UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

ESTUDO DO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS SINTÉTICAS POR LODO ATIVADO EM REATOR BATELADA SEQUENCIAL COM TEMPO LONGO DE REAÇÃO

Ana Catarina Gomes Parente

Engenheira Química

Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre

Orientador

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por ANA CATARINA GOMES PARENTE aprovada pela Comissão Julgadora em 18 de fevereiro de 1998.

Campinas, 18 de fevereiro de 1998.

Prof. Dr. RANULFO M. ALEGRE
Presidente da Banca

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Alimentos.

Campinas/SP

1998

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

UNIDADE BC
N.º CHAMADA:
V. Ex.
TOMBO BC/ 33528
PROC. 395/98
C [ ] D [X]
PREÇO R$ 11,00
DATA 17/04/98
N.º CPD

CM-00109808-8

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

P215e

Parente, Ana Catarina Gomes
Estudo do tratamento de águas residuárias sintéticas por lodo ativado em reator batelada sequencial com tempo longo de reação / Ana Catarina Gomes Parente. – Campinas, SP: [s.n.], 1998.

Orientador: Ranulfo Monte Alegre
Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Bioreatores. 2.Águas residuais – purificação – processo de lodo ativado. 3.Células mortas. I.Alegre, Ranulfo Monte. II.Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos. III.Título.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre

(Orientador)

Dra. Deise M. F. Copalbo

(Membro)

Prof. Dr. Denis Miguel Roston

(Membro)

Profa. Dra. Lúcia Regina Durrant

(Suplente)

Campinas, de Fevereiro de 1998

A meus pais; José Augusto e Maria de Lourdes

A minhas irmãs; Paula e Ana Luiza

Aos meus sobrinhos,Leonardo e Bernardo,

Ao Paulo

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Ranulfo Monte Alegre, pela paciência, dedicação e amizade durante todo o período de trabalho, meu muito obrigada.

Ao CNPq, pelo apoio financeiro da pesquisa.

Ao Paulo, pelo carinho, amor e comprensão. Um enorme beijo! Te adoro !

À minha família, pelo amor e apoio imensurável. Amo vocês !

Ao Raniere, pelo incentivo, apoio e de grande amizade.

Ao Paulo, Soraya, Márcia, Eduardo, Nelvi, Milka e Gabriel, vizinhos e amigos nas horas difíceis e de alegria.

À Lê e a Marcinha, pelas horas de estudo e de amizade.

Ao Álvaro, pela amizade e companheirismo.

Ao pessoal do laboratório; Tânia, Simone, Ássima, Mauro, Romildo, Álvaro e Marcelo, pelo apoio e amizade. Vocês são demais !

À Mônica, Josivanda, Ana, Ezequias, Gabriel, Kitty, Rose, Lia, pelas horas de alegria.

À Clara, Luiza, Luciana, Carla, Tati e Luciana, amigas de república, pela convivência e campanheirismo.

Ao Zé Renato, Karlinha, Fabiana, Renata Terneira, Vinicius, Renatinha, Foca, Daniel, Teca, Lúcia, Léo, Érika, Wanda, Lúcia Guerreira, Álvaro, porque sem vocês seria muito mais difícil !

ÍNDICE

NOMENCLATURA ____ i

SIGLAS ____ iv

LETRAS GREGAS ____ vi

RESUMO ____ vii

SUMMARY ____ viii

1. INTRODUÇÃO ____ 1

2. OBJETIVO E JUSTIFICATIVA ____ 3

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA ____ 4

3.1 Lodo Ativado ____ 4

3.2 Reator Batelada Sequencial ____ 11

3.3 Respiração Endógena ____ 25

4. MATERIAIS E MÉTODOS ____ 31

4.1 Reator de Laboratório ____ 31

4.2 Lodo Ativado ____ 31

4.2.1 Substrato Sintético ____ 31

4.2.2 Aclimatação do Lodo ____ 32

4.3 Operação do Reator ____ 33

4.4 Metodologia Analítica ____ 34

4.4.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO) ____ 34

4.4.2 Sólidos Suspensos (SS) ____ 34

4.4.3 Determinação de pH ____ 34

4.5 Determinação dos Parâmetros Cinéticos ____ 35

4.5.1 Taxa Específica de Crescimento Celular (μ) ____ 35

4.5.2 Coeficiente de Morte Celular (K_d) ____ 35

4.5.3 Constante de Velocidade de Remoção (K) ____ 35

4.6 Eficiência (η) ____ 36

4.7 Rendimento (Y) ____ 37

4.8 Índice Volumétrico de Lodo (IVL) ____ 37

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO ____ 38

5.1 Aclimatação do Lodo biológico e pH ____ 38

5.2 Características de Sedimentação do Lodo ____ 38

5.3 Concentrações de Sólidos Suspensos e DQO ____ 39

5.4 Eficiência do Tratamento de Lodo Ativado no RBS (η) e Rendimento de Sólidos Suspensos (Y) ____ 53

5.5 Determinação dos Parâmetros Cinéticos ____ 56

5.5.1 Taxa Específica de Crescimento (μ) ____ 57

5.5.2 Coeficiente de Morte Celular (K_d) ____ 63

5.5.3 Constante de Velocidade de Redução de DQO (K) ____ 70

6. CONCLUSÕES _____ 83

7. SUGESTÕES _____ 85

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS _____ 86

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1: Concentrações médias e redução de DBO, DQO, nitrogênio total e fósforo de águas residuárias tratadas por lodo ativado em RBS 17

TABELA 3.2: Tratamento de águas residuárias de suínos (semana 1 e 2) 23

TABELA 4.1: Composição do substrato sintético 32

TABELA 4.2: Composição da solução de alimentação para adaptação do lodo ao substrato sintético 33

TABELA 5.1: Índice volumétrico de lodo em diferentes experimentos 39

TABELA 5.2: Vazões de alimentação, concentrações iniciais e finais de sólidos suspensos e DQO, tempo de alimentação, eficiência de remoção de DQO e rendimento celular de tratamento de águas residuárias sintéticas por lodo ativado em RBS 55

TABELA 5.3: Parâmetros cinéticos durante e após o período de alimentação do reator batelada sequencial 57

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1: Reator contínuo com reciclo celular (CSTR) _____ 6

FIGURA 3.2: Ciclo morte-regeneração em condições aeróbias _____ 28

FIGURA 5.1: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =400 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)___ 40

FIGURA 5.2: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =400 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)___ 41

FIGURA 5.3: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =1000 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)__ 43

FIGURA 5.4: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =1040 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)__ 44

FIGURA 5.5: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =743 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)__ 45

FIGURA 5.6: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =420 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)___ 47

FIGURA 5.7: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =264 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)___ 47

FIGURA 5.8: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =280 ml/h, V_0 =2l e V_f =4l)___ 48

FIGURA 5.9: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =508 ml/h, V_0=2l e V_f =4l)____ 49

FIGURA 5.10: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q= 500 ml/h, V_0= 2l e V_f= 4l)___ 50

FIGURA 5.11: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q= 400 ml/h, V_0= 2l e V_f= 4l)___ 51

FIGURA 5.12: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q= 518 ml/h, V_0= 2l e V_f= 4l)___ 52

FIGURA 5.13: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q =500 ml/h, V_0=2l e V_f=4l)___ 53

FIGURA 5.1a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =400 ml/h, μ =0,175 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 59

FIGURA 5.2a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =400 ml/h, μ =0,197 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 59

FIGURA 5.7a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =264 ml/h, μ =0,095 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 60

FIGURA 5.8a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =280 ml/h, μ =0,166 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 60

FIGURA 5.9a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =508 ml/h, μ =0,369 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 61

FIGURA 5.10a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =500 ml/h, μ =0,315 h^{-1}, V_0 =2 l)_____ 61

FIGURA 5.11a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =400 ml/h, μ =0,158 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 62

FIGURA 5.12a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =518 ml/h, μ =0,248 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 62

FIGURA 5.13a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q =500 ml/h, μ =0,197 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 63

FIGURA 5.1b: Coeficiente de morte celular (Q =400 ml/h, K_d =0,013 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 64

FIGURA 5.3b: Coeficiente de morte celular (Q =1000 ml/h, K_d =0,004 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 65

FIGURA 5.4b: Coeficiente de morte celular (Q =1040 ml/h, K_d =0,022 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 65

FIGURA 5.5b: Coeficiente de morte celular (Q =743 ml/h, K_d =0,062 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 66

FIGURA 5.7b: Coeficiente de morte celular (Q =264 ml/h, K_d =0,012 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 66

FIGURA 5.8b: Coeficiente de morte celular (Q =280 ml/h, K_d =0,034 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 67

FIGURA 5.9b: Coeficiente de morte celular (Q =508 ml/h, K_d =0,041 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 67

FIGURA 5.10b: Coeficiente de morte celular (Q =500 ml/h, K_d =0,003h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 68

FIGURA 5.11b: Coeficiente de morte celular (Q =400 ml/h, K_d =0,013 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 68

FIGURA 5.12b: Coeficiente de morte celular (Q =518 ml/h, K_d =0,022 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 69

FIGURA 5.13b: Coeficiente de morte celular (Q = 500 ml/h, K_d = 0,007 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 69

FIGURA 5.1c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q = 400 ml/h, K = 3,49 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 71

FIGURA 5.2c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =1000 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 71

FIGURA 5.5c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =1000 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 72

FIGURA 5.6c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q = 420 ml/h, K = 3,49 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 72

FIGURA 5.7c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =264 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 73

FIGURA 5.8c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =280 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 73

FIGURA 5.9c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =508 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 74

FIGURA 5.10c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =500 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 74

FIGURA 5.11c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =400 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 75

FIGURA 5.12c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =518 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 75

FIGURA 5.13c: Constante de velocidade de redução de DQO (Q =500 ml/h, K =3,49 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 76

FIGURA 5.1d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =400 ml/h, K =0,0356 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 77

FIGURA 5.2d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q = 400 ml/h, K = 0,064 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 77

FIGURA 5.3d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =1000 ml/h, K =0,042 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 78

FIGURA 5.4d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =1040 ml/h, K =0,0257 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 78

FIGURA 5.6d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =420 ml/h, K =0,015 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 79

FIGURA 5.7d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =264 ml/h, K =0,058 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 79

FIGURA 5.8d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q = 280ml/h, K = 0,090 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 80

FIGURA 5.9d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q = 508 ml/h, K = 0,065 h^{-1}, V_0 = 2l)_____ 80

FIGURA 5.10d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =500 ml/h, K =0,0298 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 81

FIGURA 5.11d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =400 ml/h, K =0,0146 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 81

FIGURA 5.12d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =518 ml/h, K =0,003 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 82

FIGURA 5.13d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =500 ml/h, K =0,0041 h^{-1}, V_0 =2l)_____ 82

NOMENCLATURA

b - Taxa de Respiração Endógena

b' - Taxa de Declínio

B - Coeficiente de Morte e de Decaimento no Modelo IAWPRC

CSTR - Reator de Mistura Perfeita

DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/l)

DQO - Demanda Química de Oxigênio (mg/l)

dS/dt - Taxa de Substrato

dX/dt - Taxa de Produção de Biomassa

e - Taxa de Aeração

F/M - relação Alimento Microrganismos (d^{-1} ou mgDQO/mgSSTA.d)

IDL - Índice de Densidade de Lodo (ml/g)

IVL - Índice Volumétrico de Lodo (ml/g)

LAB - Lodo Ativado por Batelada

LAC - Lodo Ativado Contínuo

l/m - Taxa de Descarga do Sobrenadante

MFX - Massa Final de Sólidos Suspensos (mg)

MIX - Massa Inicial de Sólidos Suspensos (mg)

MFS - Massa Final de Substrato (mg)

MLSS - Sólidos Suspensos em Mistura Líquida (mg)

MTS - Massa Total de Substrato (mg)

n - Número de ciclos por dia

NT - Nitrogênio Total

OUR - Taxa de Utilização de Oxigênio

K - Constante de Velocidade Redução de DQO (h^{-1})

K_d - Coeficiente de Morte Celular (h^{-1})

pH - Potencial de Hidrogênio

PT - Fósforo Total

Q - Vazão de Alimentação (ml/h)

RBA - Reator Batelada Alimentada

RBS - Reator Batelada Sequencial

RNA - Ácido Ribonucléico

S - Concentração de Substrato (mg/l)

S_i - Concentração de DQO na suspensão de lodo no início do enchimento do reator

S_o - Concentração de DQO na alimentação (mg/l)

SS - Sólidos Suspensos (mg/l)

ST - Sólidos Totais (mg/l)

SST - Sólidos Suspensos Totais (mg/l)

SSV - Sólidos Suspensos Voláteis (mg/l)

t - Tempo (horas, dias)

TRH - Tempo de Retenção Hidráulico (d,h)

TRS - Tempo de Retenção de Sólidos (d,h)

TKN -Nitrogênio Total

V - Volume de líquido do reator (ml)

V_o - Volume inicial do reator (litros)

V_f - Volume Final do reator (litros)

X - Concentração de Biomassa (mg/l)

X_b - Concentração de Biomassa Orgânica Degradável

X_o - Concentração inicial de Sólidos Suspensos (mg/l)

Y - Rendimento de Lodo (%)

SIGLAS

$C_5H_7NO_2$ - Biomassa

CH_4 - Metano

CO_2 - Dioxido de Carbono

COHNS - Matéria Orgânica

CSTR - Reator de Mistura Perfeita

DQO - Demanda Química de Oxigênio

DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio (5 dias a 20°C)

DBO_5 - Demanda Bioquímica de Oxigênio (5 dias a 20°C)

DBO_7 - Demanda Bioquímica de Oxigênio (7dias a 20°C)

$FeSO_4.6H_2O$ - Sulfato de Ferro II hexaidratado

H_2O - Água

IAWPRC - International Association of Water Pollution Research and Control

LAB - Lodo Ativado em Batelada

LAC - Lodo Ativado Contínuo

KH_2PO_4 - Fosfato de Potássio

N - Nitrogênio

NT - Nitrogênio Total

TKN - Nitrogênio Total

$Na_2HPO_4.7H_2O$ - Fosfato de Sódio Bifásico- heptaidratado

NaOH - Hidróxido de Sódio

$N\text{-}NH_3$ - Nitrogênio Amônia

NH_3 - Amônia

NH^+_4 - Amônio

$NH_4^+ - N_2$ - Amônio Nitrogênio

NO_2 N - Nitrito Nitrogênio

NO_3N - Nitrato Nitrogênio

$MgSO_4$ - Sulfato de Magnésio

O_2 - Oxigênio

PT - Fósforo Total

RBA - Reator Batelada Alimentada

RBS - Reator Batelada Sequencial

TRH - Tempo de Retenção Hidráulico

TRS - Tempo de Retenção de Sólidos

LETRAS GREGAS

μ - Taxa Específica de Crescimento (h^{-1})

η - Eficiência de Redução de DQO (%)

θ - Idade de Lodo ou Tempo de Residência Celular do Lodo (dias)

RESUMO

O processo de tratamento de águas residuárias por lodo ativado em reator batelada sequencial (RBS) apresenta várias vantagens: grande flexibilidade de operação; é apropriado para tratar efluentes com variação de carga hidráulica e orgânica e apresenta excelente razão custo/benefício, razões pelas quais o interesse por sua utilização tem aumentado nos últimos anos.

No presente trabalho estudou-se o tratamento de águas residuárias sintéticas por lodo ativado em reator RBS, com longo tempo de aeração, após completado o volume final do reator. Observou-se que houve aumento da concentração de sólidos suspensos na fase de alimentação do reator e diminuição na fase aerada sem alimentação (25 a 45 horas). Em vários experimentos a concentração final de sólidos foi menor que a inicial, porém, como o volume final foi o dobro do inicial , a massa final de sólidos sempre foi maior que a inicial. Em dois pares de experimentos foi necessário descartar sólidos antes de iniciar novo experimento. Houve casos em que a concentração da Demanda Química de Oxigênio (DQO) aumentou no final da etapa aerada sem alimentação, provavelmente como consequência de ter ocorrido respiração endógena e autólise celular.

Foram utilizadas três concentrações de alimentação de DQO (2464,67; 3365,379 e 5245,456 mg/l) e a concentração final de sólidos suspensos, concentração final de DQO, pH e índice volumétrico de lodo (IVL) variaram de 808,70 a 3478,72; 117,31 a 833,33 mg/l; 6,2 a 7,8 e 15,63 a 70,27 g/ml respectivamente. A taxa específica de crescimento celular na fase de alimentação apresentou valores altos e uma grande variação (0,095 a 0,392 h^{-1}), devido ao fato de que nesta fase a fração mais biodegradável do substrato foi consumida

rapidamente. A constante de velocidade de redução de DQO também apresentou valores altos na fase de alimentação (0,17 a 4,94 h^{-1}), como consequência da alta velocidade de consumo de substrato e o modelo proposto de primeira ordem não ter apresentado bom ajuste.

Na fase aerada sem alimentação, a constante de velocidade de redução de DQO variou de 0,003 a 0,146 h^{-1} e o coeficiente de morte celular de 0,003 a 0,062 h^{-1}, sendo a maior eficiência de redução de DQO obtida de 93,52 % com vazão de alimentação de 264 ml/h, concentração de alimentação de DQO de 3365,379 mg/l em 50 horas de tratamento.

SUMMARY

The use of activated sludge in sequential batch reactors (SBR's) for wastewater treatment has been a subject of growing interest in the last few years due to the advantages it shows over other currently employed processes. It is only suitable for treating streams with variations in both the flow rate and organic load, and also presents a high operation flexibility as well as an excellent cost/efficiency ratio.

In the present work activated sludge in SBR's was employed to study synthetic wastewater treatment with long aeration time, typically 25 to 45 hours, after reactor feeding. It was observed an increase in the suspended solids concentration at the end of the aerated feed stage, accompanied by its decrease during the aeration stage without feed. In many experiments the final concentration of suspended solids was lower than that measured at the beginning but, as the final volume was twice the initial one, the final mass of suspended solids was always higher. Moreover, in four experiments, it was necessary to discharge the excess of activated sludge before starting a new set of experiments. Also, in some cases, there was an increase in the chemical oxygen demand (COD) levels at the end of the aeration stage, probably due to endogenous respiration and cellular autolysis.

For three different COD levels of feeding (2,464.67; 3,365.379 and 5,245.456 mg/l), the final concentration of suspended solids, final COD level, pH and sludge volume index (SVI) varied between 808.70 and 3,478.72 mg/l, 117.31 and 833.33 mg/l, 6.2 and 7.8, and 15.63 and 70.27 g/ml, respectively. The specific growth rate in the feed stage showed high values as well as a large variation (0.095 to 0.392 h^{-1}) due to the fact that, in this stage, the most biodegradable substrate fractions were quickly consumed. Similarily, high values for the COD

reduction rate constant in the feed step (0.17 to 4.94 h^{-1}) were observed, as a consequence of rapid substrate consumption and the fact that the first order mathematical model, chosen previously to describe the process, did not prove to be suitable.

In the aeration stage without feed, the COD reduction rate constant varied between 0.003 and 0.062 h^{-1}, while the cellular decay constant was in the range of 0.003 to 0.062 h^{-1}. The highest efficiency value for the COD reduction (93.52%) was observed for a flow rate of 400ml/h and a COD of 3,365.739 mg/l after 50 hours of treatment.

1. INTRODUÇÃO

De acordo com METCALF & EDDY (1991), do ano de 1900 até o início dos anos 70, os objetivos do tratamento das águas residuárias, principalmente nos EUA, foram: remoção de materiais flotáveis e sedimentáveis; tratamento de material orgânico biodegradável e eliminação de organismos patogênicos.

De 1970 a 1980, os objetivos do tratamento foram primordialmente relacionados aos aspectos estéticos e ambientais. Portanto, houve um crescimento de uma consciência ambiental da população e a percepção de que os recursos hídricos tem um valor econômico de primeiro plano nas sociedades industrializadas. Dessa maneira, essa década foi marcada por grandes esforços para o controle da poluição das águas.

Apenas recentemente o homem conscientizou-se de forma plena dos danos, as vezes irreversíveis, que algumas de suas atividades industriais podem causar ao meio ambiente.

No Brasil, a questão do meio ambiente é hoje uma das prioridades reconhecidas e afirmadas, graças a uma tomada de consciência por parte do governo, dos meios científicos e da sociedade em geral, sensibilizados, como toda a opinião mundial, por esses problemas.

Os rios possuem a capacidade de promover a sua autodepuração através da estabilização da matéria orgânica contida nos despejos lançados a eles, que ocorre através da ação de microrganismos que oxidam os compostos orgânicos. Em rios poluídos, há uma deficiência de oxigênio que causa a destruição da vida aquática e impossibilita o uso direto ou indireto dessas águas. Assim, é importante fazer-se o tratamento de qualquer tipo de esgoto antes que seja lançado em corpos d'água receptores (YAMASSAKI, 1996).

Vários são os tratamentos que podem ser aplicados para sanar o problema da poluição do meio ambiente. A escolha do sistema de tratamento adequado dá-se pelo conhecimento do resíduo a ser tratado. De um modo geral, a escolha do tratamento depende :

- das características das águas resíduárias, pois deve-se considerar a forma do poluente (sólidos suspensos, coloidais ou dissolvidos), a biodegradabilidade e a toxicidade dos componentes orgânicos e inorgânicos;

- da qualidade necessária do efluente, pois deve-se considerar os limites impostos pela legislação quanto aos padrões de emissão do efluente tratado e,

- dos custos e da disponibilidade da área para qualquer eventual problema. A análise detalhada do custo/benefício deve ser feita antes da seleção do projeto final.

