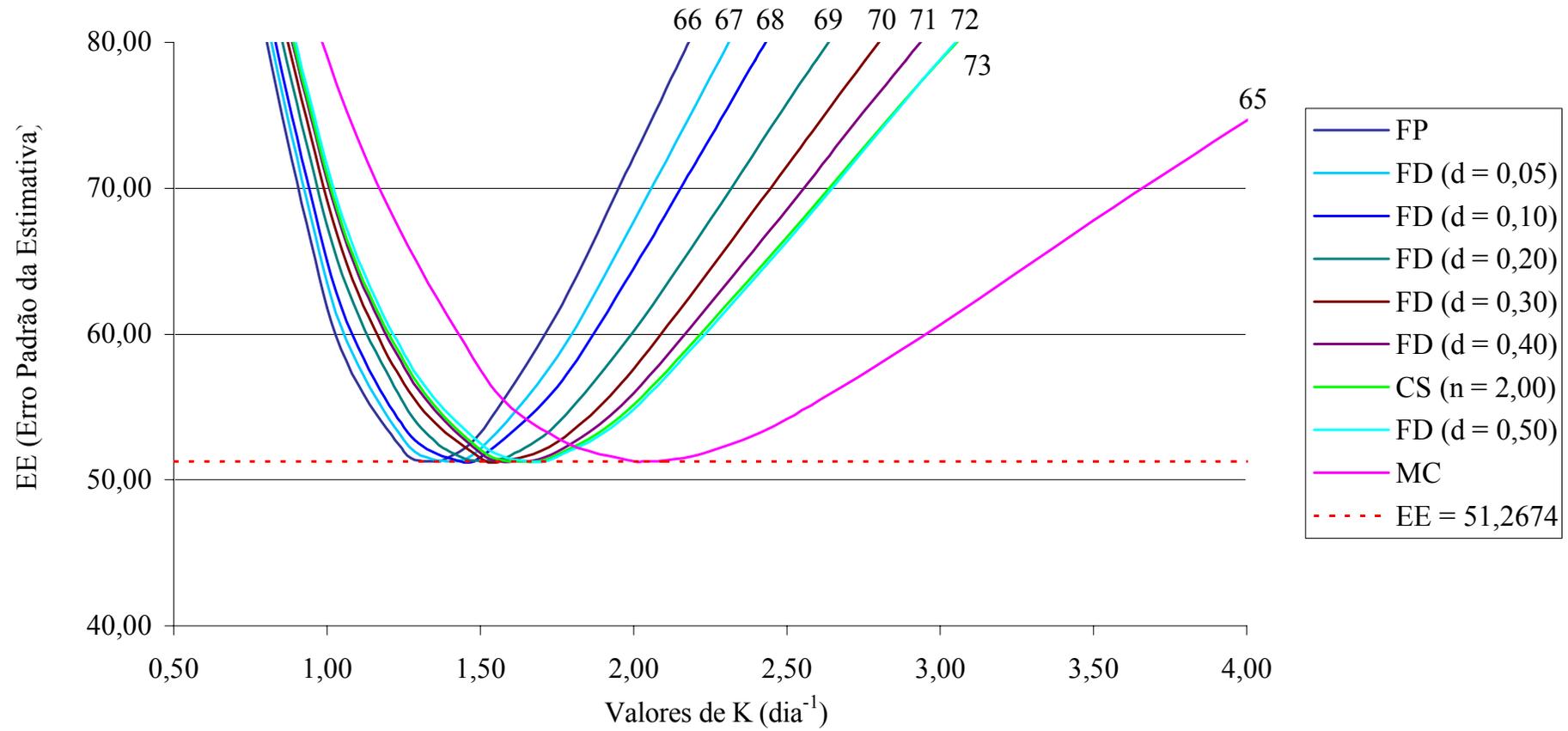
FONTE: A autora

FIGURA 51 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TU2, ESTUDO 1 (Família 57 - 64)



