

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

DESEMPENHO DO REATOR BATELADA SEQUENCIAL NOS PROCESSOS DE NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por Mauro de Paula Moreira, aprovada pela Comissão Julgadora em 06 de abril de 2001.

Campinas, 06 de abril de 2001


Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre
Presidente da Banca

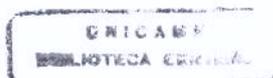
MAURO DE PAULA MOREIRA
Engenheiro Químico
Mestre em Engenharia de Alimentos

Prof. Dr. RANULFO MONTE ALEGRE
Orientador

Tese de Doutorado apresentada a Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas, como parte dos requisitos para obtenção do título de Doutor em Engenharia de Alimentos.

Campinas/SP
Março de 2001.

i



2001/4/27/2

UNIDADE BC
 N.º CHAMADA: T/UNICAMP
M813d
 V. Ex
 TOMBO BC/ 45278
 PROC. 16-892101
 C D
 PREC. R\$ 11,00
 DATA 07/07/01
 N.º CPD

CM00158121-B

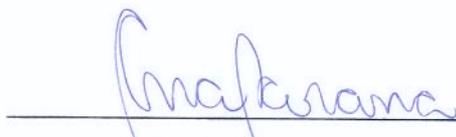
FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
 BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

M813d	<p>Moreira, Mauro de Paula Desempenho do reator batelada sequencial nos processos de nitrificação e desnitrificação / Mauro de Paula Moreira. – Campinas, SP: [s.n.], 2001.</p> <p>Orientador: Ranulfo Monte Alegre Dissertação (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos.</p> <p>1. Águas residuais – Purificação – Tratamento biológico. 2. Águas residuais – Purificação – Processo de lodo ativado. 3. Acetatos. 4. Remoção. 5. Nitrogênio. I. Monte Alegre, Ranulfo. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.</p>
-------	---

BANCA EXAMINADORA



Prof.Dr. Ranulfo Monte Alegre – Orientador



Prof.Dra. Ana Cláudia Barana - Membro



Prof.Dr. Alexandre Nunes Ponezi - Membro



Prof.Dr. Vanildo Luiz del Bianchi - Membro



Prof.Dr. Celso Costa Lopes - Membro

Prof.Dr. Denis Miguel Roston - Suplente

Prof.Dr. Bruno Coraucci Filho - Suplente

"No fim tudo dá certo, se não deu certo é porque ainda não chegou ao fim".

Fernando Sabino

"Passamos a amar não quando encontramos uma pessoa perfeita, mas quando aprendemos a ver perfeitamente uma pessoa imperfeita".

San Kenn

"Pouca observação e muito raciocínio conduzem ao erro, muita observação e pouco raciocínio conduzem à verdade".

Carrel

Aos meus pais, Edilberto e Donacila e a minha irmã Raquel, que sempre me apoiaram.
Dedico esta conquista, com amor e admiração.

AGRADECIMENTOS

Um agradecimento especial, ao Prof.Dr. Ranulfo Monte Alegre, que para mim foi um Orientador, um Pai e um Amigo, muito obrigado pela dedicação e paciência.

Aos meus pais, Edilberto e Donacila que me incentivaram para que eu continuasse a seguir os meus objetivos, sem desanimar. Muito obrigado!

Aos meus irmãos, Marcos, Luciano e Raquel que me apoiaram e incentivaram apesar da distância. Aos meus sobrinhos, Henrique e Juliana.

A tia Verinha, que sempre soube valorizar e incentivar as pessoas a estudar, que sabe as dificuldades enfrentadas para se fazer uma tese. Muito obrigado!

A Alessandra, pela amizade, dedicação e apoio. Muito obrigado!

Ao Celso Shunji Yamakawa, pela ajuda, dedicação e companheirismo. Você tem um grande futuro. Muito obrigado!

Aos professores membros da Banca Examinadora, que ajudaram com suas sugestões a melhorar a tese.

Aos professores, funcionários e alunos da Faculdade de Engenharia de Alimentos.

Aos amigos e colegas, pelos momentos de descontração, companheirismo e discussões, enfim, a todos que contribuíram para realização deste trabalho.

Ao abatedouro de aves Pena Branca, na pessoa do Eng. Luiz Bonetto.

A CAPES, por 1 ano de bolsa de estudos.