Muitas vezes faz-se necessário aplicar mais de um tipo de tratamento para um efluente líquido. Os tratamentos encontrados são físicos, químicos, físico-químicos e biológicos.

Os processos biológicos tem como objetivo principal a decomposição e/ou estabilização de materiais orgânicos que causam redução do teor de oxigênio dissolvido na águas fluviais. Existem vários sistemas de tratamento biológico: lagoas de estabilização, filtros biológicos, aeração extendida, lodo ativado e suas modificações.

O sistema de lodo ativado por batelada é uma tecnologia que vem ganhando espaço na solução de problemas ambientais, apoiada na sua grande facilidade e flexibilidade operacional e excelente relação custo/eficiência. Este tratamento consta de 4 etapas distintas que são; enchimento do reator, fase de reação, sedimentação do lodo, descarte do sobrenadante tratado e excesso de lodo. Nas fases estacionárias e de declínio, o microrganismo consome suas reservas protoplasmáticas, sendo este processo conhecido como metabolismo endógeno e a estas duas fases denomina-se fase endógena.

2. OBJETIVO E JUSTIFICATIVA

As águas residuárias contém grande quantidade de diferentes substâncias que são degradadas pela microflora nos processos de lodo ativado, com maior ou menor velocidade, em função da biodegradabilidade de cada substância. As mais biodegradáveis são degradadas com maior velocidade e, a medida que tornam-se escassas no líquido, restando maior proporção das substâncias de menor biodegradabilidade, os parâmetros cinéticos como constante de velocidade de remoção de Demanda Química de Oxigênio (DQO) (K) e coeficiente de morte (K_d) alteram-se. Desta forma, para projetar com segurança sistemas de tratamento de lodo ativado, sejam reatores contínuos ou batelada sequencial, torna-se necessário determinar a variação destes parâmetros com o tempo de residência ou de reação, que guardam uma relação com o estado fisiológico do lodo e qualidade do substrato. O processo de lodo ativado tem uma ótima eficiência de remoção da matéria orgânica, pouca susceptibilidade a mudanças de temperatura, ausência de mau cheiro e insetos e menor investimento inicial.

Este trabalho teve como objetivo estudar a cinética da fase de respiração endógena dos microrganismos no tratamento de água residuária sintética por processo de lodo ativado em reator de batelada sequencial (RBS), bem como determinar parâmetros cinéticos do processo.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Lodo Ativado

O processo de lodo ativado original era do tipo *fill-and-draw*, reactor tipo batelada, com fluxo intermitente. Este processo foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 por Arden e Lockett e foi chamado assim por envolver a produção de uma massa ativa de microrganismos capaz de estabilizar aerobicamente um resíduo (METCALF & EDDY, 1991). O sistema de fluxo contínuo foi desenvolvido substituindo o sistema *fill-and-draw,* devido as dificuldades operacionais, principalmente com relação ao enchimento, que surgiram na época. Contudo, observou-se que o sistema em batelada proporcionava um melhor grau de tratamento que o sistema de fluxo contínuo e por esse motivo houve o primeiro ressurgimento do sistema em batelada nos EUA na década de 50 com os pesquisadores Hoover e Porges do Eastern Regional Research Laboratory. Este ressurgimento teve pouca duração e estava direcionado principalmente para experiências de campo em indústria de laticínio e não em estudos do próprio processo. Somente após 1960, no segundo ressurgimento, que um projeto mais racional foi desenvolvido (METCALF & EDDY, 1991; IRVINE & BRUSH, 1979; BRENNER et al., 1992).

Um exame microscópico do lodo revela que ele é formado por uma população heterogênea de microrganismos, que muda continuamente de acordo com a variação na composição da água residuária e condições ambientais. Os microrganismos presentes no lodo são bactérias unicelulares, fungos, algas, protozoários e rotíferos (RAMALHO, 1983). As bactérias são possivelmente os mais importantes, e são do tipo *Pseudomonas*, *Zooglora*, *Schromobacter*, *Flavobacterium*, *Nocardia*, *Bdellovibrio*, *Mycobacterium*, e duas bactérias nitrificantes, *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Podem também estar presentes as formas filamentosas como *Sphaerotilus*, *Beggiatoa*, *Thiothnix*, *Lecicothrize* e

Geotrichum. Os protozoários e os rotíferos atuam como polidores do efluente, os primeiros consomem bactérias dispersas que não flocularam, enquanto que os rotíferos consomem pequenos flocos biológicos de partículas que não se sedimentam (METCALF & EDDY, 1991; BRAILE & CAVALCANTI, 1979; KUCNEROWICZ & VERSTRAETE, 1982).

A sedimentação do lodo é função da fração de microrganismos filamentosos presentes no mesmo. A presença de uma pequena fração destes no lodo resulta em boa sedimentação, enquanto que na ausência de filamentosos, o lodo apresenta alta velocidade de sedimentação e pouca clarificação acima da interface do lodo. Por outro lado, quando a fração destes é alta, a velocidade de sedimentação é pequena e o lodo fica pouco compacto, fato que é conhecido como "bulking" (SHEINTUCH, 1991). Segundo IRVINE e BUSH (1979) a quantidade de organismos filamentosos pode ser controlada pela condição anóxica durante o período de enchimento do reator.

O processo de lodo ativado pode ser operado de forma convencional (*plug-flow*), mistura completa, com oxigênio puro, com aeração escalonada, em reator batelada sequencial e entre outras formas. A maioria destas formas de tratamento por lodo ativado podem apresentar digestão aeróbia ou anaeróbia.

A figura 3.1 mostra um fluxograma básico da operação do processo de lodo ativado. O resíduo orgânico é introduzido no reator onde uma cultura de microrganismos é mantida em suspensão, ocorrendo a oxidação de matéria orgânica, síntese de novas células e respiração endógena. Essa mistura da suspensão com a cultura de bactérias é chamada de mistura líquida. As estequiometrias dessas reações são:

Oxidação e Síntese:

$$COHNS + O_2 + \text{nutrientes} \xrightarrow{bacteria} CO_2 + NH_3 + C_5H_7NO_2 + \text{outros produtos}$$

Respiração Endógena:

$$C_5H_7NO_2\,(\text{biomassa}) + 5O_2 \xrightarrow{\text{bacteria}} 5O_2 + 2H_2O + NH_3 + \text{energia}$$

sendo COHNS a matéria orgânica e $C_5H_7NO_2$ novas células (biomassa) (KIM e HAO, 1990; BHARGAVA e DATAR, 1984; METCALF e EDDY, 1991).

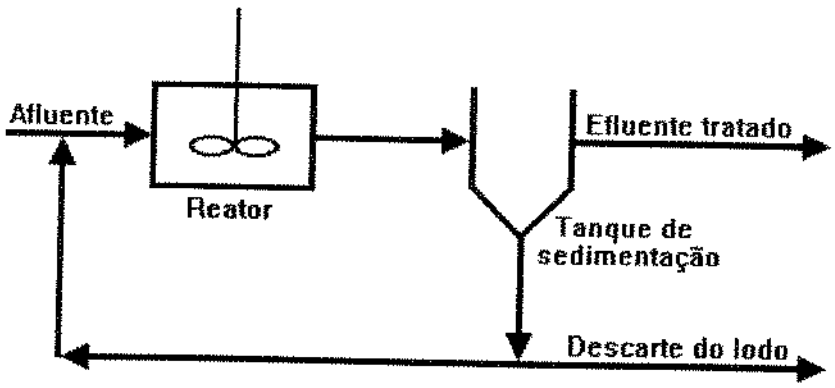

FIGURA 3. 1: Reator Contínuo com reciclo celular (CSTR)

Quanto à condição aeróbia no reator em lodo ativado, pode ser obtida pelo uso de difusores de ar ou através de uma aeração mecânica, que também servem para manter a mistura líquida em um regime completamente misturado. Após um tempo de retenção, a mistura de células novas e velhas vai para o tanque de sedimentação onde as células são separadas da água resíduária tratada. Uma parte das células sedimentadas é reciclada para manter a concentração desejada de microrganismos no reator, e uma outra porção é descartada (METCALF & EDDY, 1991).

Para o tratamento funcionar a contento é necessário que ocorra a adaptação da comunidade microbiana. Mesmo após alguns meses de operação esta comunidade pode não alcançar uma adaptação completa (KUCNERAWICZ & VERSTRAETE, 1983); os problemas que surgem são principalmente de variações na vazão de alimentação e concentração de poluentes que ocorre com frequência em pequenas plantas de tratamento (MATSCHÉ & MOSER, 1993).

A proliferação de uma determinada população de microrganismos no processo de lodo ativado depende das concentrações de substrato, oxigênio dissolvido e do aumento da taxa de decaimento, que cresce a partir do início da respiração endógena (SHEINTUCH, 1991).

As configurações dos reatores e suas geometrias tem grande influência na eficácia do tratamento. O arranjo de reatores CSTR em série, para resíduos não inibidores, é mais eficiente que os CSTR arranjados em paralelo, com relação a redução da DQO do efluente, detergente residual e as características do lodo (JOBBÁGY et al., 1994). Estudos simulados sugeriram que existem vantagens nos CSTR organizados em série, até mesmo no caso de substratos pobres ou inibidores (SANTIAGO & GRADY, 1990, citado por JOBBÁGY et al., 1994), contudo concentrações tóxicas não podem ocorrer no início do tratamento, ou seja, no primeiro reator de uma série. Reatores em série podem também promover uma estrutura de floco mais favorável que nos sistemas de CSTR simples e em paralelo, por promoção de crescimento de microrganismos não-filamentosos (TONLINSON & CHAMBERS, 1978, citado por JOBBÁGY et al., 1994).

Um problema concernente ao processo de lodo ativado, é a grande produção de lodo nas plantas de tratamento de águas residuárias. Uma das soluções para esse problema é a estabilização do lodo. Tradicionalmente o lodo é biologicamente estabilizado pela digestão aeróbia e anaeróbia. Sob as condições de digestão aeróbia, os microrganismos consomem seus próprios protoplasmas para obter energia para a manutenção das células (respiração endógena), consequentemente, a fração de carbonáceos do lodo é oxidada aerobicamente para CO_2 e H_2O e os componentes nitrogenados são oxidados para NH^+_4 e nitrato. No caso da digestão anaeróbia, a matéria orgânica no lodo é convertida para CH_4, CO_2, NH_4^+ e ácidos graxos de baixo peso molecular. Como a digestão aeróbia apresenta alto custo de energia e a digestão anaérobia

apresenta instabilidade biológica e alto custo de capital, uma alternativa encontrada para estabilizar o lodo foi a digestão anóxica. A digestão anóxica ocorre através da respiração anaeróbia do nitrato, que o utiliza como aceptor terminal de elétron, apresentando semelhança com a respiração endógena da digestão aeróbia, que utiliza o oxigênio como aceptor de elétron. Uma extensão dessa alternativa seria ainda introduzir o conceito da ciclo anóxico-aeróbio para gerar nitrato *in situ*, o que reduz significativamente os custos, comparado com a digestão aeróbia (KIM & HAO, 1990).

No processo de lodo ativado, a qualidade de sedimentação do lodo é determinada por dois índices; o Índice de Densidade do Lodo (IDL) e o Índice de Volume do Lodo (IVL). Quando o IVL é maior que 120 ml/g, ocorre pouca sedimentação do lodo, quando está entre 50 e 80 ml/g, o lodo apresenta uma boa sedimentabilidade, e quando é menor que 50 ml/g tem uma ótima sedimentabilidade (GRAY, 1940).

O tempo de residência celular do lodo ou a idade do lodo (θ) é um parâmetro que afeta as características e condições do lodo ativado dentro do tanque de aeração. No processo convencional de lodo ativado, a idade do lodo está compreendida entre 2 e 6 dias. Este parâmetro é um fator operacional aplicado ao controle de atividade do lodo, porque tem uma relação de reciprocidade com a taxa de crescimento específico de biomassa (μ). Um baixo valor desse parâmetro, indica um lodo com alta taxa de crescimento, e um alto valor, indica um lodo com baixa taxa de crescimento, onde o controle pode ser feito por descarte do mesmo (GRAY, 1940). BAKER e DOLD (1992) estudaram o tratamento de águas residuárias de refinaria de petróleo em reator descontínuo com concentração fixa de DQO. O sistema em estado estacionário foi operado em idades do lodo de 10 e 20 dias. Para obter a idade do lodo de 10 dias, o volume de líquido retirado do reator, deveria ser 1/10 do volume do reator. O sistema dinâmico foi operado em um ciclo de 24 horas com idades do lodo de 5 e

20 dias a 20°C, sendo as primeiras horas com alimentação e as 12 horas restantes sem alimentação.

O conhecimento do modelo cinético é requisito fundamental para um projeto adequado, entretanto, ainda persiste na literatura, certa controvérsia concernente aos modelos cinéticos representativos das reações que ocorrem nos processos de lodo ativado. O modelo matemático representativo da cinética do processo é constituído de duas equações diferenciais; uma relativa ao consumo de substrato e outra referente ao crescimento do lodo biológico (SANTANA & RUSSO, 1976):

$$dS/dt = f_1(X,S) \qquad (3.1)$$

$$dX/dt = f_2(X,S) \qquad (3.2)$$

A literatura revela que quanto ao tipo de relação funcional para f_1 e f_2, as primeiras utilizaram modelos de ordem zero ou um, relativamente à concentração de substrato. Outra expressão bastante difundida é a equação de Michaelis-Menten, da interação enzima-substrato. Embora o ambiente típico de um reator de lodo ativado esteja longe de satisfazer as condições ideais do modelo Michaelis-Menten, inúmeros trabalhos experimentais confirmaram sua aplicação com ótimos resultados, enquanto outros autores acrescentam um termo à equação para descrever e/ou quantificar o decaimento celular (SANTANA & RUSSO, 1976).

DENNIS e IRVINE (1979), citado por LO e LIAO (1990), assumem as cinéticas de reação no estágio inicial para os primeiros 10 minutos, como uma reação de 1ª ordem com respeito a concentração de biomassa, e a equação cinética pode então ser escrita da seguinte maneira:

$$dC/dt = KCM \qquad (3.3)$$

sendo:

dC/dt - taxa de mudança da concentração de substrato

K - taxa de reação

C - concentração de substrato

M - concentração de biomassa

t - tempo

Para LO e LIAO (1990) quando considera-se M constante e despreza-se sua mudança com relação a biomassa inicial, adota-se uma relação de pseudo 1ª ordem com respeito a C:

$$dC/dt = K'C \qquad (3.4)$$

onde K' é igual a KM. Rearranjando e integrando:

$$\ln C - \ln Co = K' \qquad (3.5)$$

onde:

Co -concentração inicial de substrato (LO & LIAO, 1990).

Comparando o processo de lodo ativado com filtro biológico, o primeiro oferece inuméras vantagens; melhor eficiência de remoção da matéria orgânica, pouca susceptibilidade a mudanças de temperatura, projetos e operação baseados em modelos racionais, ausência de problemas de mau cheiro e insetos e menor investimento inicial. As desvantagens são: a estabilização que depende da sedimentação da biomassa, operação complicada e custo operacional maior (CONWAY & ROSS, 1980 citado por HOKKA, 1984)

3.2. Reator Batelada Sequencial

O sistema RBS para o tratamento de efluentes não é uma tecnologia recente, uma vez que precedeu o uso da tecnologia do processo de lodo ativado contínuo convencional. O processo de lodo ativado contínuo foi adaptado de um sistema de carga e descarga operado como um processo em batelada. HOOVER et al (citado por HADJINICOLAOU, 1989) foram os primeiros a usar um sistema de carga e descarga para o tratamento de efluentes de uma indústria de laticínios. Desde 1976 vários estudos foram feitos para investigar o uso do sistema RBS como alternativa ao tratamento de fluxo contínuo convencional. Por conveniência, o projeto de um sistema RBS pode simular um sistema de fluxo contínuo e inclusive a cinética do processo contínuo é adaptada no sistema em batelada (HADJINICOLAOU, 1989).

O RBS é um sistema de lodo ativado descontínuo que consiste de carga e descarga, tendo cada reator 4 estágios: enchimento, reação, sedimentação e descarga do efluente. Depois do tratamento o líquido misturado é deixado sedimentar por um tempo predeterminado e o sobrenadante clarificado é descarregado do reator (HADJINICOLAOU, 1989; IRVINE et al., 1979 citado por NAKAZAWA & TANAKA, 1990). Durante os estágios, exceto o enchimento, o fluxo de águas residuárias é ou transferido para diferentes tanques, numa configuração de múltiplos tanques, ou transferido para o tanque de estocagem, como é o caso da configuração de um só tanque (IRVINE et al. (1979), citado por NAKAZAWA & TANAKA, 1990). É um sistema apropriado para afluentes com variações de carga hidráulica e orgânica, com limitações de mão-de-obra operacional qualificada e de manutenção (YAMASSAKI, 1996). O RBS tem funcionamento semelhante ao RBA (Reator Batelada Alimentada), usado em processos de fermentação alcoólica. Para FERRAZ et al. (1994), além das etapas acimas, existe a etapa do Tempo Morto, que consiste do tempo decorrido entre o

fim da etapa de descarga do reator e o início da etapa de enchimento do ciclo operacional subsequente, quando é descartado o excesso de lodo biológico.

Os processos de lodo ativado por batelada são em muitos casos similares ao processo por fluxo convencional (*plug-flow*). O sistema é constituído de um ou mais tanques, e é facilmente ampliado, sendo possível que dois ou mais tanques possam ser operados em paralelo. O decantador primário pode ser descartado do sistema, sendo esta a principal vantagem desta tecnologia, já que nesse processso cada tanque pode funcionar tanto como um reator biológico como um clarificador (GORONSKY et al., 1990 citado por OGERA, 1995).

Segundo IRVINE e BUSH (1979), as vantagens do RBS no processo de lodo ativado são:

- o nitrogênio e fósforo são removidos com a DBO;

- devido ao ciclo de agitação, aeração, sedimentação e descarga serem executados em um único reator, a estrutura dos aparatos pode ser simples ou compacta;

- o custo da aeração pode ser reduzido;

- devido ao rápido desenvolvimento da tecnologia eletrônica, a operação desse sistema pode ser simplificada, empregando técnica avançada de controle automático.

Segundo ARORA et al. (1985) as vantagens do processo em batelada podem ser:

- servem como equalizadores durante o enchimento e podem facilmente tolerar picos de vazões e de alterações da demanda bioquímica de oxigênio, sem prejudicar a qualidade do efluente;

• como a descarga é periódica, o tempo de detenção do efluente pode ser aumentado até encontrar características desejáveis;

• não necessita de recirculação do lodo, pois a mistura líquida está sempre no reator;

• o crescimento de organismos filamentosos pode ser facilmente controlado, variando as estratégias de operação durante o enchimento e;

• o RBS pode ser operado para alcançar a nitrificação, denitrificação ou remoção de fósforo sem adição de produtos químicos.

A sequência do processo por batelada é o que define o tipo de regime, podendo ser o enchimento tanto rápido quanto gradual. De acordo com GORONSZY et al. (1990), citado por OGERA (1995), quando o enchimento é rápido e as reações subsequentes, o regime se aproxima ao *plug-flow* e quando o enchimento é lento e as reações simultâneas, o regime se aproxima do processo de mistura completa.

O sistema de tanque único é aplicado em situações de fluxo não contínuo, como ocorre em indústrias de processamento de alimentos ou em comunidades rurais. É um sistema que requer um funcionamento bastante simples, porém a operação de sistemas com mais de um tanque pode ser tanto simples quanto complexa. As variações de fluxo de carga e o grau do tratamento requerido, ditarão o controle necessário. O sistema é considerado flexível não só devido as simples mudanças nos mecanismos, como também no controle da aeração do sistema (IRVINE & BUSH, 1979).

As vantagens oferecidas pelo processo de LAB comparadas com o processo contínuo, vão desde os custos de implantação até a operação. Em geral, o processo por batelada tem vantagens sobre o contínuo, no que se refere ao dimensionamento dos aeradores, isto porque normalmente um projeto bem

dimensionado do processo contínuo prevê as vazões dos horários de pico, que traz dois tipos de inconvenientes; primeiro equipamentos de maior potência e, portanto de maior custo de aquisição e de operação, e segundo o excesso de aeração durante o período de menor vazão e de carga orgânica, prejudicando a qualidade do efluente. No processo por batelada, aquelas amplitudes de carga e de vazão são bastante amenizadas, permitindo o dimensionamento dos equipamentos de aeração para demanda mais uniformizada de oxigênio, reduzindo a potência necessária de equipamento de aeração. Conforme o projeto, o processo de LAB permite a instalação de misturadores submersíveis no reator biológico, reduzindo ainda mais o número de aeradores em funcionamento, quando o ciclo coincidir com o período de menor carga e vazão. Talvez a maior vantagem do LAB sobre o contínuo esteja na operação. A automação do processo é uma facilidade aplicada ao processo de LAB. As operações podem ser programadas e controladas por meio de um microprocessador, que reduz sensivelmente o emprego da mão-de-obra, trazendo considerável economia ao longo do tempo nos custos operacionais (KAMIYAMA, 1989).