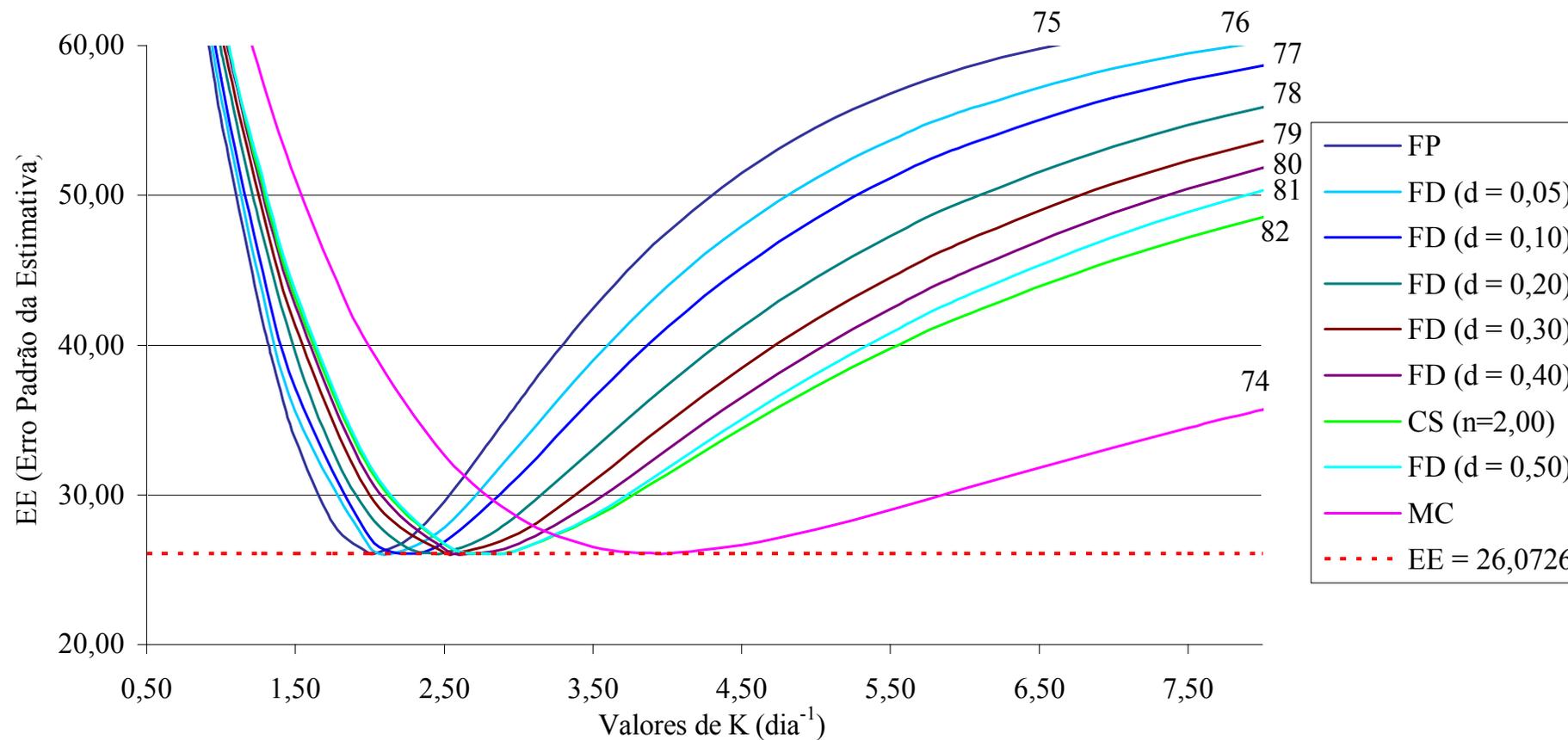
FONTE: A autora

FIGURA 52 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TS, ESTUDO 1 (Família 65 - 73)