A FAPESP, por 3 anos de bolsa de estudos e pelo apoio financeiro.

ÍNDICE

NOMENCLATURA.....	xv
LISTA DE TABELAS.....	xix
LISTA DE FIGURAS.....	xx
RESUMO.....	xxvii
ABSTRACT.....	xxix
INTRODUÇÃO.....	01
OBJETIVOS.....	02
CAPÍTULO 1: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	03
1.1 HISTÓRICO.....	03
1.2 LODO ATIVADO NO BRASIL.....	06
1.3 VARIAÇÕES DO SISTEMA DE LODO ATIVADO.....	07
1.3.1 SISTEMA CONVENCIONAL DE LODO ATIVADO.....	08
1.3.2 SISTEMA EM BATELADA SEQUENCIAL (SISTEMA DESCONTÍNUO).....	08
1.3.3 LAGOAS AERADAS.....	10
1.3.4 VALOS DE OXIDAÇÃO.....	10
1.4 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES.....	11
1.4.1 INTRODUÇÃO.....	11
1.4.2 REAÇÕES DO MATERIAL NITROGENADO.....	12
1.4.2.1 AMONIFICAÇÃO / ASSIMILAÇÃO.....	12
1.4.2.2 NITRIFICAÇÃO.....	13
1.4.2.3 DESNITRIFICAÇÃO.....	13

1.4.3 ESTEQUIOMETRIA DAS REAÇÕES DO MATERIAL NITROGENADO.....	14
1.4.3.1 CONSUMO DE OXIGÊNIO.....	14
1.4.3.2 VARIAÇÃO DA ALCALINIDADE.....	14
1.4.3.3 EFEITO DO pH.....	14
1.4.4 CINÉTICA DE NITRIFICAÇÃO.....	15
1.4.4.1 EFEITO DA TEMPERATURA SOBRE μ_m	16
1.4.4.2 OXIGÊNIO DISSOLVIDO.....	17
1.4.4.3 pH DO LICOR MISTO.....	17
1.4.5 NITRIFICAÇÃO EM SISTEMAS COM ZONAS NÃO AERADAS.....	17
1.4.6 CONDIÇÕES NECESSÁRIAS PARA DESNITRIFICAÇÃO.....	18
1.4.6.1 PRESENÇA DE NITRATO E AUSÊNCIA DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO.....	18
1.4.6.2 CONDIÇÕES AMBIENTAIS PARA DESNITRIFICAÇÃO.....	19
1.4.6.3 PRESENÇA DE UM DOADOR DE ELÉTRONS.....	19
1.4.7 CONFIGURAÇÃO DE SISTEMAS COM REMOÇÃO DE NITROGÊNIO.....	19
1.4.7.1 FONTE EXTERNA DE CARBONO.....	19
1.4.7.2 FONTE INTERNA DE CARBONO.....	20
1.4.8 MODELO DE DESNITRIFICAÇÃO.....	22
1.4.8.1 PRODUÇÃO DE LODO EM SISTEMAS AERÓBIOS / ANÓXICOS.....	22
1.4.8.2 CINÉTICA DA DESNITRIFICAÇÃO.....	22
1.4.9 REMOÇÃO DE FÓSFORO.....	22
1.5 CINÉTICA DO REATOR BATELADA SEQUENCIAL.....	23
1.5.1 INTRODUÇÃO.....	23
CAPÍTULO 2: CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA RESIDUÁRIA E ESTRATÉGIA OPERACIONAL.....	33
2.1 INTRODUÇÃO.....	33

2.2 MATERIAIS E MÉTODOS.....	38
2.2.1 MATERIAIS.....	38
2.2.2 MÉTODOS.....	39
2.2.3 MÉTODOS ANALÍTICOS.....	42
2.3 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	44
2.4 CONCLUSÃO.....	56
CAPÍTULO 3: EFEITO DA ADIÇÃO DE UMA FONTE DE CARBONO NO INÍCIO DA FASE ANÓXICA E DA CONDIÇÃO DE PARTIDA DO REATOR (F / M).....	57
3.1 INTRODUÇÃO.....	57
3.2 MATERIAIS E MÉTODOS.....	62
3.2.1 MATERIAIS.....	62
3.2.2 MÉTODOS.....	62
3.3 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	65
3.4 CONCLUSÕES.....	112
CONCLUSÕES GERAIS.....	115
SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS.....	116
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	117