O enchimento que ocorre pela adição do afluente, pode ser apresentado de forma estática, aerada ou misturada, dependendo do objetivo do tratamento. O enchimento estático implica num mínimo de energia de entrada, e alta concentração de substrato no final da fase. O enchimento misturado resulta na denitrificação se nitratos estão presentes, com redução subsequente da demanda de oxigênio, porém condições anóxica e anaeróbia são requeridas para a remoção de fósforo. O enchimento aerado se caracteriza por apresentar reações aeróbias no início do tratamento, apresentar redução do tempo do ciclo e manter baixa concentração de substrato, a qual é importante se existem constituintes biodegradáveis e tóxicos em altas concentrações. Se nenhuma reação biológica ocorre durante o enchimento estático, isto é, separação perfeita do substrato afluente e a biomassa, a concentração de substrato no RBS será máxima no fim da etapa do enchimento estático. Quando o enchimento é do tipo misturado, a

concentração de substrato, de oxigênio dissolvido e de nitrato variam durante todo o período. Quando a forma do enchimento escolhida é o enchimento aerado, a taxa de degradação de substrato é limitada, ora pela taxa de reação biológica que é função da concentração de biomassa e substrato quando a concentração de oxigênio dissolvido está acima da concentração mínima, ora quando uma função da taxa na qual o oxigênio é fornecido pela aeração. No primeiro caso, o tamanho do reator se caracteriza por ser pequeno, mas o sistema de aeração é grande e a energia de entrada é alta. No segundo caso, é requerido um reator maior, mas o sistema de aeração é menor e a energia de entrada baixa. Quando reações biológicas são limitadas pela taxa de aeração, concentrações de oxigênio dissolvido são próximas de zero, o que resulta numa maior eficiência na transferência de oxigênio. O número de RBS em paralelo é determinado principalmente pela vazão. O custo de capital de um sistema RBS do tipo tanque único é menor, devido ao fato de alguns componentes serem requeridos e o sistema de controle ser simples, entretanto, componentes de controle e a capacidade do tanque são caros. O sistema de múltiplos tanques é mais comum para efluente municipal e o sistema contínuo, para efluente industrial e para sistemas onde o enchimento não permite sobreposição com sedimentação e descarga (KETCHUM, 1997).

Muitos autores estudaram a eficiência do RBS em tratamento de águas residuárias por processo de lodo ativado, variando parâmetros de operação como: vazão e concentração de substrato, bem como a configuração dos reatores. O RBS por lodo ativado mostrou excelente resultado na remoção biológica de fósforo, oxidação de carbono, nitrificação e desnitrificação em tratamento de águas residuárias domésticas. Para tanto promoveu -se uma sucessão de condições anaeróbia, anóxica e aeróbia. O afluente mostrou uma média de DQO de 443 mg/l, nitrogênio total (TKN) e fósforo igual a 71 mg/l e 7 mg/l respectivamente. No efluente, esses números baixaram consideravelmente

para menos de 1 mg/l, a concentração de fósforo, e menos de 12 mg/l, a concentração de nitrogênio (BERNARDES & KLAPWIJK, 1996).

A carga DBO-SS do RBS em lodo ativado pode ser definida como mostra a equação 3.6 (OOMORI et al., 1989 citado por NAKAZAWA, H. & TANAKA, K. 1991)

$$\text{carga DBO-SS} = \frac{l \; n \; S}{e \; m \; Xb} \qquad (3.6)$$

onde:

l/m - taxa de descarga do sobrenadante;

e - tempo de aeração;

n - número de ciclos por dia;

S - concentração de substrato (DBO);

Xb - concentração de biomassa orgânica e,

O tempo de retenção hidraúlica (θ) pode ser calculado por m/n.

Utilizando lodo ativado em sistema RBS, para pequenas instalações de tratamento, obteve -se excelentes resultados sem necessitar da adição de carbono, sem depender da concentração de outros compostos orgânicos e da temperatura da água residuária. A estabilidade da operação foi obtida com apenas um período de alimentação. As substâncias orgânicas, nitrogênio e fósforo foram removidos simultaneamente devido a operação automatizada, como mostra a Tabela 3.1 (IMURA et al., 1993).

TABELA 3. 1: Concentrações médias e redução de DBO, DQO, nitrogênio total e fósforo de águas residuárias tratadas por lodo ativado em RBS.

	Concentração média (mg/l)	Redução (%)
DBO	6,1	97,3
DQO_{Mn}	9,5	90,0
NT	6,3	81,4
PT	0,18	96,3
SS	7	-

Fonte: IMURA et al., 1993

Num processo de lodo ativado em sistema RBS usado para tratar águas residuárias com baixa carga poluidora, foi possível promover a oxidação da matéria orgânica, nitrificação e desnitrificação por uma alternativa de operação aeróbia e anóxica, a remoção de sólidos suspensos e características de sedimentação de lodo. Os melhores resultados foram obtidos num ciclo de 24 horas, com período anóxico de 3 horas seguido de um período de sedimentação também de 3 horas. A remoção de DQO_7 foi de 94 % com concentração residual menor que 20 mg/l. A eficiência de remoção de sólidos suspensos e a hidrólise de sólidos orgânicos foi alta. Em ciclo alternado aeróbio/anóxico, foi possível remover 60% do nitrogênio sem fonte suplementar de carbono a 13°C (VUORIRANTA et al., 1993).

Para converter um processo de reator anaeróbio de fluxo ascendente em lodo ativado por batelada, foi necessário muitas adaptações antes do início do tratamento. Primeiramente, foi feito um estudo do comportamento da vazão e após esse conhecimento e estabelecido o modo operacional, iniciou-se a

operação. A redução de DQO do efluente chegou até 93%, de DBO a 97% e a quantidade removida de sólidos sedimentavéis foi total (KAMIYAMA, 1989).

Em um estudo de 60 RBS, dois terços das instalações foram usadas para tratar águas residuárias municipais e um terço usado para tratar águas residuárias de indústria de processamento de alimentos, leite, destilarias, petroquímica, curtumes e aterro sanitário. Os parâmetros de processo foram; taxa de perda de carga, razão F/M, concentração MLSS, oxigênio requerido, aumento da demanda de oxigênio, aeração proporcional ao fluxo, benefícios do enchimento anóxico, e finalmente remoção de nutrientes. Num ciclo de operação do RBS, a taxa de aumento de oxigênio (OUR) e a razão F/M mudam constantemente. Quando a aeração é iniciada, após período anóxico de enchimento, a razão F/M fica na faixa de 0,6 a 1,0, e a taxa de aumento de oxigênio (OUR) pode exceder a 125 mg/l.h. No fim do período da aeração a razão F/M e OUR ficam aproximadamente igual a zero. Quando a razão F/M e OUR são altas, é o período em que substrato e oxigênio dissolvido estão em abundância e a demanda de oxigênio é praticamente zero. Com relação ao fluxo proporcional de aeração, a melhor estratégia foi usar aeração mínima em fluxos de afluentes mínimos, e aumentar a aeração proporcionalmente a batelada. Para a remoção de nutrientes, utilizou-se da fase de enchimento anóxica e misturada, tendo no final da decantação, um terço de lodo decantado e dois terços de efluente tratado. A eficiência de remoção de DBO de águas residuárias industriais foi de até 99,3% para destilarias, para indústria de leite foi de 99,4%, para esgotos municipais foi de 98,4% e o efluente líquido de aterros sanitários chegou a 98,3% (NORCROSS, 1992).

Uma planta de tratamento prefabricada de sistema RBS foi usada para tratamento puramente biológico e biológico com co-precipitante de águas residuárias de instituições e pequenos comércios que apresentaram alta carga poluídora. A planta completa projetada para uma população de 300 P.E.

(População Equivalente) foi colocada em operação em 1990. Essa planta foi construída com equalizador, tanque de degradação e 6 reatores RBS. O fluxo de água residuária variou de 50 a 200 m^3/d, onde os padrões de lançamento eram DBO_7, menor que 15mg/L e concentração de fósforo menor que 0,8mg/L. As concentrações médias de DBO_7 do efluente foram de 6 mg/l, para testes com co-precipitação e 8 mg/l para testes sem co-precipitação. O tempo de retenção aeróbio de sólidos (TRS) variou de 1,3 a 19 dias e o tempo de retenção hidráulico (TRH) de 9,3 a 32 horas. Os sólidos suspensos no reator variaram de 2270 a 3680 mg/l para tratamentos puramente biológicos, e de 2080 a 5210 mg/l para tratamentos com co-precipitante. As temperaturas médias nos reatores variaram de 7,4 a 14,3°C. (RUSTEN & ELIASSEN, 1993).

Comparando os resultados de um tratamento de efluente líquido de uma indústria cítrica pelo processo de lodo ativado por batelada foram obtidos melhores resultados para determinações dos coeficientes cinéticos, quando aplicado oxigênio puro ao invés de ar comprimido. A eficiência foi maior e o coeficiente de morte celular menor, indicando que o decaimento endógeno é maior para sistemas com aplicação de ar comprimido (DORNELLAS, 1994).

Utilizando RBS para tratamento de águas residuárias de abatedouro avícola por processo de lodo ativado, MOREIRA (1995) observou que durante a fase de alimentação houve crescimento da biomassa, mas antes do final da fase de alimentação, a biomassa começou a decrescer em consequência da respiração endógena e autólise. O afluente utilizado tinha DQO em torno de 1500 mg/l e foi possível reduzir esta carga poluidora em 93%, para uma vazão de alimentação de 833 ml/h. O índice volumétrico de lodo apresentou valor de 100 ml/g, indicando boas características de sedimentação.

O lodo de uma planta de tratamento de águas residuárias municipais contendo uma população mista de microrganismos, foi aclimatado a um substrato contendo compostos complexos com alta concentração de sais, sendo alguns

potencialmente inibidores. Após esta aclimatação, foi feito o tratamento com lodo ativado em RBS, com dois diferentes períodos; período de enchimento e período de condicionamento. A concentração de sólidos suspensos totais no início do período de enchimento ficou em torno de 2000 mg/l, com volume do reator de 0,235 m^3, durante os 50 dias de enchimento. O volume passou de 0,235 m^3 para 1,3 m^3 e concentração de sólidos suspensos totais para 1500mg/l. O período de condicionamento foi de 40 dias e a média de carga orgânica nesse período foi inferior a esse mesma média no período de enchimento, entretanto a DQO do substrato aumentou com o tempo, ficando no final em torno de 600 mg/l e a DQO do efluente variou entre 30 e 80 mg/l (MUNIZ, M. LAVÍN, A. G. & DÍAZ, M., 1994).

Um tanque de aeração de pequena escala de uma planta de tratamento de águas residuárias foi convertido em reator batelada sequencial (RBS), com um volume máximo de aproximadamente 27 m^3, com o fim de remover biologicamente fósforo a baixas temperaturas. As vantagens do RBS são reduzir a necessidade de controle contínuo, como fluxo de entrada e condições aeróbias e anaeróbias. A DBO_7 de entrada variou entre 88 e 165 mg/l e a concentração de fósforo entre 3,10 e 9,55 mg/l, obtendo-se efluente com concentração média de fósforo de 1,57mg/l (redução de 74%) e concentração média de DBO_7 de 23 mg/l, que corresponde a uma redução de 81%. Nas melhores condições, as concentrações de sólidos suspensos durante o estudo ficaram em torno de 36 mg/l, o que contribuiu para os valores finais de fósforo e DBO_7 de 0,79 e 9 respectivamente. Os sólidos suspensos, a DBO_7 e o fósforo remanescentes, aumentaram para baixas temperaturas. Não foi posssível reduzir esse aumento nem aumentando o tempo de ciclo, nem aumentando o tempo de sedimentação de um ciclo (12horas). Um máximo de 20 mg/l de sólidos suspensos foi necessário para se obter valores menores que 1 mg/ de fósforo e 15 mg/l de DBO_7 (MARKLUND, S., 1993).

O processo de lodo ativado em RBS foi utilizado para tratar águas residuárias de uma população de 100-1000 pessoas. A qualidade desejada do efluente foi de 15:20:5 mg/l de DBO, sólidos suspensos e NH_4^+-N_2 respectivamente, com remoção de aproximadamente 95% para cada parâmetro. O processo em batelada operou com as etapas de aeração e sedimentação do lodo em um mesmo tanque. Nesse processo, produziu-se lodo com boa propriedade de sedimentação e efluente tratado de alta qualidade (CHAMBERS, B., 1993).

Águas residuárias de abatedouros de suínos com alta concentração de nutrientes e carbono foi tratada em dois RBS. Existiam dois diferentes estágios de pré-tratamento anaeróbio com tanques de estabilização de resíduos com ciclo de 6 horas à temperatura ambiente. O efluente do RBS usado no 1º estágio mostrou uma ótima remoção biológica de nutrientes. A concentração de fósforo sóluvel foi reduzida de 30-50mg/l na alimentação para menos de 0,5mg/l no efluente. A remoção de DQO, nitrogênio total (TKN), fósforo total e SS foram de 95%, 92%, 90% e 94% respectivamente. Com esses resultados, o tratamento combinado de tanques anaeróbio e RBS, mostrou-se eficaz em tratamento de águas residuárias com alta resistência para remoção de nutrientes e carbono (SUBRAMANIAM et al., 1994).

No tratamento de águas residuárias de uma indústria de papel em sistema RBS, o aumento da idade de lodo levou a eliminação de componentes halogenados no efluente, ainda que a DQO do efluente tenha permanecido alta. Para manter alta remoção do substrato foi necessário estender a duração da aeração até que a atividade microbiana fosse mínima. A atividade microbiana permaneceu alta até quando a taxa de respiração chegou ao nível de respiração endógena. Alta eficiência foi possível quando bactérias foram adicionadas no período de alimentação ou em curtos períodos de ausência de substrato (FRANTA et al., 1994).

Comparando a presença de ácido ribonucléico (RNA) nos microrganismos de um reator em batelada sequencial com um sistema convencional de fluxo contínuo, observa-se que existe de 3 a 4 vezes mais RNA no primeiro caso. Devido a taxa de crescimento de microrganismos ser dependente do RNA contido nas células, seu alto conteúdo intracelular na cultura do RBS é capaz de promover uma taxa de consumo de substrato maior que a possível num sistema convencional de fluxo contínuo (IRVINE, 1985 citado por ARORA et al., 1985).

Efluente coletado após sedimentação primária de uma estação de tratamento de esgotos domésticos foi usado para alimentar 3 reatores do tipo RBS em escala piloto, simultaneamente. As bombas de alimentação, a duração do período de decantação, os misturadores e os reatores foram controlados por temporizadores. A aeração foi feita por ar comprimido através de difusores de pedra porosa a uma vazão de 1l/min por reator e os sólidos suspensos voláteis nos reatores 1, 2 e 3 foram mantidos em média de 1060, 1480 e 1280mg/l respectivamente. Durante o enchimento sem aeração, as reações de fermentação reduziram em 86% a DBO_5 inicial. A redução de DQO_{total} foi de 74,32, 84,89 e 81,57% para os reatores 1, 2 e 3 respectivamente (NG et al., 1993).

Um sistema aeróbio de tratamento consistindo de 3 RBS de 8000 litros cada reator e operados em série, foi instalado numa fazenda de suínos. Os reatores foram operados em série a temperatura ambiente, com ciclo de 4 horas e um período de reação de 3,3 horas. Foram tratados 1400 litros de águas residuárias de abatedouro a cada ciclo, com o tempo de residência celular de 14 dias. No início do experimento não ocorreu nenhuma nitrificação, entretanto observou-se nitrificação na segunda parte do período de reação. O sistema RBS mostrou ser um método efetivo de tratamento destas águas residuárias com remoção de DBO mais de 91% e em geral a concentração do efluente menor que 50 mg/l. Os resultados desse tratamento estão resumidos na Tabela 3.2 (LO, LIAO & KLEECK, 1990).

TABELA 3. 2: Tratamento de águas residuárias de suínos (semana 1 e 2)

	Afluente (mg/l)	Efluente Tratado (mg/l)			Remoção (%)*		
		1	2	3	1	2	3
DBO_5	640	123	80	56	81	88	91
DQO	2297	1570	1390	1335	32	40	42
NH_3-N	358	323	320	320	-	-	-
$NO_2 + NO_3$-N	0,44	0,39	0,33	0,24	-	-	-
ST	2680	2336	2156	2102	13	20	22
SV	1590	1310	1162	1089	18	27	32
Ph	8,1	8,9	9,1	9,1	-	-	-

*Baseado na concentração do afluente Fonte: LO, LIAO & KLEECK, 1990

Comparando os custos entre o processo do LAC de fluxo contínuo e o LAB, uma vez que ambos tem as mesmas eficiências quanto ao nível de tratamento de esgotos, observou-se que os custos do LAB são inferiores aos do LAC, na ordem de 17%, levando em consideração os custos de obras civis, custos de equipamentos e custos de energia elétrica, para um período de 20 anos de operação. Vale salientar que a escolha criteriosa do tipo de tarifa de energia elétrica foi fundamental para a diminuição dos custos de energia, sendo a tarifa mais econômica para o LAC a hora-sazonal azul e para o LAB a tarifa hora-sazonal azul ou verde. Essa flexibilidade operacional do LAB é o fator que reduz no mínino 10% os custos em relação ao processo do LAC. O processo de LAB constitui uma alternativa econômica para o tratamento de esgotos em estações de pequeno, médio e grande porte (MUNIZ, M. LAVÍN, A. G. & DÍAZ, M.,1992).

Uma planta piloto com reatores RBS foi operada em ciclos de 24 horas para tratamento de efluentes de abatedouros de suínos. A unidade de RBS foi satisfatória para a remoção de material orgânico, sólidos, nitrogênio, fósforo e suas combinações. A razão tempo de residência hidráulico por idade de lodo foi controlada na razão de 3/15, a concentração média de DQO do afluente foi de 3512 mg/l, a remoção de DQO foi de 97,8%, a remoção de sólidos foi de 90% e a remoção de fósforo total de 82,6%. Foi observada nitricação completa, que causou empobrecimento na sedimentação do lodo com remoção de 95% de TKN e 79% de amônia. A temperatura variou entre 18 e 22°C, o pH do afluente ficou entre 7 e 7,5 com ajuste básico diário com NaOH, para compensar as quedas diárias causadas pela nitrificação. A qualidade do efluente foi excelente com SSV igual a 30 mg/l (HADJINICOLAOU, J., 1989).

Modelos matemáticos baseados em parâmetros cinéticos de um processo de lodo ativado em RBS foram desenvolvidos por NAKAZAWA e TANAKA (1991), para explicar as características de um processo de tratamento de esgotos municipais. Esses modelos partiram de um modelo em estado estacionário, com relação global entre concentrações de biomassa no reator e condições operacionais do processo, e um modelo cinético partindo de comportamentos de biomassa e substrato no reator. Aplicando esses modelos matemáticos a partir de resultados experimentais com águas residuárias sintéticas encontraram para um tempo de aeração de 0,50 e sólidos suspensos de 2000 mg/l, 1493 mg/l de sólidos suspensos voláteis com tempo de retenção celular de 10,74 dias.

Um sistema RBS foi utilizado para tratamento de águas residuárias contendo compostos fenólicos, sendo inoculada uma biomassa que já tinha sido adaptada anteriormente durante duas semanas. O sistema foi operado com carga orgânica de 0,27 gDQO/gMLSS, concentração dos componentes fenólicos mais alta do que a concentração prevista para inibição do crescimento microbiológico e com concentração de DQO de 7750 mg/l. A eficiência de remoção de DQO foi

de 99%, com concentração média de DQO do efluente entre 30 e 52 mg/l. Um super dimensionamento do projeto resultou no desenvolvimento de bactérias filamentosas e empobrecimento das características de sedimentação do lodo, porém, esse problema foi eliminado ou controlado ora por introdução de um pequeno período de tempo anóxico no enchimento, ora por aumento da carga orgânica. O sistema foi operado em temperatura ambiente controlada na faixa de 19 a 21°C (BRENNER et al., 1992).

3.3 Respiração Endógena

A respiração endógena, é a fase em que ocorre um metabolismo forçado dos microrganismos em seu próprio protoplasma, devido a baixa concentração de substrato no meio. Durante esta fase ocorre a lise celular, resultando em morte da mesma (METCALF & EDDY, 1991).

Quando a concentração de substrato é pequena ou quando não existe bastante substrato para sustentar o crescimento dos microrganismos, esses começam a se alimentar de suas próprias células, reduzindo a concentração de sólidos suspensos voláteis na mistura líquida, ou seja, quando a taxa de destruição de células é maior que a síntese de novas células (RAMALHO, R. S., 1983).

A partir de culturas de *Pseudomonas* sp marinha em ausência de nutrientes, uma quantidade de 99,9% de células viáveis perderam atividade durante os 25 primeiros dias na ausência de substrato, embora a cultura tivesse 10^5 células viáveis por mililitro, por mais de um ano. A taxa de respiração calculada a partir da quantidade de CO_2 liberado por hora, foi expressa em percentagem de carbono celular total. A habilidade das bactérias de sobreviver na ausência de

substrato está relacionada com a habilidade de rapidamente se estabelecer uma baixa taxa de respiração endógena. No início da ausência de substrato, foi consumido 0,24% do carbono celular total da cultura em uma hora, que foi mantida durante as 12 primeiras horas e então caiu rapidamente para 0,06% no terceiro dia de ausência de substrato. Depois, a taxa decaiu de uma maneira gradual e estabilizou-se em 0,002 a 0,007% do vigésimo até o quadragésimo dia de ausência de substrato. Esta estabilização na taxa é similar aos 0,007% reportado no estudo de culturas de vibrio ANT-300 marinho nas mesmas condições de ausência de substrato (NOVITSKY & MORITA, 1978, citado por KURATH & MORITA, 1983).

A interrupção da aeração em reatores foi outro fator que influenciou a taxa de respiração endógena no crescimento de células e características fisiológicas de uma população de *Candida utilis*. A taxa de produção de biomassa (dX/dt), decresceu com a falta de aeração por um longo tempo, o que resultou num decréscimo da diferença entre os valores da taxa de diluição (h^{-1}) e taxa de crescimento específica (h^{-1}). A taxa de respiração endógena, teve aumento significativo devido a falta de oxigênio, quando a interrupção da aeração foi de 2 a 5 horas. Esse fato sugeriu que quando a aeração é restabelecida, as células tentam mudar a taxa de crescimento que estava limitada pelo fornecimento de energia, aumentando a taxa de degradação aeróbia dos microrganismos e não somente a fonte exógena de energia (PÁCA, J. & KUJAN, P., 1989).