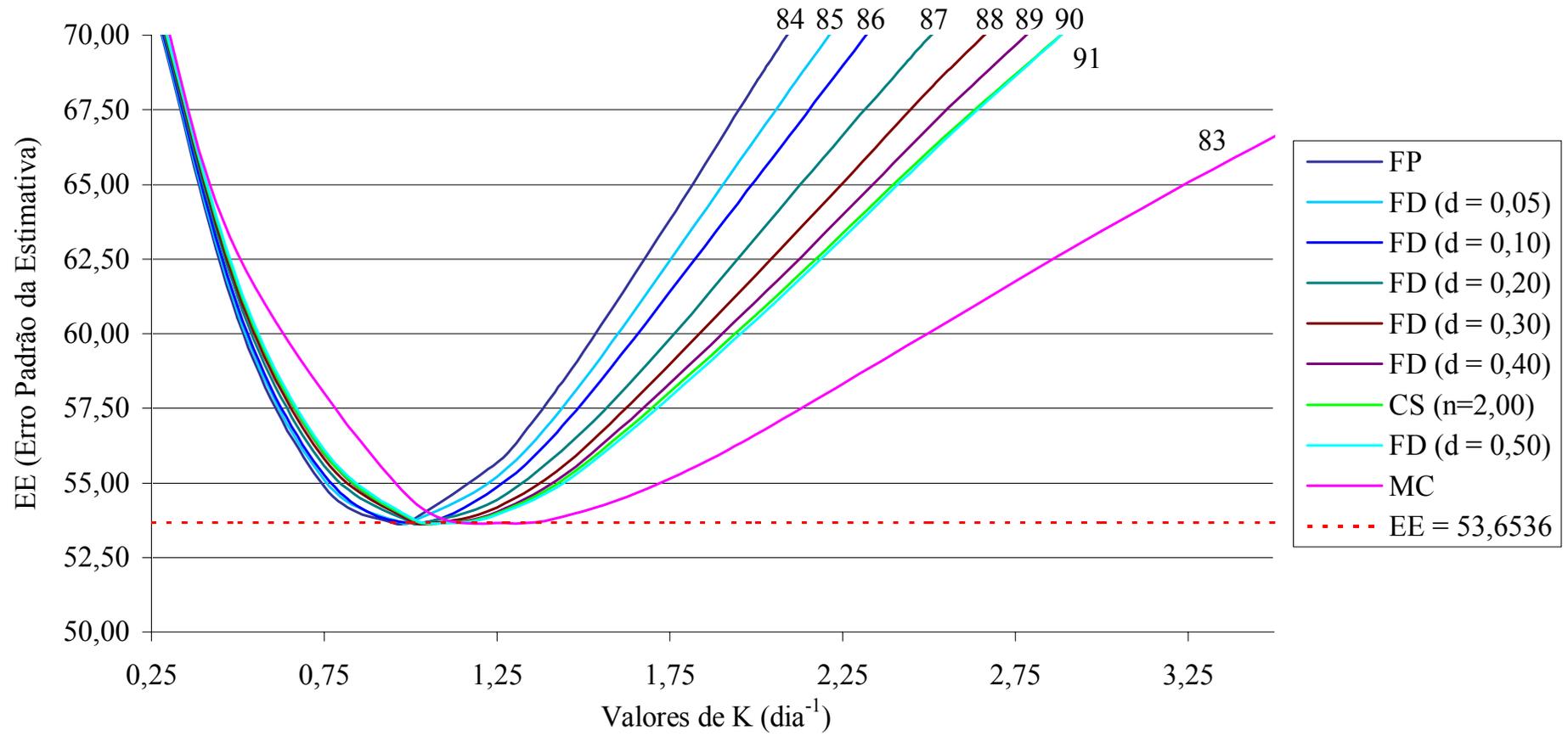
FONTE: A autora

FIGURA 53 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 2º CASO (DQOs → DQOs), TS, ESTUDO 1 (Família 74 - 82)