Introduzindo glicose em suspensão de leveduras cuja concentração de biomassa variou de 25 a 150 g/l e pH inicial de 5,0 a 6,8, detectou-se mudanças nas células viáveis nos valores médios de pH, na taxa de respiração endógena, exógena e na acidificação meio. Em todas as densidades de células e com pH 5,0, houve um aumento da taxa de respiração endógena nas 6 a 8 primeiras horas de ausência de nutrientes. Provavelmente, este aumento foi devido ao aumento do metabolismo endógeno, dada transição das condições aeróbias para

anaeróbias, com aumentos de temperatura e em meio hipotônico com ausência de nutrientes. Com o aumento do pH para 6,8, não houve um aumento da atividade do metabolismo endógeno, e após 6 horas de falta de nutrientes, ocorreu redução da taxa de respiração endógena. Esta queda da taxa de respiração endógena ainda foi observada no terceiro dia em células em suspensão de altas densidades e sem nutrientes (PÁCA, J., 1984).

Incluindo o termo do metabolismo endógeno, o modelo duplo de Monod foi melhorado usando parâmetros apropriados para quantidade de substrato limitante, condição em que as bactérias eram consumidas por protozoários. Contudo, os efeitos quantitativos de valores reais da taxa específica de perda de biomassa durante a respiração endógena e morte celular no sistema, são pequenos para suprir culturas com altas concentrações de nutrientes limitantes (NISBET et al., 1983).

A partir da equação de Monod, descreveu-se a taxa de liberação de fósforo por respiração endógena em condições anaeróbias. Quando não há DBO na solução, polifosfatos presentes na biomassa são utilizados como fonte de energia (YOON, C.H. & SUZUKI, M., 1990).

A biomassa gerada em laboratório em RBS usando águas residuárias sintéticas para simular uma água residuária de indústria farmacêutica, foi forçada a entrar em respiração endógena, controlando assim, o excesso de biomassa formada através da assimilação do carbono orgânico durante um ciclo de 48 horas de ausência de substrato. Nesse mesmo reator durante a bio-oxidação foram analisados os nutrientes removíveis, a cinética do processo, a quantidade de oxigênio dissolvido e a variação de pH. As eficiências de remoção de DQO e DBO foram boas, ficando no intervalo de 92,8% a 98,1% e de 98,7% a 99,5%, respectivamente (KOH et al, 1984).

USP
BIBLIOTECA CENTRAL

No desenvolvimento do modelo nº 1de lodo ativado da IAWPRC (HENZE et al., 1986 citado por LISHMAN, L. A. & MURPHY, K. L., 1994), um conceito de morte-regeneração foi utilizado para descrever as reações que ocorreriam durante a fase endógena ou fase de morte: morte (lise da membrana celular), hidrólise (degradação enzimática do protoplasma celular degradável) e crescimento (oxidação dos produtos do decaimento e síntese de organismos novos)(Figura 3.2).

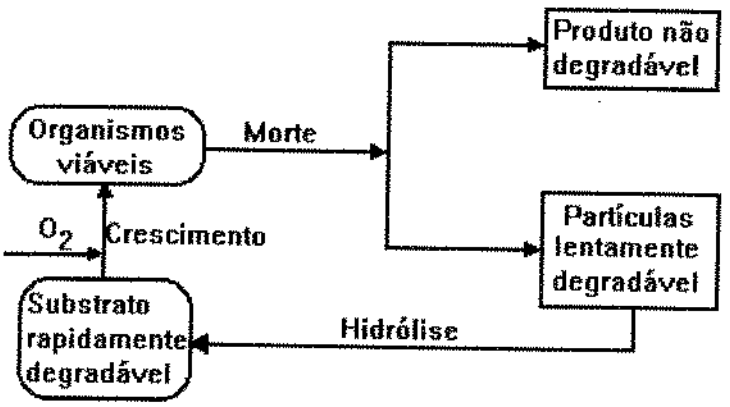

FIGURA 3. 2: Ciclo morte-regeneração em condições aeróbias

Fonte: HENZE et al., 1986 citado por LISHMAN, L. A. & MURPHY, K. L., 1994

Assume-se que esse enfoque tem vantagem distinta sobre a respiração endógena em modelagem de sistema em condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias (DOLD et al., 1980 citado por LISHMAN, L. A. & MURPHY, K. L., 1994). Postulou-se que a morte de uma porção de organismos vivos fornece aumento para a formação de partículas endógenas não-biodegradáveis e lentamente biodegradáveis. As partículas lentamente biodegradáveis geradas e as partículas lentamente biodegradáveis originárias do afluente são transformadas por hidrólise, tornando-se substrato solúvel degradável e usado, subsequentemente, para o crescimento microbiano. A taxa global do ciclo morte-regeneração é dependente das taxas relativas de morte, hidrólise e síntese. Para DOLD et al. (1980) em condições onde não existe acúmulo de intermediários no

ciclo morte-regeneração, a taxa de declínio (b') é equivalente a taxa de respiração endógena (b) e o coeficiente de morte e de decaimento no modelo IAWPRC (B) é derivado da taxa de declínio OUR pela equação (LISHMAN, L. A. & MURPHY, K. L., 1994).

$$B = \frac{b}{1 - YH\ [1 - fp]} \tag{3.7}$$

Quando nem hidrólise nem síntese são taxas limitantes, o coeficiente de morte e de decaimento no modelo IAWPRC (B) pode ser calculado a partir da taxa de declínio, OUR (b'). Porém, somente sob condições de estado estacionário o ciclo morte-regeneração é equivalente a respiração endógena. Em baixas temperaturas a hidrólise é apreciavelmente menor do que a síntese e morte, portanto, a hidrólise pode ser a taxa controladora à 20°C, uma vez que reatores trabalhando em paralelo com idade de lodo de 10 dias a 12°C, produziram de 12 a 20% mais lodo do que os reatores correspondentes trabalhando a 20°C LISHMAN, L. A. & MURPHY, K. L., 1994).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Reator de Laboratório

O reator foi construído de vidros planos com volume de 7,0 litros e pedras porosas adaptadas ao fundo para a passagem de ar proveniente de microcompressores, cuja vazão variou de 23 a 26 l/min (Figura 4.1).

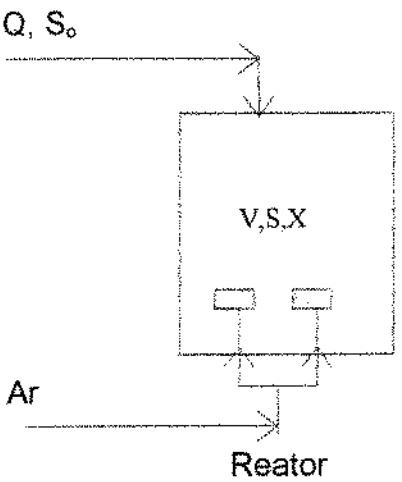

FIGURA 4. 1: Reator Batelada Alimentada

4.2 Lodo Ativado

4.2.1 Substrato Sintético

O lodo ativado foi mantido em laboratório em reator tipo aquário com volume útil de 4 litros. Diariamente 1 litro do líquido era descartado e o volume novamente completado com substrato, cuja composição está mostrada na Tabela 4.1, que é uma modificação do substrato proposto por SIEGEL et al. (1994).

A massa de sólidos suspensos voláteis foi monitorada pelo índice de volume de lodo (IVL), descartando excesso de lodo quando necessário.

TABELA 4. 1: Composição do substrato sintético

Componente	Concentração(g/l)
Glicose	9,160
Lactose	9,160
Caseína – hidrolisada	1,660
Uréia	4,320
$Na_2HPO_4.7H_2O$	3,770
KH_2PO_4	1,998
$FeSO_4.6H_2O$	0,266
$MgSO_4$	0,500

4.2.2 Aclimatação do Lodo

A adaptação do lodo foi feita partindo-se de uma amostra de 3 litros de suspensão de lodo coletada no sistema de tratamento de águas residuárias do abatedouro de aves Pena Branca, Jaguariúna-SP. Diariamente a aeração foi interrompida e após a sedimentação do lodo, 1000ml do líquido sobrenadante foram retirados e substituídos por uma mistura de substrato sintético diluído 1/5 e água residuária industrial em proporções variáveis. Cada fase de adaptação teve um período de 1 dia (Tabela 4.2).

TABELA 4. 2: Composição da solução de alimentação para adaptação do lodo ao substrato sintético

Fase	Água Resíduária Industrial (%)	Resíduo Sintético(%)
1ª	90	10
2ª	80	20
3ª	70	30
4ª	60	40
5ª	50	50
6ª	40	60
7ª	30	70
8ª	20	80
9ª	10	90
10ª	0	100

Após a 10ª fase, o lodo foi alimentado somente com substrato sintético até que o volume de líquido no reator fosse trocado três vezes.

4.3 Operação do Reator

O reator contendo 2000 ml de suspensão de lodo foi alimentado com substrato sintético (Tabela 4.2) diluído 1/5 ou 1/3 até que se completassem

4000 ml. Durante o período de enchimento do reator, o frasco que continha o substrato foi agitado com magneto. A temperatura foi mantida entre 25°C ± 2°C e o pH da mistura reacional variou entre 6,2 e 7,8. O tempo de operação e a vazão de alimentação variaram a cada experimento.

4.4 Metodologia Analítica

Foram tomadas amostras para determinação da demanda química de oxigênio (DQO), sólidos suspensos e pH.

4.4.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Para determinação da DQO, foi feita uma modificação no método da ampola descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* da *American Society of Civil Engineers* (1985). Porém as amostras foram tituladas com sulfato ferroso amoniacal (0,1N), usando ferroína como indicador. A DQO das amostras foi calculada pela equação abaixo:

$$DQO = [(A - B) \times M \times 8000] / ml\ amostra \qquad (4.1)$$

4.4.2 Sólidos Suspensos (SS)

Amostras de 10 ml do líquido do reator foram centrifugadas a 3000 rpm por 15 minutos. O sobrenadante foi separado para análises de DQO, ART e os sólidos suspensos decantados foram ressuspendidos em água destilada e centrifugados novamente nas mesmas condições descritas acima. Os sólidos precipitados foram secos a 65°C até peso constante em estufa à vácuo SUPRILAB, modelo GST-920.

4.4.3 Determinação de pH

A determinação do pH foi feita em potenciômetro digital, marca Analyser, modelo pH300.

4.5 Determinação dos Parâmetros Cinéticos

Foram determinados os seguintes parâmetros: taxa específica de crescimento celular (μ), constante de morte celular (Kd) e velocidade de remoção de DQO (k).

4.5.1 Taxa Específica de Crescimento Celular (μ)

A taxa específica de crescimento celular, no período de enchimento do reator, foi determinada através do coeficiente angular da equação abaixo (MOREIRA, 1995):

$$\ln [X(V_0 + Q\, t)] = \mu\, t \qquad (4.2)$$

4.5.2 Coeficiente de Morte Celular (K_d)

O coeficiente de morte celular foi determinado através do coeficiente angular da equação abaixo, após o enchimento do reator:

$$\ln X = K_d\, t \qquad (4.3)$$

4.5.3 Constante de Velocidade de Remoção de DQO (k)

A constante de velocidade de remoção de DQO no período de enchimento do reator, foi determinada através do coeficiente angular da equação abaixo (MOREIRA, 1995):

$$S_0 / S = K [(V_0/Q) + t] \quad (4.4)$$

Após enchimento do reator, a constante de velocidade de remoção de DQO foi determinada através do coeficiente angular da equação abaixo:

$$\ln S = K t \quad (4.5)$$

4.6 Eficiência (η)

A eficiência do tratamento foi determinada pela equação abaixo:

$$\eta = [(\frac{MTS - MFS}{MTS})]100 \quad 4.6)$$

MTS - massa total de substrato

MFS - massa final de substrato

$$MTS = V_0S_i + QS_0t \quad (4.7)$$

$$MFS = VS \quad (4.8)$$

Vo - volume inicial de suspensão de lodo no reator

Si - concentração de DQO na suspensão de lodo no início do enchimento do reator

Q - vazão de alimentação

t - tempo de enchimento

So - concentração de DQO na alimentação

S - concentração de DQO

V - volume de líquido no reator

Para a determinação da MFS, foram subtraídos os volumes das amostras coletadas do volume de líquido no reator.

4.7 Rendimento (Y)

O rendimento de lodo foi determinado pela equação abaixo:

$$Y = (\frac{MFX - MIX}{MTS - MFS})100 \qquad (4.9)$$

sendo:

$MFX = VX$

$MIX = VoXo$

MFX - massa final de sólidos suspensos

MIX - massa inicial de sólidos suspensos

Para a determinação da MFX, foram subtraídos os volumes das amostras coletadas do volume de líquido no reator.

4.8 Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

O IVL foi determinado pelo volume ocupado pelo sedimento de 1 litro de líquido em proveta de 1000 ml após 30 minutos de sedimentação, dividido pela respectiva massa seca de sólidos, conforme equação abaixo:

$$IVL = \frac{V}{SSV}(ml/g) \qquad (4.10)$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Aclimatação do Lodo Biológico e pH

O lodo proveniente do abatedouro de aves Pena Branca foi aclimatado conforme o item 4.2.2 e apresentou cor marrom avermelhado. O exame em microscópio mostrou uma população mista de bactérias isoladas, colônias de bactérias, bactérias filamentosas, protozoários, rotíferos e fungos. O pH variou de 6,2 a 7,8, e quando necessário foi neutralizado com solução 0,1N de NaOH.

5.2 Características de Sedimentação do Lodo

O índice de volume do lodo (IVL) foi utilizado para assegurar uma boa qualidade de sedimentação do mesmo. A Tabela 5.1 mostra os índices volumétricos em diferentes experimentos, determinado conforme item 4.8. Sendo o IVL considerado uma medida padrão das características físicas dos sólidos de lodo ativado com relação à clarificação das águas residuárias, deve-se observar que baixo valor de IVL sugere boa compactação, mas segundo NG et al.(1993), não necessariamente indica boa sedimentação. WANNER (1992) encontrou valores de IVL menores que 100 ml/g em lodo ativado de RBS e velocidade alta de sedimentação. Pela literatura (GRAY, 1940), para se obter velocidade de sedimentação ótima é necessário que o IVL seja menor que 50 ml/g. Neste trabalho, 77% dos valores encontrados apresentaram valores menores que 50ml/g. O restante, 33%, apresentou valores entre 50 e 70 ml/g, considerada uma faixa de valores de boa sedimentação (GRAY, 1940).

TABELA 5.1: Índice Volumétrico de Lodo nos diferentes experimentos.

Figuras	IVL(ml/g)	Figuras	IVL(ml/g)
5.1	22,63	5.8	36,08
5.2	21,74	5.9	19,61
5.3	36,46	5.10	38,04
5.4	35,24	5.11	58,25
5.5	18,13	5.12	52,08
5.6	15,63	5.13	70,27
5.7	24,39		

5.3 Concentrações de Sólidos Suspensos e DQO

O período de enchimento do reator do experimento da Figura 5.1 foi de 5 horas. A concentração de DQO aumentou nas 3 horas iniciais a partir de 158 mg/l de DQO e depois iniciou uma queda durante 15 horas, voltando a aumentar após 20 horas, devido ao fato do substrato adicionado ter sido praticamente exaurido. Este aumento de concentração de DQO indica que ocorreu grande intensidade de respiração endógena e morte celular nas horas finais do experimento. A curva de sólidos suspensos mostra que houve aumento de concentração de células durante o enchimento do reator e cerca de duas horas após o enchimento. Observa-se que embora a concentração máxima de DQO tenha ocorrido algumas horas antes da concentração máxima de sólidos suspensos, o substrato presente no reator permitiu o crescimento celular mesmo após o final do seu enchimento. No período de 8 a 20 horas, ocorreu redução da concentração de sólidos suspensos devido a respiração endógena e morte celular, porém, ainda assim os sólidos suspensos remanescentes promoveram a redução da concentração de

DQO do substrato e da DQO gerada pela fração de sólidos que sofreu autólise. No final do experimento da Figura 5.1, descartou-se além do sobrenadante do líquido tratado, após sedimentação dos sólidos suspensos e, parte destes. A suspensão de sólidos remanescentes no reator foi novamente alimentada com solução de substrato, gerando os dados da Figura 5.2. Observa-se que as concentrações finais de DQO e sólidos suspensos são próximas em ambos os experimentos, mostrando que o lodo resistiu bem após período longo de ausência de substrato com aeração, e portanto, podendo ser reutilizado. Segundo KURATH e MORITA (1983), as bactérias tem habilidade de sobreviver na ausência de substrato, estabelecendo uma baixa taxa de respiração endógena. Em culturas de *Pseudomonas sp* marinha, as bactérias ficaram durante 40 dias na ausência de substrato, chegando a uma taxa de respiração endógena de 0,02 no vigésimo dia de ausência de substrato e 0,007 no quadragésimo dia.

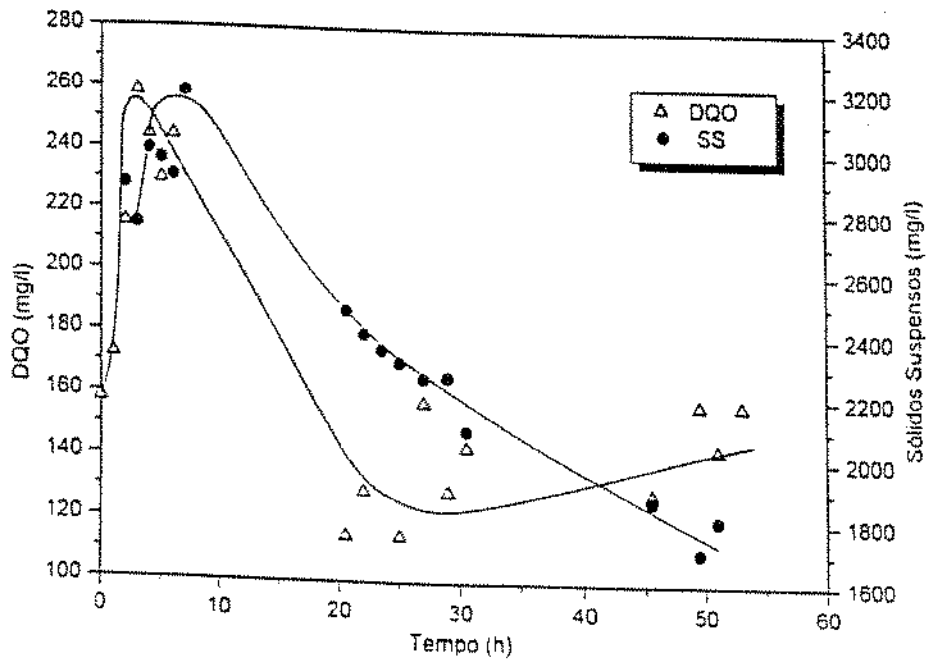

FIGURA 5.1: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q= 400 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

Na Figura 5.2 durante todo o período do enchimento do reator a concentração de DQO e sólidos suspensos aumentaram. Após 5 horas e meia a curva de concentração de sólidos suspensos manteve-se aproximadamente constante até o final do experimento. A concentração de DQO no final do experimento permaneceu baixa e praticamente constante, indicando boas condições de operação.

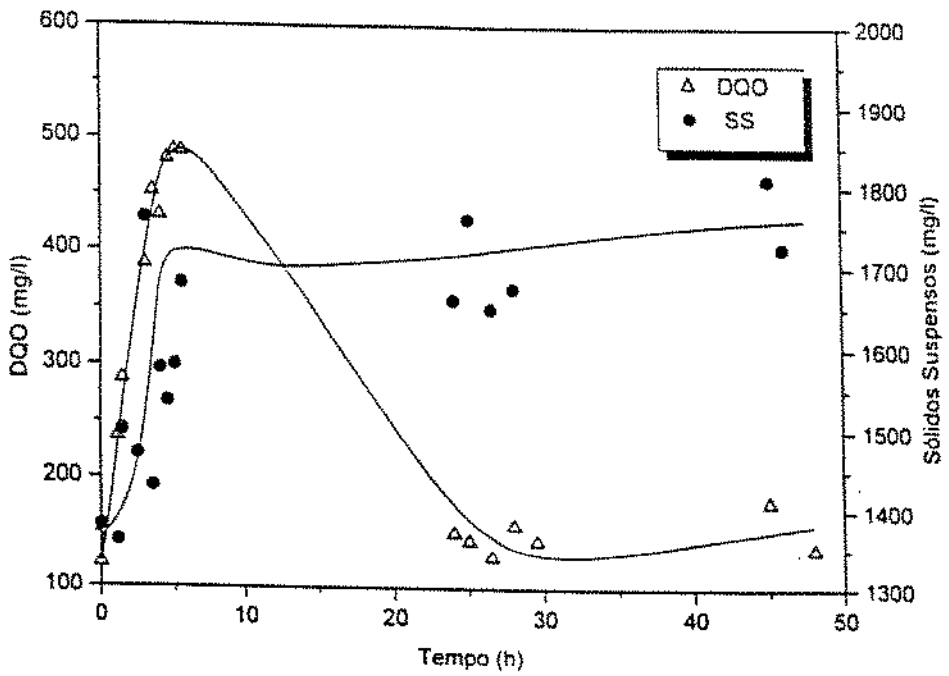

FIGURA 5.2: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 400 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

Comparando o experimento da Figura 5.2 com o experimento da Figura 5.1, observa-se que durante o período de enchimento, as curvas de concentração de DQO apresentaram comportamentos semelhantes. As concentrações máximas de DQO e sólidos suspensos coincidiram com o final do enchimento (5,5h). Na Figura 5.2 no período de 5,5h a 25h a concentração de DQO diminuiu, enquanto a concentração de sólidos suspensos permaneceu constante, indicando que a cultura estava em fase estacionária de crescimento, ou seja, neste período os sólidos suspensos ativos promoveram a redução da DQO do substrato e da DQO

gerada pela fração de sólidos suspensos que sofreu autólise. Após 25 h, as concentrações de sólidos suspensos e DQO permaneceram praticamente constantes, o que é um comportamento diferente do observado no experimento da Figura 5.1. Observa-se neste último que a concentração de sólidos suspensos variou de 3200 mg/l (8h) a aproximadamente 1750 mg/l no final do experimento (50h), enquanto no experimento da Figura 5.2 a concentração de sólidos suspensos variou entre 1700 a 1800 mg/l, a partir do final do enchimento até o final do experimento. Para LO e LIAO (1990), a concentração de DQO também aumentou durante a fase de alimentação e declinou na fase de reação, voltando a aumentar após 50 minutos, quando a temperatura controlada era de 10°C. Na temperatura de 35°C foi possível observar esse fenômeno após 60 minutos de reação.

Com concentração inicial de 780 mg/l de DQO, o experimento da Figura 5.3 mostra que houve aumento desta concentração durante todo o enchimento do reator, alcançando uma concentração máxima de 1300 mg/l de DQO no momento em que a concentração de sólidos suspensos era de 1940 mg/l. Houve aumento da concentração de sólidos suspensos nas cinco primeiras horas de reação que inclui o período de alimentação (2h). Após esta fase a curva de concentração de sólidos suspensos mostra um decréscimo lento e contínuo até o final do experimento. A curva de concentração de DQO caiu até 22 horas de experimento, permanecendo a partir daí, praticamente constante (em torno de 560 mg/l) até o final das 50 horas de experimento. Para GAUDY e BLACHLY (1984), a mais baixa DQO sóluvel atingida foi de 30 a 50 mg/l, quando utilizou-se substrato sintético contendo glicose e DQO de 1060 mg/l, com população microbiana em condições aeróbias, tanto em reator em batelada como em reator contínuo. Essa DQO residual é designada como não-biodegradável, porém neste trabalho observou-se que uma porção significante dessa DQO residual é no entanto, biodegradável.

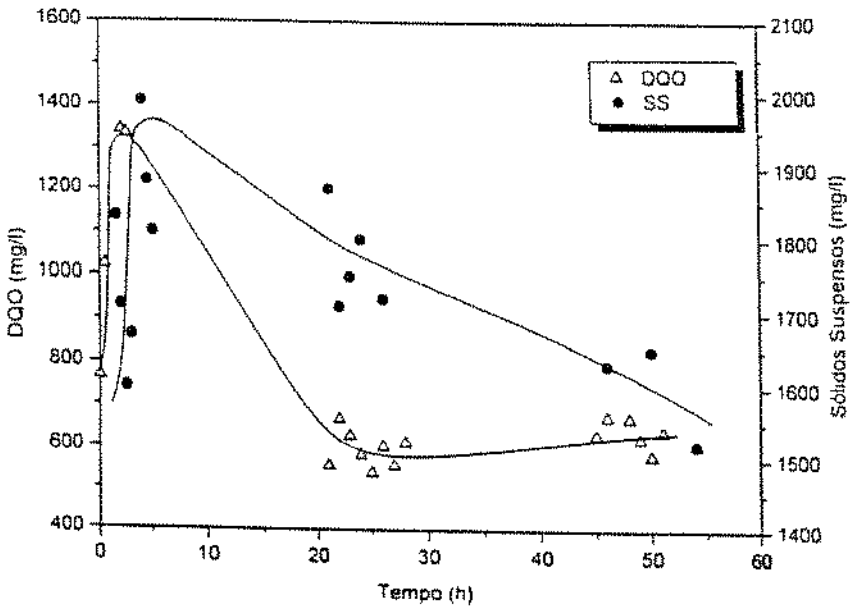

FIGURA 5.3: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 1000 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

Comparando os experimentos das Figuras 5.3 e 5.1, observa-se comportamentos semelhantes das curvas de concentração de DQO e sólidos suspensos, porém a concentração de DQO da Figura 5.3 é cerca de 5 vezes maior que as da Figura 5.1 na fase de alimentação do reator. No final de ambos os experimentos, as concentrações de sólidos suspensos estiveram em torno de 1700 mg/l, respectivamente.

Comportamento semelhante aos das curvas de concentração de DQO da Figura 5.1, 5.2 e 5.3 foi mostrado no trabalho de GAUDY e BLACHLY (1984) durante os 140 primeiros dias de experimento. A curva de biomassa neste mesmo período assemelha-se a curva de sólidos suspensos da Figura 5.2.

A Figura 5.4 mostra que houve crescimento celular durante a alimentação e até a sexta hora. A concentração de DQO caiu continuamente até 12 horas de experimento e a partir daí permaneceu aproximadamente constante (em torno de 830 mg/l) até o final do experimento. Analisando a curva de concentração de sólidos suspensos, observa-se que após o pico de concentração o comportamento desta curva foi semelhante ao comportamento da curva de concentração de sólidos suspensos das Figuras 5.1 e 5.3. Observa-se que após

o pico de concentração, o comportamento desta curva foi semelhante ao comportamento das curvas de concentração de sólidos suspensos dos experimentos das Figuras 5.1 e 5.3. O mesmo comportamento da curva de concentração de DQO da Figura 5.4, pode ser visto no trabalho de TAM et al. (1986) onde, a diferentes temperaturas a concentração de DQO caiu na primeira meia hora (0,5h) de experimento e depois manteve-se praticamente constante até 3,5h de reação. Para FERNANDES (1994), a remoção de DQO no período de alimentação é menor que a remoção de DQO no período de reação e em ambos, a remoção pode ser ligeiramente afetada pela temperatura, uma vez que a eficiência variou apenas 93 a 97% para temperaturas de 5°C a 21°C. FERNANDES também notou que a 5°C o lodo não apresentou boa sedimentação, possivelmente causada por mudanças na morfologia microbiana que aumentou a viscosidade do líquido.

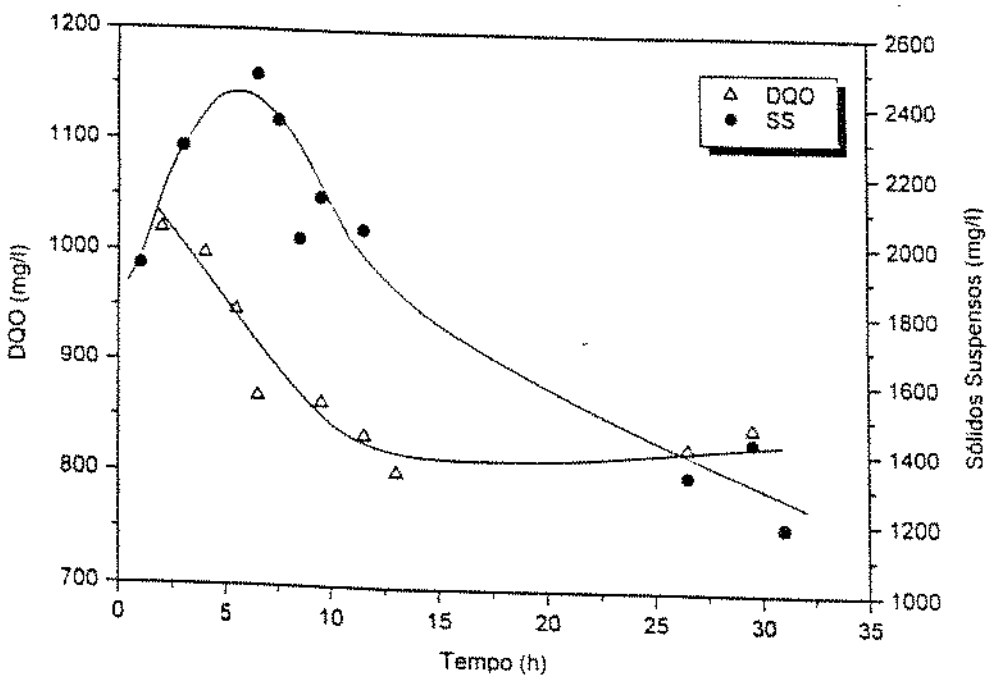

FIGURA 5.4: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 1040 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

Comparando os experimentos das Figuras 5.3 e 5.4, que tiveram vazões de alimentação próximas de 1000 ml/h, observa-se que o experimento da Figura 5.4 teve valores de concentrações de DQO e sólidos suspensos mais altos que os valores do experimento da Figura 5.3 e com isso foram necessárias 50 horas de tratamento para se obter um comportamento da curva de concentração de DQO aproximadamente igual ao da Figura 5.3, que partiu de valores menores de concentrações, e permitiu que o tratamento fosse feito em apenas 30 horas.

A Figura 5.5 mostra um ligeiro aumento de concentração de DQO nas primeiras horas de alimentação, em seguida queda rápida até a sétima hora de experimento, tanto da concentração de DQO como da concentração de sólidos suspensos. Depois da sétima hora de experimento, a concentração de DQO permaneceu praticamente constante e a concentração de sólidos suspensos continuou caindo, porém de forma suave. Apesar do comportamento da curva de sólidos suspensos mostrar queda constante, portanto, autólise celular, não houve aumento de concentração de DQO como era esperado, pois a fração de lodo ativa consumiu esta DQO que estava sendo gerada pela autólise celular.

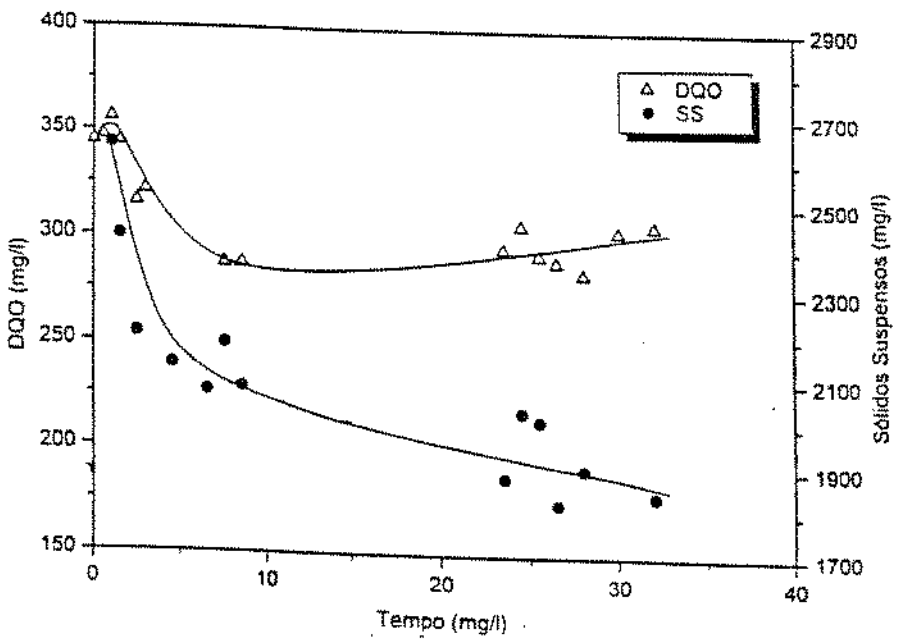

FIGURA 5.5: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 743 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

O comportamento da curva de concentração de sólidos suspensos mostrado na Figura 5.6, indica que houve autólise do início até o final do experimento, passando por um período estacionário entre 10 e 30 horas de reação. Neste período a concentração de DQO apresenta queda suave e constante. Analisando o comportamento da curva de concentração de sólidos suspensos, observa-se que mesmo na fase de alimentação de substrato houve queda desta concentração, indicando que pelo fato do experimento ter se iniciado com uma alta concentração de sólidos suspensos (3250 mg/l), estes entraram em processo de respiração endógena e autólise no início do experimento. Assim, o substrato da alimentação somado ao oriundo das células em processo de autólise, permitiu que fosse estabelecida condição de crescimento estacionário (2600 mg/l) no período de 10 a 30 horas, sendo que no final do experimento houve redução das concentrações de sólidos suspensos e DQO. O comportamento da curva de concentração de sólidos suspensos deste experimento no período de alimentação é semelhante ao comportamento da curva de concentração de sólidos suspensos da Figura 5.5. FRANTA et al. (1994), em seu trabalho observaram que a DQO durante o enchimento aumentou e depois decaiu, ficando em seguida constante em torno de 100 mg/l, tanto com a idade de lodo de 10 como de 20 dias.

A Figura 5.7 mostra um crescimento lento (20 h) de sólidos suspensos, provavelmente devido a baixa vazão de alimentação. Durante a fase de alimentação (8h) a concentração de DQO aumentou de 100 mg/l e, a partir daí permaneceu constante até o final do experimento. A explicação para tal fato é que a DQO gerada pela fração de sólidos suspensos que entrou em respiração endógena foi consumida pela fração ativa de sólidos suspensos.

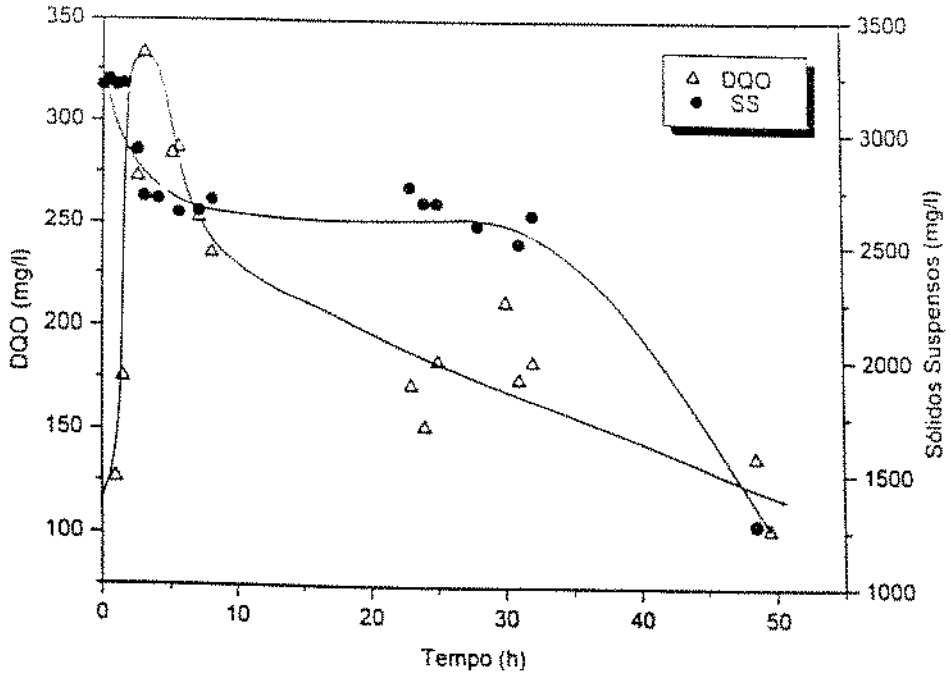

FIGURA 5.6: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 420 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

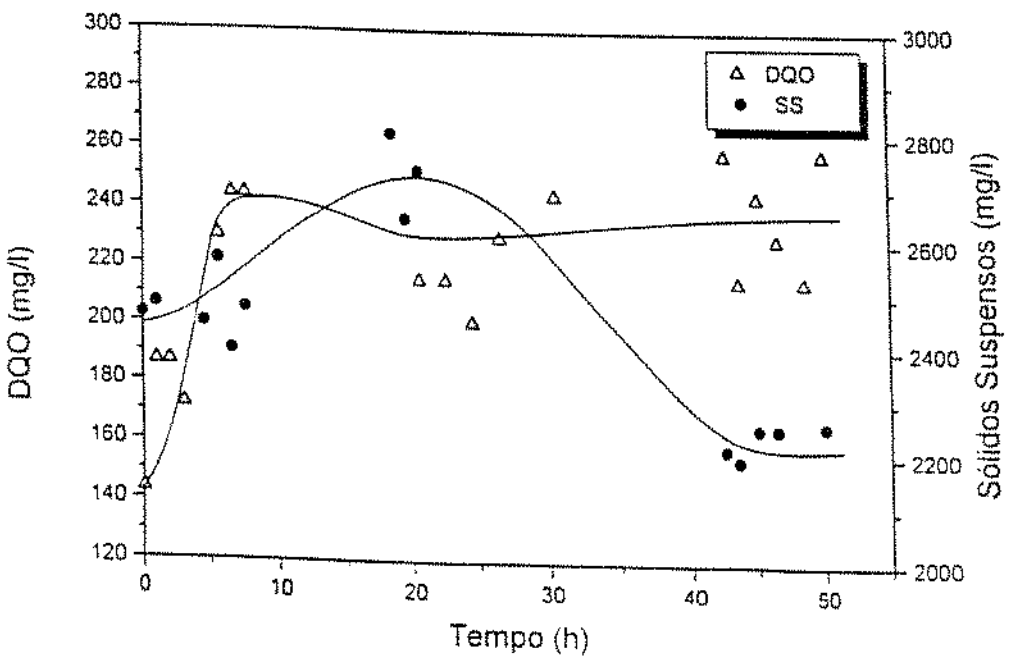

FIGURA 5.7: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 264 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

Na Figura 5.8 ocorreu um aumento da concentração celular no período inicial de 9 horas. A concentração de DQO aumentou nas 7 horas iniciais, a partir daí caiu até 23 horas e nas 5 horas finais ficou constante em torno de 170 mg/l. O pico de concentração de sólidos suspensos ocorreu após o final da alimentação, demonstrando que a quantidade de substrato contida no reator somada à quantidade de substrato da alimentação foi suficiente para que houvesse crescimento celular durante e logo após a alimentação. As curvas de concentração de sólidos suspensos e DQO mostraram comportamento semelhante às curvas do experimento da Figura 5.3.

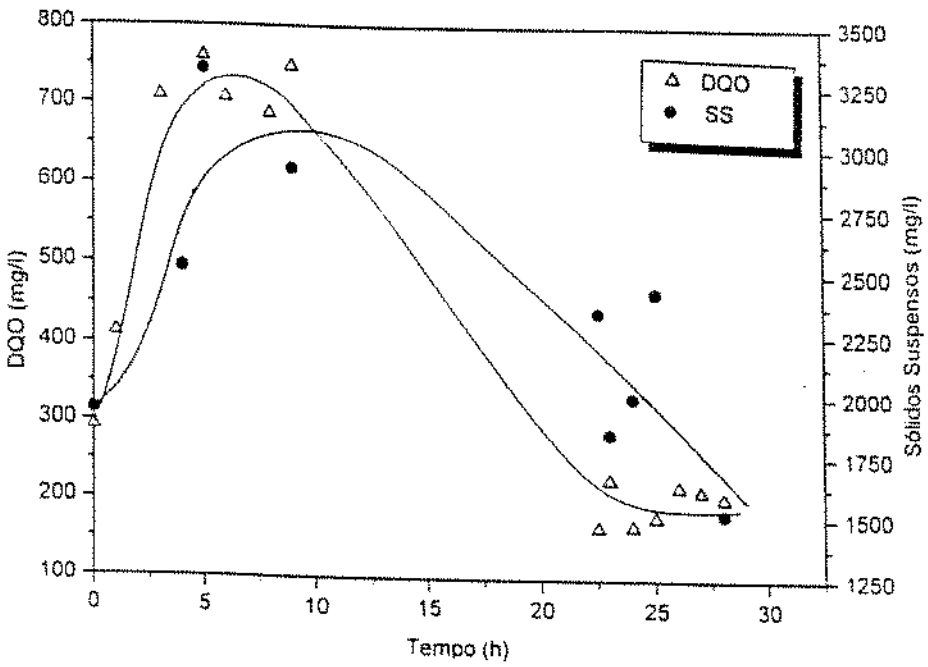

FIGURA 5. 8: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 280 ml/h, V_o = 2l e $V_f = 4_L$)

No experimento da Figura 5.9 ocorreu aumento da concentração de sólidos suspensos e DQO na fase de alimentação. A concentração de sólidos suspensos mostra pico máximo de 3750 mg/l, após a fase de enchimento. Ambas as curvas de concentração de DQO e sólidos suspensos decresceram paralelamente até 15 horas de experimento e depois se mantiveram constantes até o final do experimento.

LO e LIAO (1990) observaram um comportamento da curva de concentração de DQO à 35°C semelhante às curvas das Figuras 5.8 e 5.9, onde houve aumento de concentração nos primeiros momentos, depois uma queda para em seguida manter-se constante até o final.