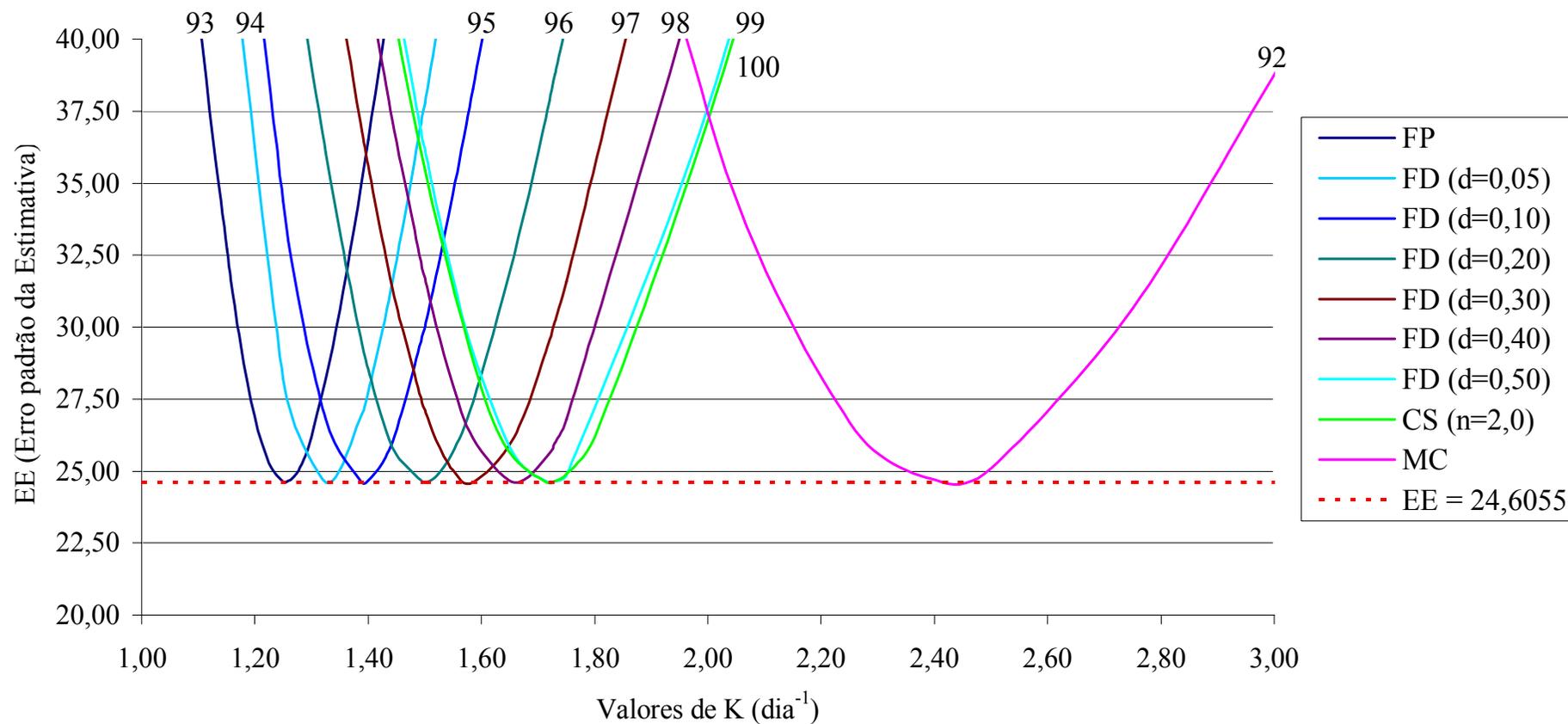
FONTE: A autora

FIGURA 54 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 3º CASO (DQOf → DQOf), TS, ESTUDO 1 (Família 83 - 91)



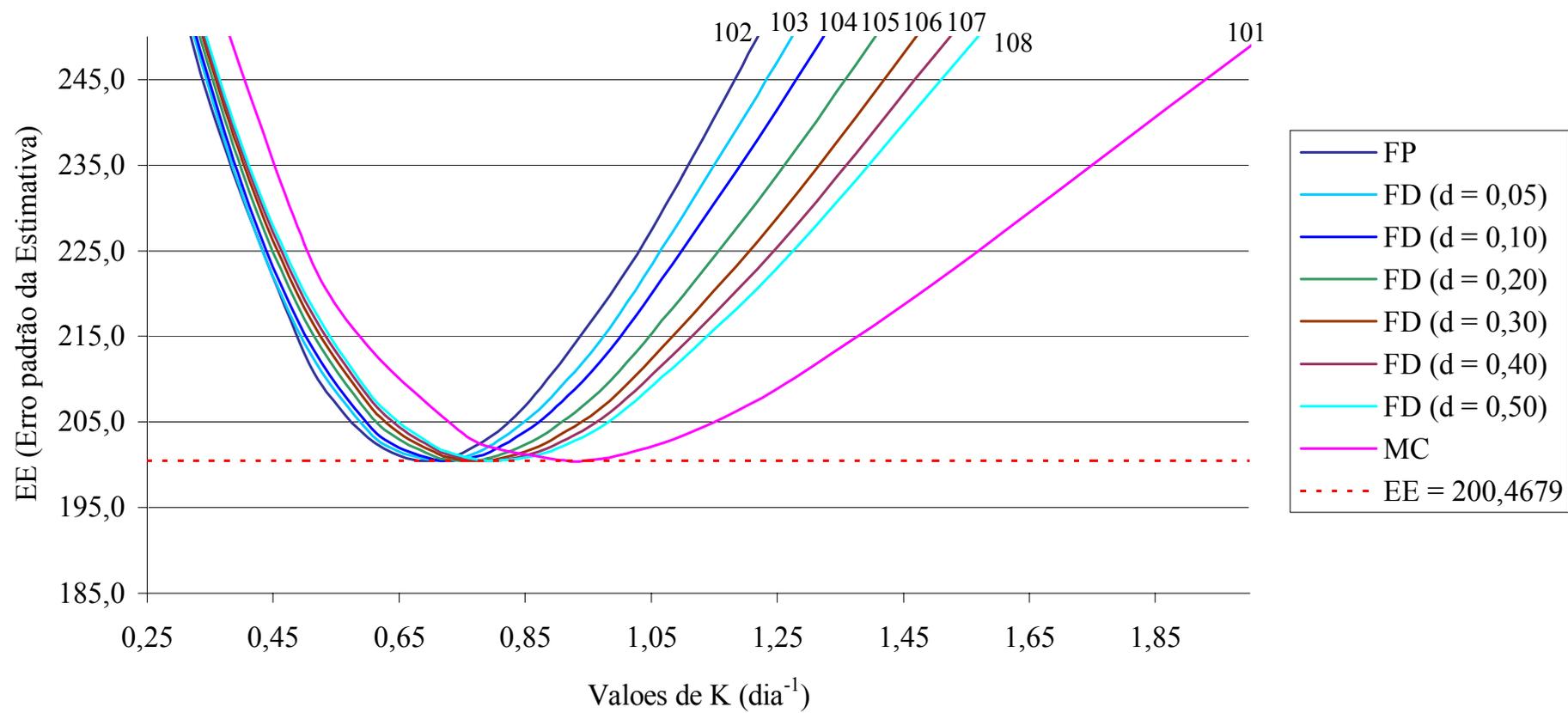
FONTE: A autora

FIGURA 55 – GRÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TS, ESTUDO 2 (família 92 - 100)



FONTE: A autora

FIGURA 56 – GR ÁFICO DO EE X K, PARA 1º CASO (DQOt → DQOt), TS, ESTUDO 3 (Família 101 - 108)



FONTE: A autora