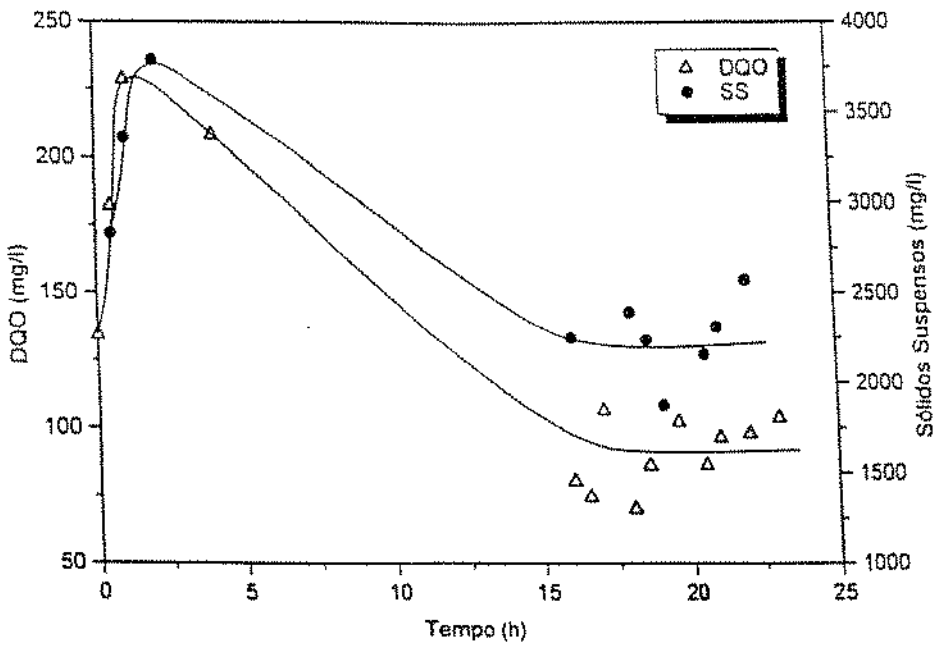

FIGURA 5.9: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 508 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

Na Figura 5.10 a concentração de sólidos suspensos aumentou nas 7 horas iniciais e a concentração de DQO aumentou nas 2 horas iniciais e depois caiu até 22 horas. A alta atividade celular dos sólidos suspensos acarretou aumento de sua concentração de sólidos suspensos e queda da concentração de DQO antes do final da alimentação. A partir da sétima hora de reação até o final do experimento, a concentração de sólidos suspensos apresentou queda suave, enquanto a concentração de DQO continuou caindo até as 22 horas para em seguida mostrar aumento ocasionado pelo processo de respiração endógena e autólise. HADJINICOLAOU (1989), apresentou uma curva de DQO_{total} de efluente em tratamento, cuja eficiência de redução de DQO foi de 96%, semelhante a

curva da Figura 5.10, no período de 3 horas a 30 horas. O aumento da concentração de DQO observado por HADJANICOLAOU, foi de aproximadamente 50 mg/l do nono para o décimo dia e na Figura 5.10 foi de 75mg/l.

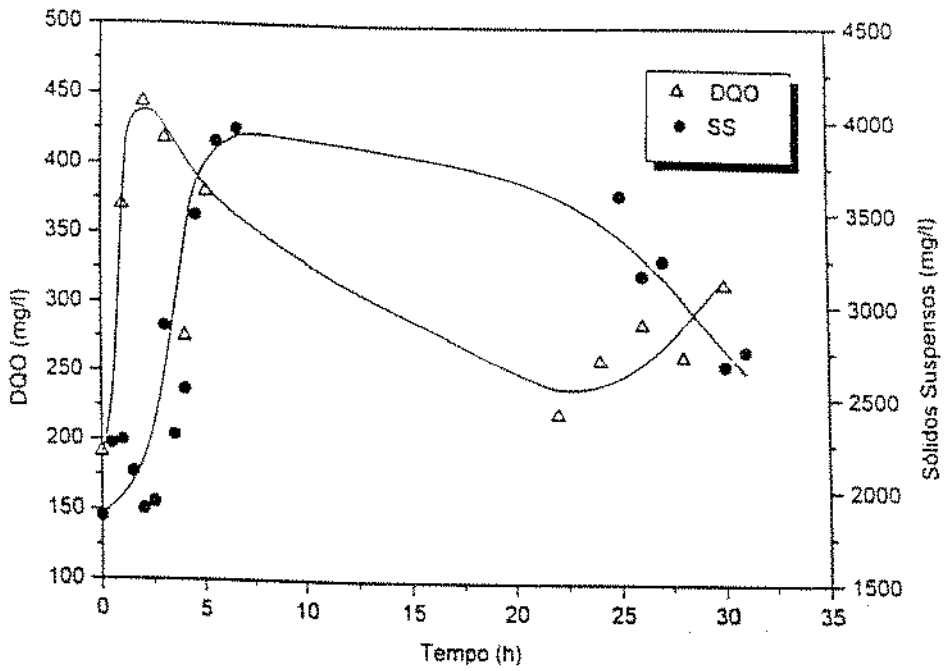

FIGURA 5.10: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 500 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

A Figura 5.11 mostra período de enchimento de 5 horas, onde a concentração de DQO aumentou de 600 até o pico de 875 mg/l. No período de 0 a 12 horas a concentração de sólidos suspensos aumentou, indicando boa atividade celular e no período de 12 a 25 horas apresentou queda, indicando menor atividade celular.

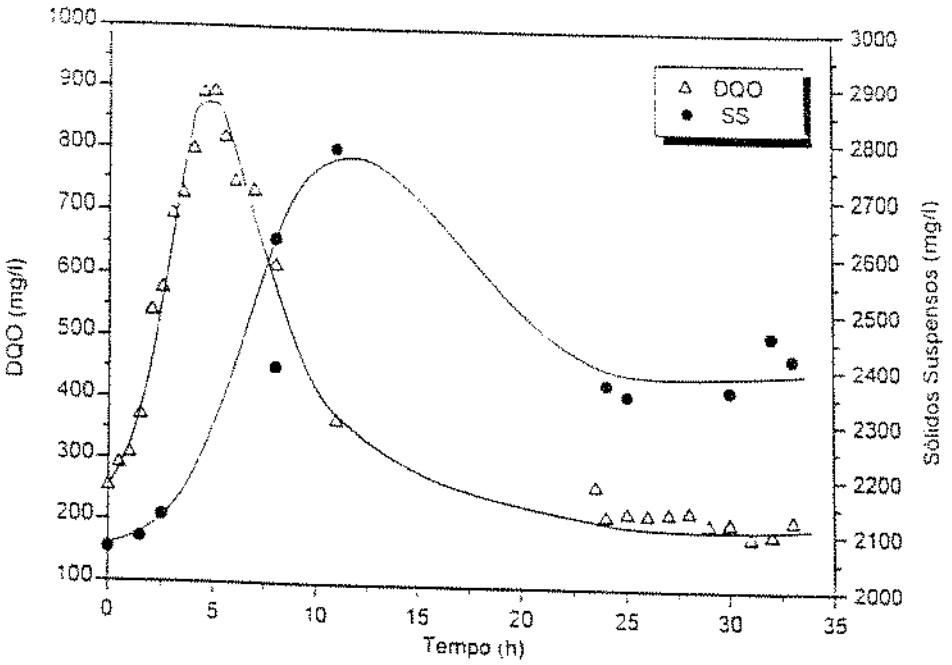

FIGURA 5.11: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 400 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

No final do experimento da Figura 5.12 parte do lodo foi descartada e parte foi utilizada para o experimento da Figura 5.13, como ocorreu nos experimentos das Figuras 5.1 e 5.2. Em ambos os experimentos as curvas de concentração de DQO tiveram comportamento semelhante. Na Figura 5.12 a concentração de DQO decresceu lentamente, resultado da somatória da DQO do substrato e da DQO gerada pela respiração endógena e morte celular. O acúmulo de substrato no meio do experimento da Figura 5.12, foi pouco menor que o acúmulo no experimento da Figura 5.13, apesar da velocidade de redução de DQO ter sido 5 vezes maior que no experimento da Figura 5.12. No experimento da Figura 5.12 ocorreu maior intensidade de morte celular do que no experimento da Figura 5.13, cuja curva de sólidos suspensos demonstra que houve crescimento celular durante as 30 horas iniciais. Em ambos os experimentos a concentração final de sólidos suspensos ficou na faixa de 900 a 950 mg/l.

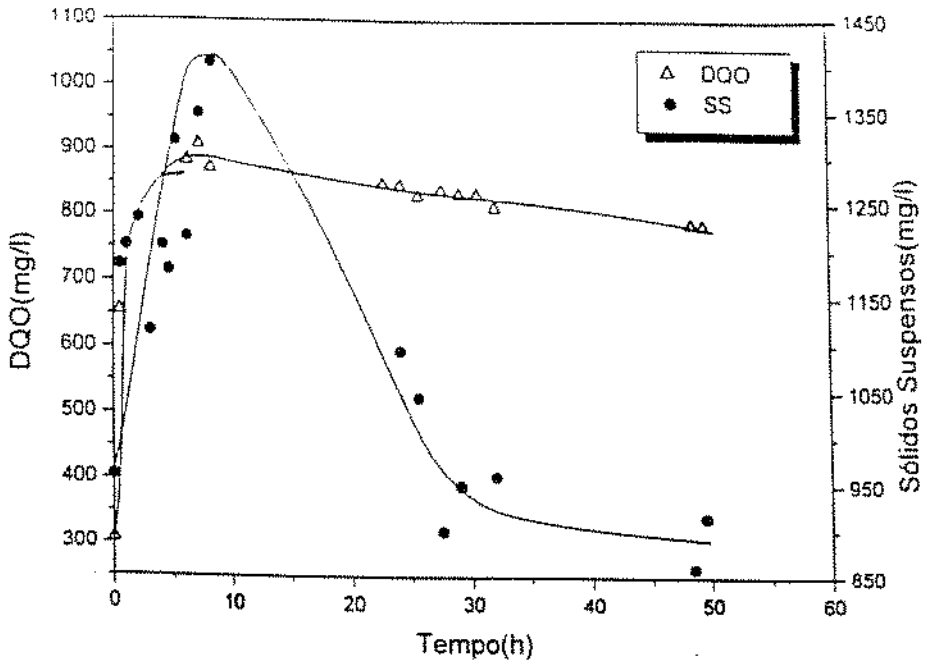

FIGURA 5.12: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 518 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

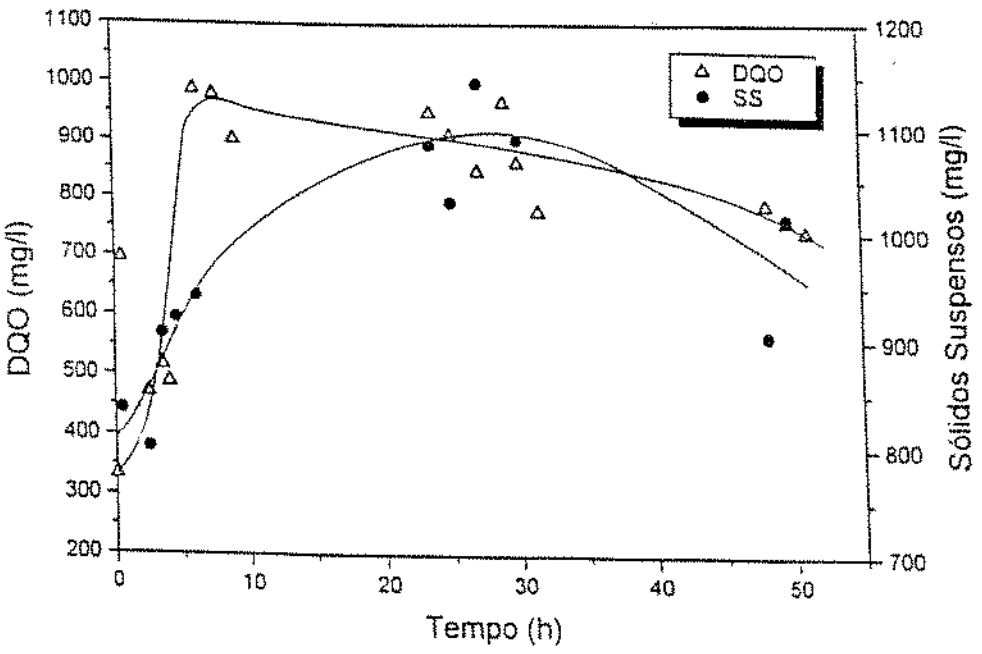

FIGURA 5.13: Tratamento de água residuária sintética em reator batelada sequencial por lodo ativado (Q = 500 ml/h, V_o = 2l e V_f = 4l)

5.4 Eficiência do Tratamento de Lodo Ativado no RBS (η) e Rendimento de Sólidos Suspensos (Y)

A Tabela 5.2 resume os principais resultados dos experimentos realizados. Observa-se que a eficiência de redução de DQO variou de 93,52 a 50,20% e o rendimento de sólidos suspensos de 67,02 a 17,57%. Com exceção dos experimentos das Figuras 5.3 e 5.4, 5.12 e 5.13, observa-se para os pares de vazão de alimentação, que a eficiência de redução de DQO foi maior quando a concentração inicial de sólidos suspensos(X_o) era mais alta. Embora a vazão de alimentação tenha influenciado ou determinado a forma das curvas de concentração de sólidos suspensos e substrato no início dos experimentos, durante e pouco após o período de alimentação do reator, a concentração remanescente de substrato no final de cada experimento não guardou relação com a concentração inicial de sólidos suspensos. É evidente que a concentração remanescente de DQO no final de cada experimento, tem contribuição da fração de mais difícil biodegradabilidade oriunda do próprio substrato e de fragmentos celulares, especialmente de paredes celulares, de células que sofreram autólise. Estes valores mostram que a concentração final de DQO além de estar relacionada com o tempo de enchimento do reator, com a qualidade de mistura, com a concentração inicial de sólidos suspensos e taxa de aeração, também pode estar relacionada com o estado fisiológico do lodo, que é uma variável de difícil controle. Igualmente o rendimento de sólidos suspensos não guardou relação com a concentração de inicial de sólidos suspensos ou vazão de alimentação de substrato, embora todos os resultados obtidos situem-se na faixa de rendimento citado pela literatura (RAMALHO, 1983). Fato importante a observar é que mesmo sendo a concentração final de sólidos suspensos menor que a inicial, a massa total de sólidos suspensos no reator no final de cada experimento sempre foi maior que a inicial, uma vez que o volume final era o dobro do inicial. Os sólidos suspensos do experimento da Figura 5.1, após descarte, sedimentação e consequentemente concentração, foi utilizado para

realizar o experimento da Figura 5.2, e o experimento da Figura 5.12, utilizado para realizar o experimento da Figura 5.13. As curvas de concentração de sólidos suspensos das Figuras 5.2 e 5.13 mostram comportamento diferente das curvas dos demais experimentos, mas no caso específico do experimento da Figura 5.2, a concentração final de DQO teve valor próximo à concentração inicial de DQO do experimento da Figura 5.1 (Tabela 5.2), ambos os experimentos com boa eficiência de remoção de DQO, mostrando que o lodo reagiu bem após período longo em ausência de substrato. Os experimentos das Figuras 5.12 e 5.13, foram alimentados com concentração mais alta de substrato e iniciaram com concentração de sólidos suspensos baixa, resultando em baixa eficiência de remoção e concentração remanescente de DQO alta (Tabela 5.2). Estes dois pares de experimentos mostraram que o lodo pode ser reutilizado após período longo de ausência de substrato, porém a concentração inicial de sólidos suspensos, que pode ser monitorada indiretamente pelo índice volumétrico de lodo, deve ser cuidadosamente ajustada para obter boa eficiência de redução de DQO. Igualmente, a vazão de alimentação ou tempo de enchimento do reator devem ser bem planejados, uma vez que a concentração de DQO remanescente oscilou entre 200 e 175 mg/l para os experimentos com vazão de alimentação de 400 ml/h ou menor, aumentando para vazões de alimentação maiores.

TABELA 5.2: Vazões de alimentação, Concentrações iniciais e finais de sólidos suspensos e DQO, Tempo de alimentação, Eficiência de Remoção de DQO e Rendimento Celular de tratamento de águas residuárias sintética por lodo ativado em RBS.

Fatores	5.1**	5.2**	5.3**	5.4*	5.5**	5.6**
Q(ml/h)	400	400	1000	1040	743	400
Xo (mg/l)	2006,35	1380	1571,6	1943,18	1858,33	3205,9
X(mg/l)	2488,88	1775	1578,9	1284,09	1866,67	2641,2
Si (mg/l)	159,4	125	1042,86	1031,58	358,93	117,31
S(mg/l)	125,26	160,71	648,57	833,33	308,93	175
T(h)	5	5,5	2	2	7	4,76
η(%)	91,47	90,07	67,86	50,20	-	88,55
Y(%)	67,02	63,72	33,51	55,89	-	55,97

*So=2464,67 **So=3365,38

Fatores	5.7**	5.8*	5.9*	5.10*	5.11**	5.12***	5.13***
Q(ml/h)	264	280	508	500	420	518	500
Xo (mg/l)	2436,4	1937,5	2956,5	1840,4	2062,1	960	808,7
X(mg/l)	2218,2	1656,25	1626,1	3478,72	2386,2	890,43	953,62
Si (mg/l)	143,6	300	207,14	191,7	256,3	310	329,87
S(mg/l)	238	192,5	191,43	238,89	200	778	738,96
T(h)	8	7	4,5	4	5	4	4
η(%)	93,52	82,04	91,77	79,03	84,56	70,94	71,51
Y(%)	57,65	45,23	54,06	-	62,44	17,57	25,79

*So=2464,67 **So=3365,38 ***So=5245,46

TAM et al. (1986) encontraram uma remoção de SST para tratamento de águas residuárias em RBS de usina de leite na faixa de 86 a 95% e remoção de DQO de 82 a 88% para uma faixa de temperatura de 21,6 a 29,8°C e para temperatura de 3,7°C a eficiência variou de 71 a 80%.

FERNANDES (1994) estudando um sistema RBS tratando adubos de suínos em 5, 10 e 21°C, obteve eficiência de remoção de DQO de 93 a 97%. As mais altas concentrações de DQO e SS no efluente foram encontradas à 5°C.

WONG e CHOI (1989) encontraram um rendimento global (Y) pouco menor que 11% e aproximadamente 25% de sólidos eram cinzas (sólidos não voláteis). A remoção de SS foi de 98,7% na terceira semana e 99,5% na primeira semana.

HADJINICOLAOU (1989) obteve média de DQO_{total} do efluente, de 128 mg/l, ficando com uma eficiência de 97,8% e FRANTA et al. (1994) observaram que a idade do lodo não tem efeito sobre a capacidade de remoção de DQO, pois a eficiência de remoção de DQO variou de 80 a 94%.

NG et al. (1993), utilizaram RBS para remover microrganismos de esgotos domésticos, obtendo eficiência de remoção de SST de 60 a 98% e de remoção de DQO de 58 a 86%, que foram associadas ao curto tempo de reação, 0,5h.

5.5. Determinação dos Parâmetros Cinéticos

Os parâmetros cinéticos: taxa específica de crescimento (μ), coeficiente de morte celular (K_d) e constante de velocidade de redução de DQO (K) foram obtidos a partir de dados retirados das curvas médias das Figuras 5.1 a 5.13.

TABELA 5.3: Parâmetros Cinéticos durante e após o período de alimentação do reator batelada sequencial

Figura	Alimentação		Pós-alimentação		Vazão (ml/h)
	μ (h^{-1})	K (h^{-1})	K (h^{-1})	K_d (h^{-1})	
5.1	0,175	3,493	0,0356	0,0134	400
5.2	0,197	3,470	0,064	-	400
5.3	-	1,24	0,042	0,0044	1000
5.4	-	-	0,0221	0,026	1040
5.5	-	-	-	0,062	743
5.6	-	0,176	0,015	-	420
5.7	0,095	1,788	0,058	0,012	264
5.8	0,166	1,210	0,090	0,034	280
5.9	0,392	0,52	0,065	0,041	508
5.10	0,315	4,94	0,0298	0,003	500
5.11	0,158	1,95	0,146	0,013	400
5.12	0,248	0,412	0,003	0,0215	518
5.13	0,197	1,985	0,0041	0,0068	500

5.5.1. Taxa Específica de Crescimento (μ)

A equação 4.1 mostra que na fase de alimentação do reator a taxa específica de crescimento é função da vazão de alimentação, consequentemente da concentração de substrato na alimentação, e da concentração de sólidos

suspensos ou índice volumétrico de lodo em cada instante. Contudo, comparações simples não podem ser feitas. Os experimentos das Figuras 5.11 e 5.1 apresentaram valores próximos de taxa específica de crescimento, 0,158 e 0,175 h^{-1}, porém diferentes índices de lodo no início da alimentação; 58,25 e 22,63 ml/g respectivamente. O mesmo aconteceu nos experimentos das Figuras 5.2 e 5.13, que apresentaram taxa específica de crescimento de 0,197 h^{-1} e índices de lodo de 21,74 e 70,27 ml/g respectivamente. Os experimentos das Figuras 5.12 e 5.13 que tiveram vazões de alimentação próximas, 500 e 518ml/h, e concentração de substrato de 310,00 e 329,87mg/l, apresentaram taxa específica de crescimento de 0,248 e 0,197 h^{-1} e índice de lodo de 52,08 e 70,27ml/g respectivamente, mostrando que para as condições destes experimentos houve proporcionalidade entre taxa específica de crescimento e índice de lodo.

As mais altas taxas especificas de crescimento foram encontradas nos experimentos das Figuras 5.9 e 5.10 (Figuras 5.9a e 5.10a) e o mais baixo valor da taxa específica de crescimento foi do experimento da Figura 5.7, que foi de 0,095h^{-1}. A diferença entre o maior valor obtido com o menor é de 4,13 vezes, mostrando que a concentração inicial de sólidos suspensos no reator, a vazão de alimentação e tempo de tratamento devem ser adequadamente ajustados para atingir a eficiência de tratamento desejada, a qual também depende do estado fisiológico do lodo.

As Figuras 5.1a a 5.13a mostram as curvas da equação para cada experimento, de cujas inclinações determinou-se os valores das taxas específica de crescimento (μ).

YAMASSAKI (1996) encontrou valores de taxa específica de crescimento de 1,25 e 1,60 d^{-1} para reatores contínuos e batelada, respectivamente, para águas residuárias de indústria de corantes químicos. DORNELLAS (1994) trabalhando com aplicação de ar e oxigênio puro em reatores batelada sequencial, encontrou

um μ de 0,13 d^{-1} para a aplicação de ar e 0,44 d^{-1} para oxigênio puro. HOKKA (1984) trabalhou com águas residuárias de abatedouro avícola por processo de lodo ativado e encontrou um taxa específica máxima de 0,85d^{-1}. MOREIRA (1995) trabalhando com a mesma água residuária de HOKKA em RBS, encontrou valores de 0,588 a 0,114h^{-1} na fase de enchimento do reator.

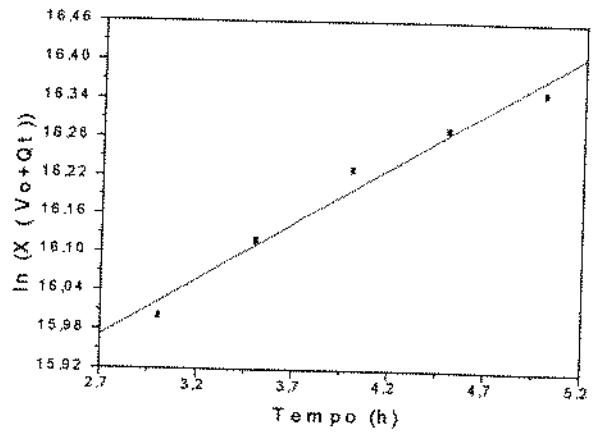

FIGURA 5.1 a: Taxa Específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 400 ml/h, μ = 0,175 h^{-1} , V_o= 2l)

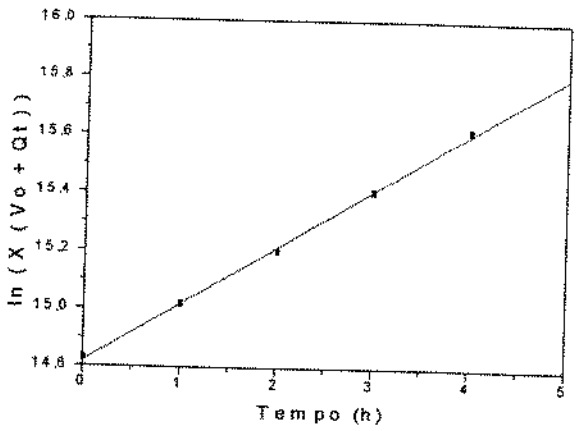

FIGURA 5.2 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 400 ml/h, μ = 0,197 h^{-1}, V_o = 2l)

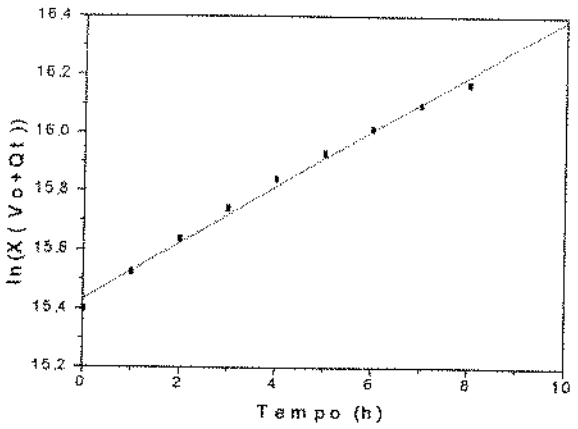

FIGURA 5.7 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 264 ml/h, μ = 0,095 h^{-1}, V_o = 2l)

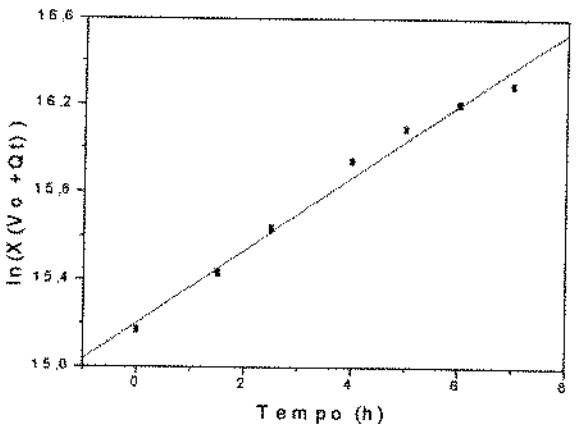

FIGURA 5.8 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 280 ml/h, μ = 0,166 h^{-1}, V_o = 2 l)

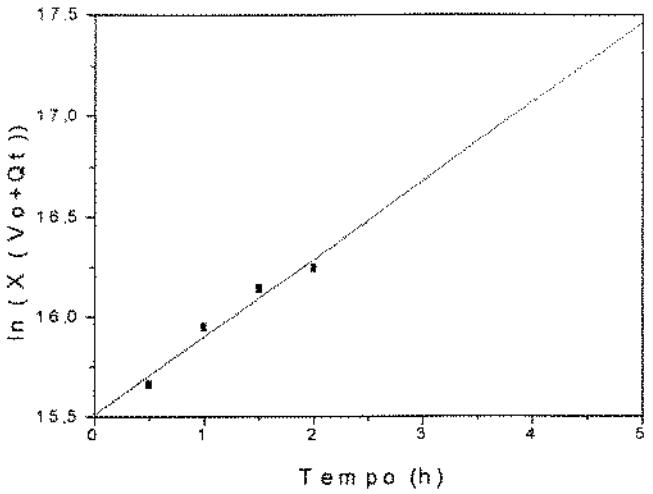

FIGURA 5.9 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 508 ml/h, μ = 0,3692h^{-1}, V_o = 2 l)

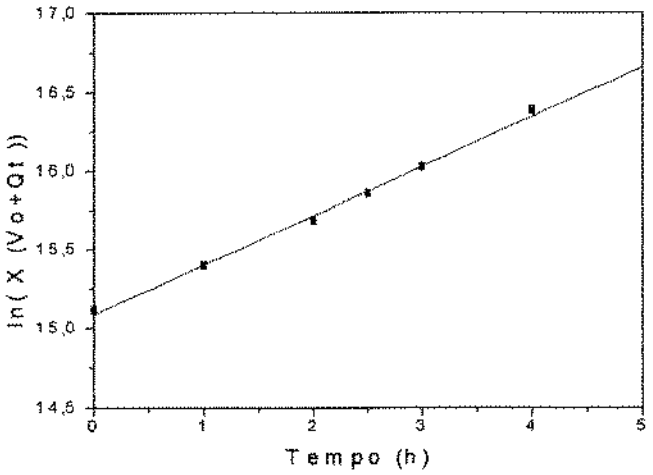

FIGURA 5.10 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 500 ml/h, μ = 0,315 h^{-1}, V_o = 2 l)

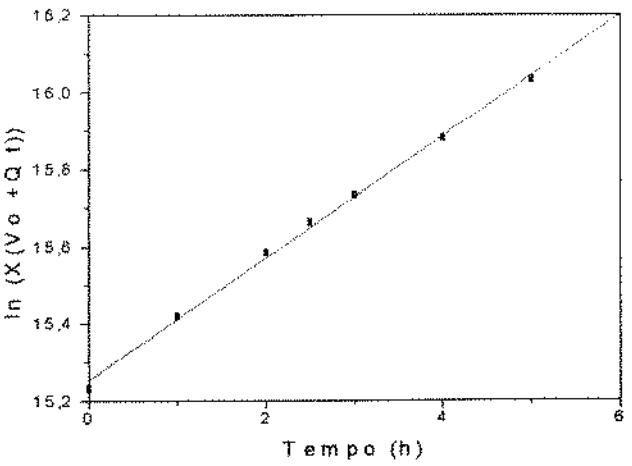

FIGURA 5.11 a: Taxa Específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 400 ml/h, μ = 0,158 h^{-1}, V_o = 2 l)

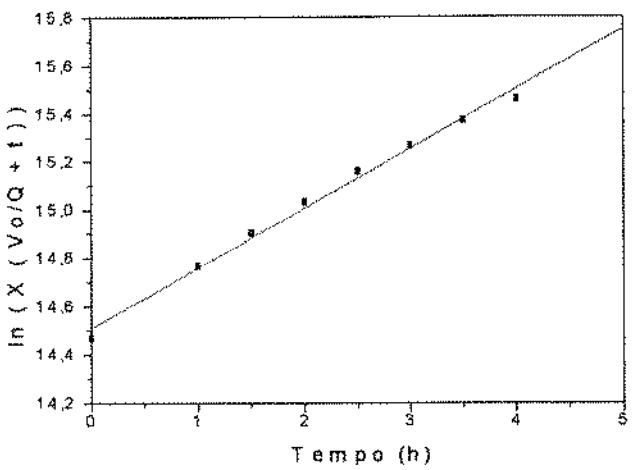

FIGURA 5.12 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 518 ml/h, μ = 0,248 h^{-1}, V_o = 2 l)

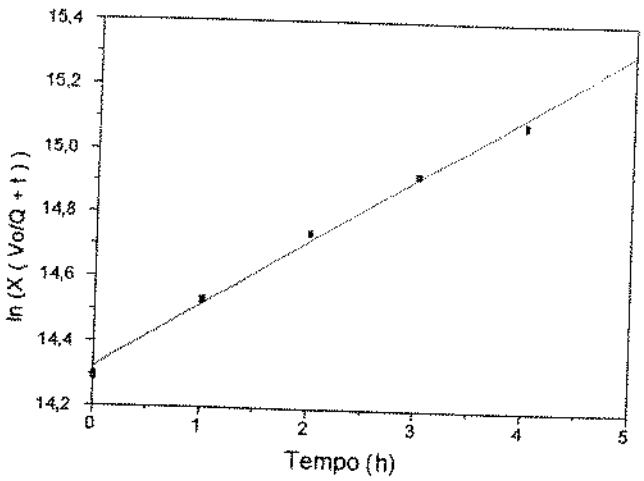

FIGURA 5.13 a: Taxa específica de crescimento celular durante alimentação do RBS (Q= 500 ml/h, μ = 0,197 h^{-1}, V_o = 2 l)

5.6.2 Coeficiente de morte celular (K_d)

O coeficiente de morte celular foi determinado pela equação 4.2, após a alimentação do reator, a partir de valores da curva média de sólidos suspensos contra tempo. As Figuras 5.1b a 5.13b mostram as curvas da equação 4.2, de cujas inclinações determinaram-se os valores de K_d. Observa-se que o modelo de cinética de primeira ordem descreveu bem a morte celular, com variação de 21 vezes entre o maior valor (Figura 5.5b) e o menor valor (Figura 5.10b). Comparando os valores de K_d, mostrados na Tabela 5.3, com valores de processos contínuos de tratamento de águas residuárias por lodo ativado (RAMALHO, 1983), observa-se que o valor obtido neste trabalho, no experimento da Figura 5.9 é cerca de 10 vezes maiores que os da literatura. GAUDY e BLACHLY (1984) fizeram uma estimativa grosseira da constante global de decaimento, K_d, a partir de valor de K_d para cada dia, computando a média para

o tempo total de experimento, encontrando Kd de 0,014d^{-1}. KIM e HAO (1990) encontraram taxa aeróbia de decaimento para a reação de 1º ordem de 0,048d^{-1} relativamente baixa, devido a nitrificação e a idade do lodo ter sido alta. Para MOREIRA (1995), o coeficiente de morte celular depende da concentração e qualidade do substrato no final da etapa do enchimento que, consequentemente, depende das condições de operação do reator. O valor de Kd encontrado pelo autor foi de 0,042 a 0,134h^{-1}. HOKKA (1984) obteve valor de Kd de 0,072d^{-1}, a partir das concentrações celulares iniciais e finais num sistema descontínuo. Para o sistema contínuo sem reciclo de lodo, o valor de Kd foi de 0,11 d^{-1}. YAMASSAKI (1996), encontrou um valor único para reator contínuo e em batelada de 0,012d^{-1}. DORNELLAS (1994) com o intuito de verificar a aplicabilidade do processo de lodo ativado por batelada no tratamento de águas residuárias do processamento de frutas cítricas, obteve Kd de 0,26d^{-1} para aeração com aplicação de ar e 0,21d^{-1} para aeração com aplicação de oxigênio puro.

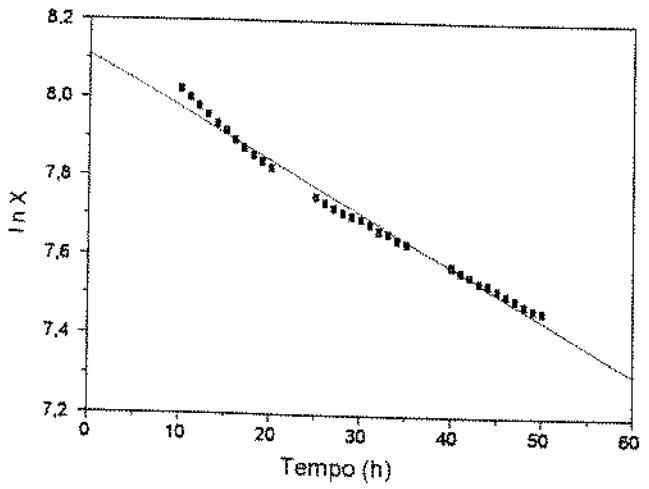

FIGURA 5.1b: Coeficiente de morte celular (Q=400 ml/h, Kd=0,0134 h^{-1}, V_o=2l)

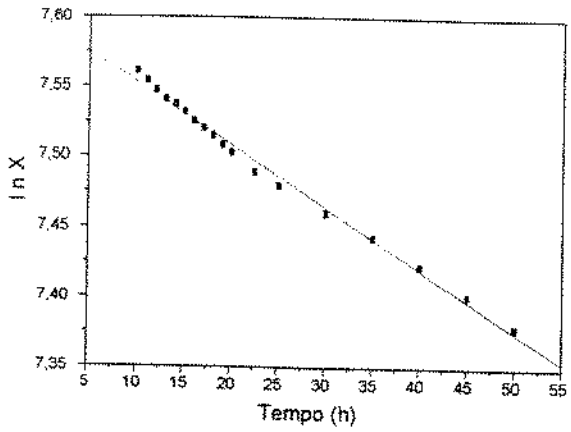

FIGURA 5.3b: Coeficiente de morte celular(Q=1000 ml/h, Kd=0,0044 h^{-1}, V_o=2l)

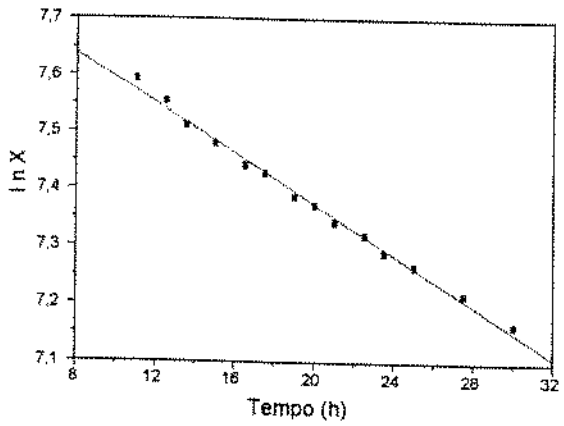

FIGURA 5.4 b: Coeficiente de morte celular(Q=1040 ml/h, Kd=0,026 h^{-1}, V_o =2l)

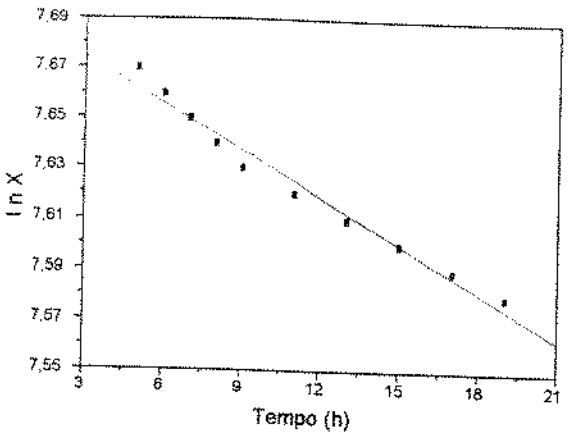

FIGURA 5.5b: Coeficiente de morte celular(Q =743 ml/h, Kd =0,062 h^{-1}, V_o = 2l)

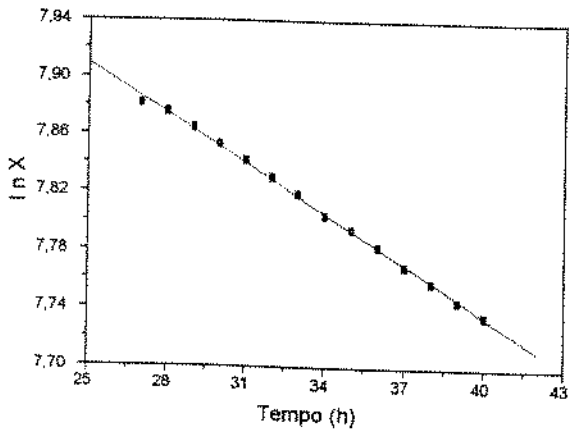

FIGURA 5.7 b: Coeficiente de morte celular(Q=264 ml/h, Kd =0,012 h^{-1}, V_o =2l)

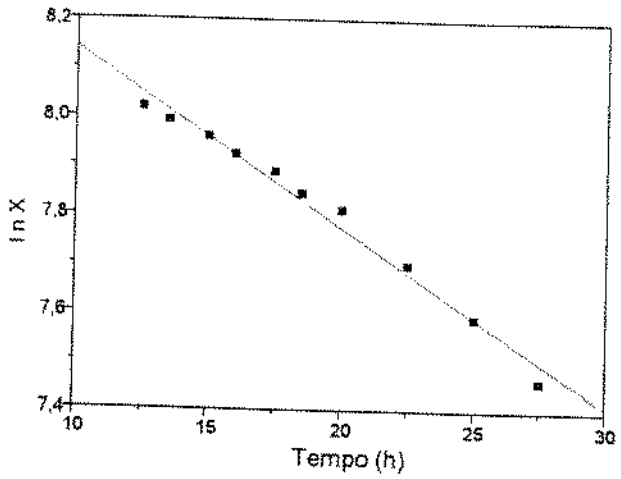

FIGURA 5.8b: Coeficiente de morte celular(Q=280 ml/h, Kd = 0.034 h^{-1} , V_o = 2l)

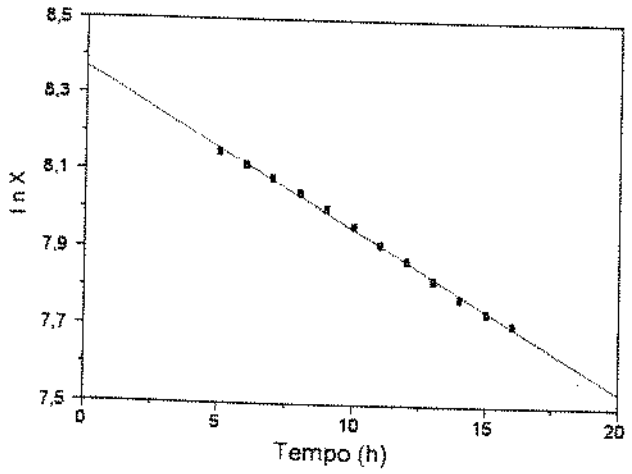

FIGURA 5.9 b: Coeficiente de morte celular (Q=508 ml/h, Kd=0,041 h^{-1}, V_o=2l)

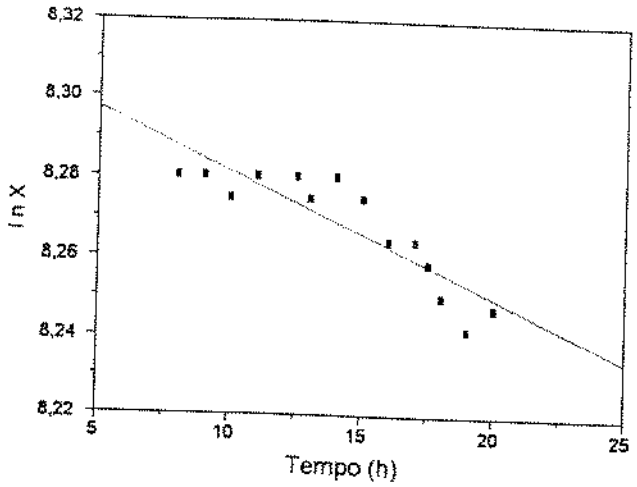

FIGURA 5.10b: Coeficiente de morte celular(Q=500 ml/h, Kd=0,003 h^{-1}, V_o=2l)

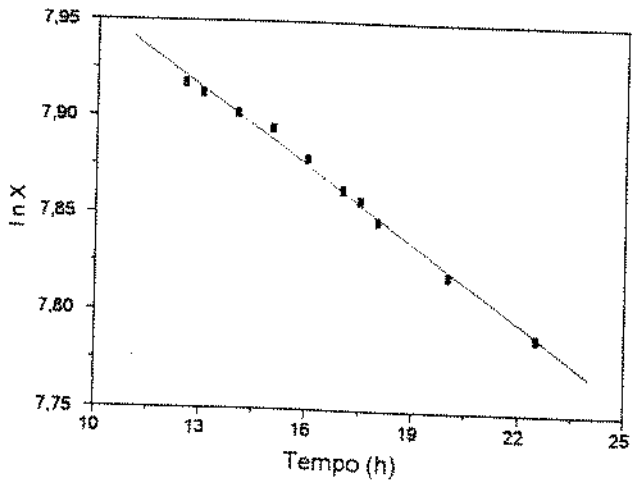

FIGURA 5.11b: Coeficiente de morte celular (Q=400 ml/h, Kd=0,013 h^{-1}, V_o=2l)

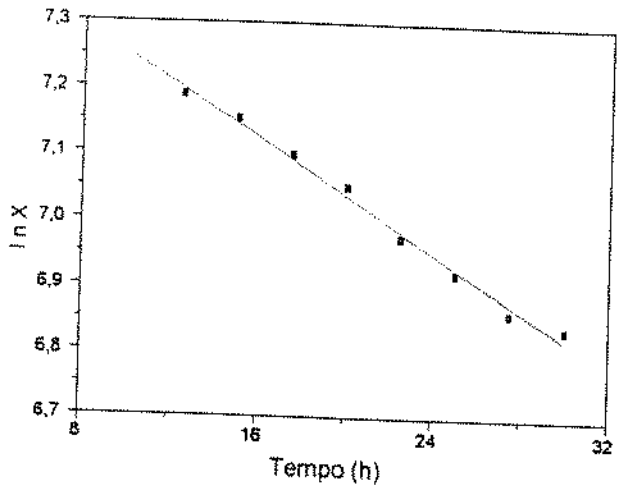

FIGURA 5.12b Coeficiente de morte celular(Q=518 ml/h, Kd=0,0215 h^{-1}, V_o=2l)

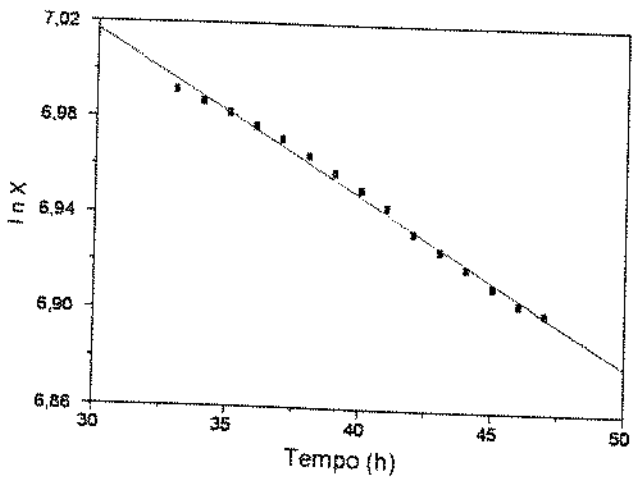

FIGURA 5.13b: Coeficiente de morte celular(Q=500 ml/h, Kd=0,0068 h^{-1}, V_o=2l)

5.5.3 Constante de velocidade de redução de DQO (K)

De acordo com as equações 4.3 e 4.4 calculou-se a constante de velocidade de redução de DQO (K) no período de alimentação (Figuras 5.1c a 5.13c) e após a mesma (Figuras 5.1d a 5.13d), respectivamente. As Figuras 5.1c, 5.2c, 5.6c e 5.12c mostraram que o modelo proposto (equação 4.3) não descreveu bem a cinética de reação, uma vez que para altas concentrações de substrato, na fase de enchimento do reator, a cinética de reação era de ordem menor que um. A Tabela 5.3 mostra valores altos para a constante de velocidade de redução de DQO durante o enchimento do reator, porém deve-se observar que estes valores, determinados na inclinação máxima ou ponto de inflexão das curvas de concentração de DQO contra tempo, na verdade podem ser definidos como pseudo constante de velocidade de redução de DQO, uma vez que a cinética não era de primeira ordem e, assim, os valores determinados são dependentes da concentração de substrato no intervalo de tempo considerado. Para FERNANDES (1992), o efeito da temperatura para a constante de remoção de DQO (K) não foi significante. De 21 a 5°C a constante de velocidade máxima de redução de DQO decresceu somente de 0,0148 a 0,0101h^{-1}, sendo portanto, pouco sensível às mudanças de temperatura e menores que os valores da literatura (RAMALHO, 1983). O que provavelmente, influenciou nos valores de K foram as condições de operação e características das águas residuárias. Para BARNES e BLISS (1983), segundo FERNANDES (1993), os valores de K estavam entre 0,08 e 0,42h^{-1} para resíduo municipal. DORNELLAS (1994) encontrou valores de 0,78 d^{-1} para reator com aplicação de ar e 0,62d^{-1}, para reator com aplicação de oxigênio. Para MOREIRA (1995), as condições de operação do reator influenciaram os valores de K .

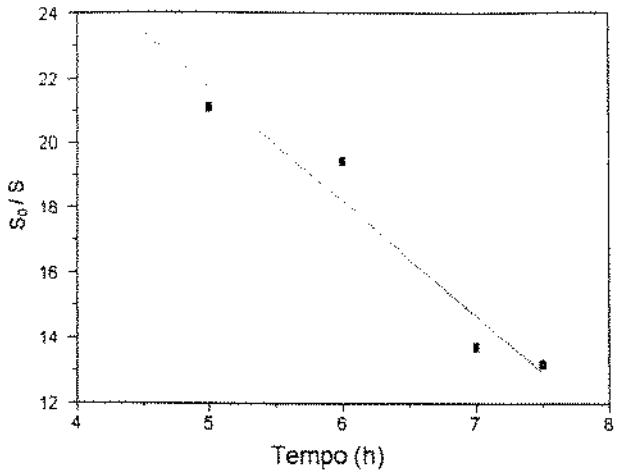

FIGURA 5.1c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=400 ml/h, $K=3,49h^{-1}$, $V_o=2l$)

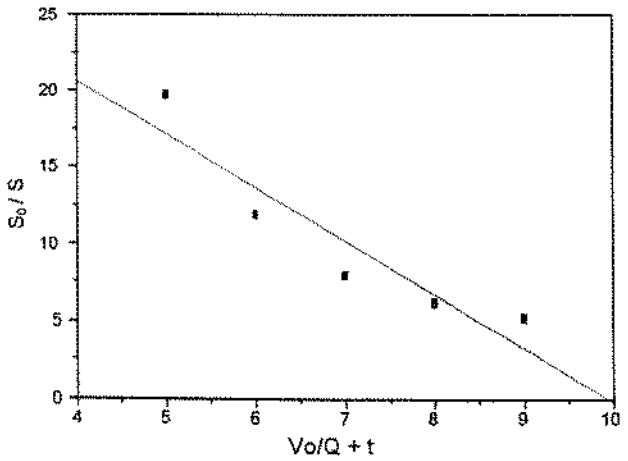

FIGURA 5.2c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=400 ml/h, $K=3,470\ h^{-1}$, $V_o=2l$)

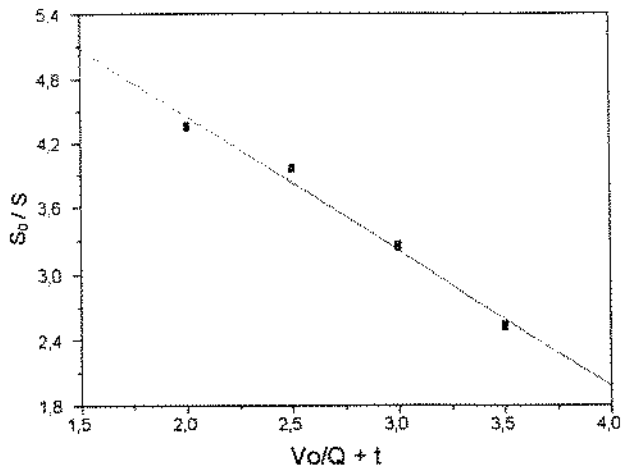

FIGURA 5.3c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=1000 l/h, $K=1,24h^{-1}$, $V_o=2l$)

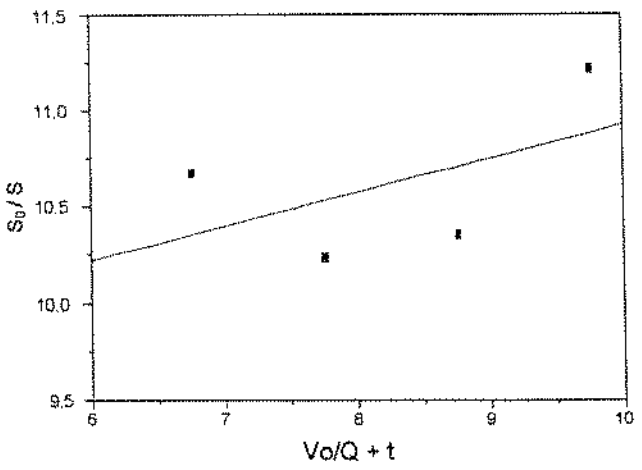

FIGURA 5.6c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=420 ml/h, $K=0,176\ h^{-1}$, $V_o=2l$)

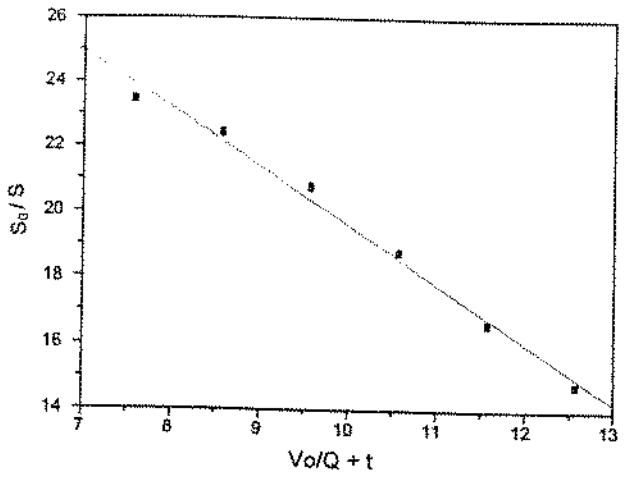

FIGURA 5.7c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=264 ml/h, K=1,788 h^{-1} , V_o = 2l)

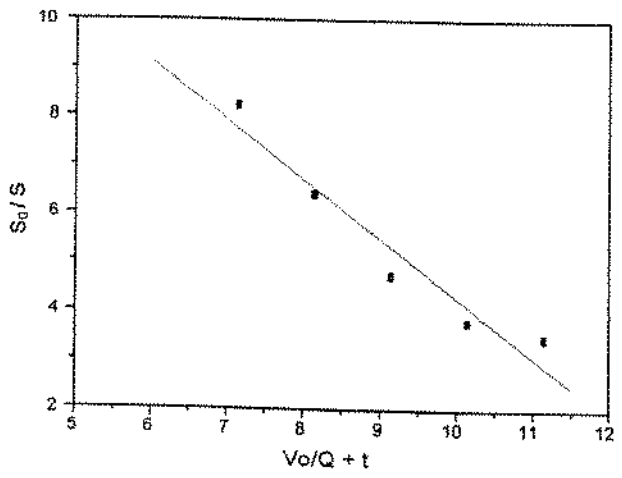

FIGURA 5.8c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=280 ml/h, K=1,210 h^{-1} , V_o = 2l)

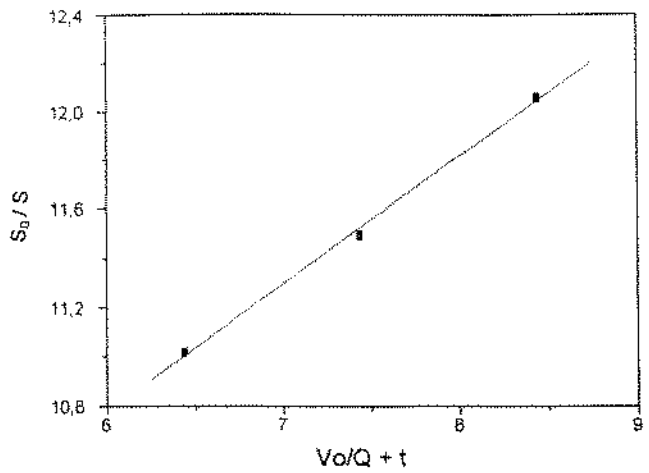

FIGURA 5.9c: Constante de velocidade de redução de DQO (K)(Q = 508 ml/h, K=0,52 h^{-1}, V_o=2l)

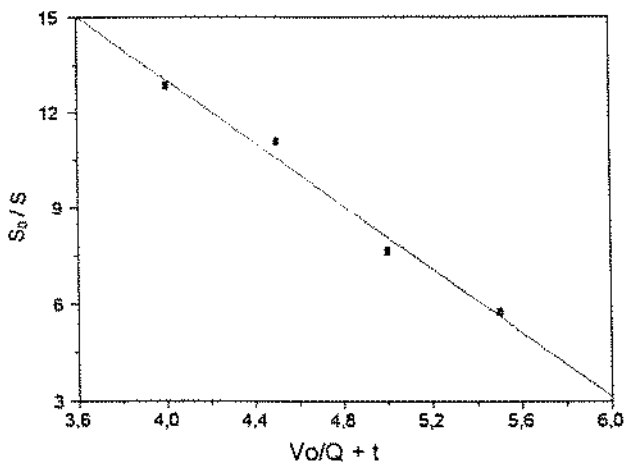

FIGURA 5.10c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=500 ml/h, K=4,94 h^{-1} , V_o = 2l)

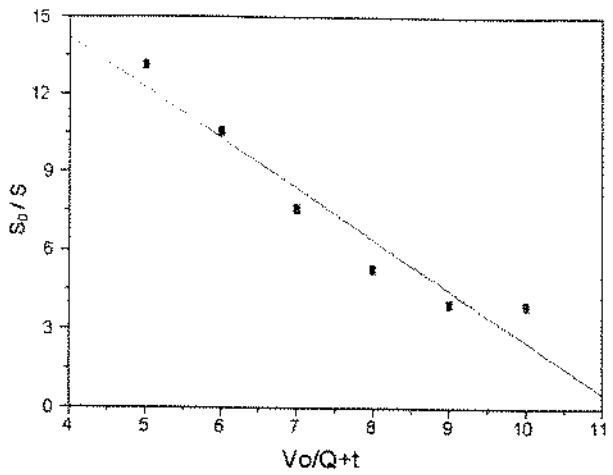

FIGURA 5.11c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=400 ml/h, K=1,95 h^{-1}, V_o=2l)

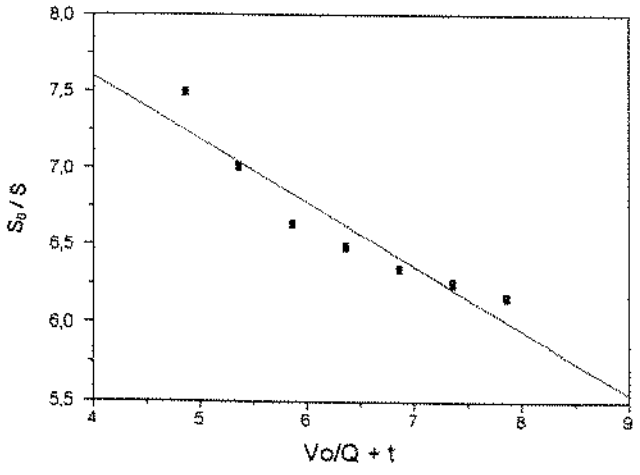

FIGURA 5.12c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=518 ml/h, K=0,412h^{-1}, Vo=2l)

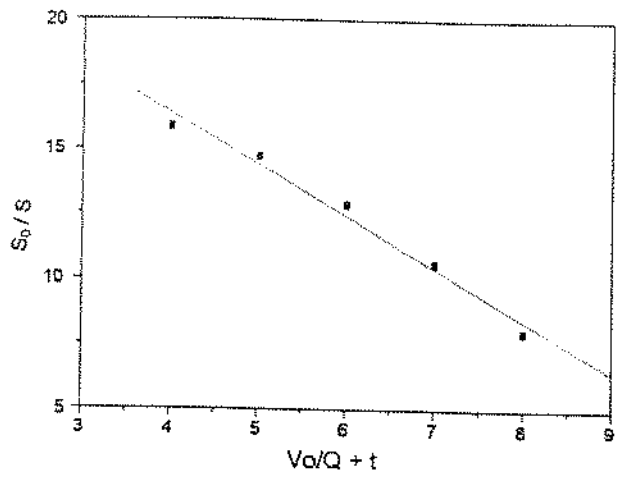

FIGURA 5.13c: Constante de velocidade de redução de DQO(Q=500 ml/h, K=1,985 h^{-1} , V_o = 2l)

Observou-se que em todos os experimentos os valores de K foram maiores no período de alimentação como era esperado, uma vez que durante a alimentação com adição de substrato, as frações mais facilmente biodegradáveis são metabolizadas com maior velocidade, restando as frações menos facilmente biodegradáveis, que são metabolizadas com velocidade menor. Durante a alimentação, a constante de velocidade de redução de DQO variou de 0,176 a 4,94 h^{-1} e no período após enchimento variou de 0,003 a 0,146 h^{-1}.

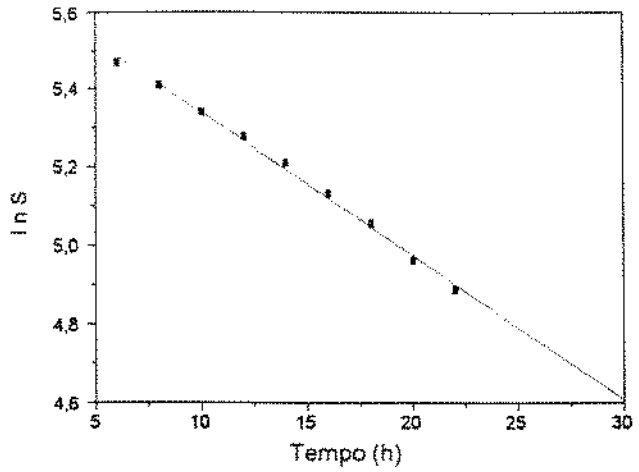

FIGURA 5.1 d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q = 400 ml/h, K = 0,0356 h^{-1}, V_o=2l)

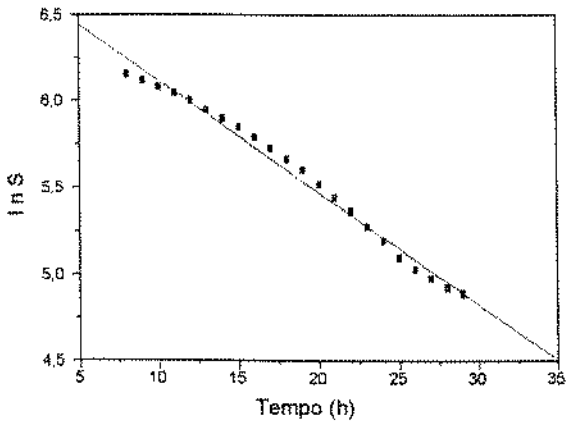

Figura 5.2 d : Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q =400 ml/h, K = 0,064 h^{-1}, V_o=2l)

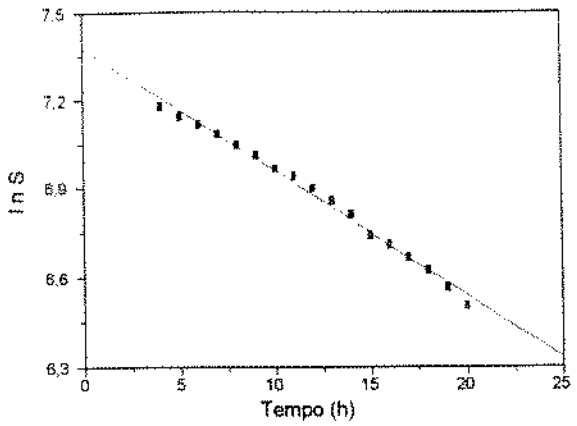

FIGURA 5.3 d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q = 1000 ml/h, K = 0,042 h^{-1}, V_o=2l)

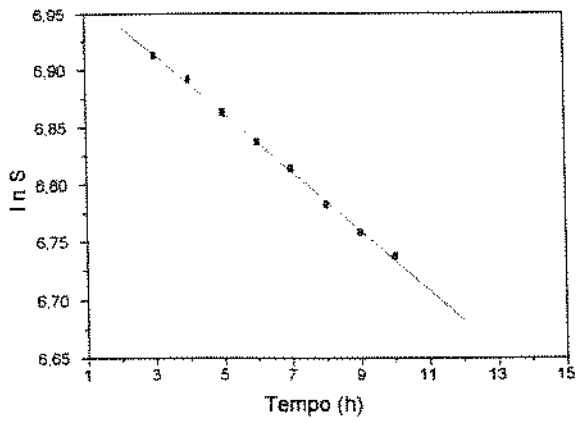

FIGURA 5.4 d: Constante de velocidade de remoção de DQO, após período de alimentação (Q = 1040 ml/h, K = 0,0221 h^{-1}, V_o=2l)

Errata

1- Na página 35, equação (4.7), onde se lê $MTS = V_0S + QS_0t$, leia-se $MTS = V_0S_i + QtS_0 + \sum v_iS_0 - \sum v_nS_n$, onde:

$\sum v_iS_0$ -massa de substrato adicionada para reposição do volume das amostras durante enchimento;

$\sum v_nS_n$ -massa de substrato das amostras ao longo do experimento.

2- Na página 55, Figura 5.5**, onde se lê T(h) de 7, leia-se 2,6.

3- Na página 55, Figura 5.6**, onde se lê Q(ml/h) de 400, leia-se 420.

4- Na página 55, Figura 5.5**, onde se lê Q(ml/h) de 420, leia-se 400.

5- Na página 62, na ordenada da Figura 5.12a, onde se lê

$\ln (X(V_0/Q+ t))$, leia-se $\ln (X(V_0 + Qt))$.

6- Na página 63, na ordenada da Figura 5.13a, onde se lê

$\ln (X(V_0/Q+ t))$, leia-se $\ln (X(V_0 + Qt))$.

7- Na página 71, na abscissa da Figura 5.1c, onde se lê Tempo (h), leia-se $V_0/Q + t$.