NOMENCLATURA

- bn = Constante de decaimento de Nitrosomonas (d^{-1})
C/N = Relação carbono/nitrogênio
Cf = Concentração final (mg/L)
Ci = Concentração inicial (mg/L)
Co = Concentração da ARB (mg/L)
DBO = Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/L)
DQO = Demanda Química de Oxigênio (mg/L)
F/M = Relação alimento/microrganismos (d^{-1} ou Kg DQO/d .Kg SSTA)
IVL = Índice Volumétrico de Lodo (mL/g)
Kd = Coeficiente de morte celular (h^{-1})
Kn = Constante de saturação de Monod (mg N/L)
NT = Nitrogênio Total (mg/L)
NTK = Nitrogênio Total Kjeldahl (mg/L)
OD = Oxigênio Dissolvido (mg/L)
Q = Vazão de alimentação (mL/h)
S = Concentração de substrato (mg/L)
SD = Sólidos Dissolvidos (mg/L)
SF = Sólidos Fixos (mg/L)
SS = Sólidos Suspensos (mg/L)
SSe = Sólidos Sedimentáveis (mg/L)
SSF = Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)
SST = Sólidos Suspensos Totais (mg/L)
SSTA = Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração (mg/L)
SSV = Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)
SSVTA = Sólidos Suspensos Voláteis no Tanque de Aeração (mg/L)
ST = Sólidos Totais (mg/L)
SV = Sólidos Voláteis (mg/L)
SVS = Sólidos Voláteis em Suspensão (mg/L)

T = Temperatura (°C)

t = Tempo (h)

V = Volume (L)

V_f = Volume final (L)

V_o = Volume inicial (L)

X = Concentração de biomassa (mg/L)

Y = Rendimento do lodo (%)

LETRAS GREGAS

μ = Velocidade específica de crescimento celular (h^{-1})

$\mu_m = \mu_{\text{máx}}$ = Velocidade específica máxima de crescimento celular (h^{-1})

μ_x = Taxa específica de crescimento de biomassa (d^{-1})

θ_c = Idade do lodo ou tempo de retenção do lodo (h)

θ_h = Tempo de retenção hidráulica (h)

η = Eficiência de remoção (%)

SIGLAS

- A/A = Aeróbio/anóxico
ARB = Água Residuária Bruta
ASM 1 = Activated Sludge Model n° 1
ASM 2 = Activated Sludge Model n° 2
b = Coeficiente de decaimento endógeno
BEPR = Remoção Biológica de Excesso de Fósforo
C = Carbono
CSTR = Continuous Stirred Tank Reactor (Reator de mistura completa)
DCM = Diclorometano
dpH/dt = Diferencial de pH
EBPR = Aumento na remoção biológica de fósforo
ETE = Estação de Tratamento de Efluentes
GAO = Organismos que acumulam glicogênio
IAWQ = International Association on Water Quality
IAWPRC = International Association of Water Pollution Research and Control
LAB = Lodo Ativado em Batelada
N = Nitrogênio
ND = Nitrificação e Desnitrificação
NDBEPR = Nitrificação/desnitrificação e remoção biológica de excesso de fósforo
N-NH₃ = Nitrogênio amônia
N-NO₂-NO₃ = Nitrogênio nitrito nitrato
N₂O = Óxido nitroso
NH₃ = Amônia
NH₄ = Amônio
NN = Rede neural
NO = Óxido nítrico

NO_2^- = Nitrito

NO_3^- = Nitrato

OUR = Taxa de respiração

P = Fósforo

PAO = Organismos que acumulam fósforo

PFR = Plug - Flow Reactor (Reator de fluxo pistonado)

PHA = Polihidroxialcanoato

RBS = Reator Batelada Sequencial

SN = Sobrenadante

SND = Simultaneamente nitrificação e desnitrificação

SPM = Modelo para processo simplificado

SRFE = Sistema de Remoção de Fósforo em Excesso

TRH = Tempo de Retenção Hidráulica

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados operacionais do reator aeróbio de batelada sequencial.....	09
Tabela 2 – Valores experimentais da taxa específica de crescimento de <i>Nitrosomonas</i>	16
Tabela 3 – Características de Águas Residuárias Avícolas.....	34
Tabela 4 – Caracterização da água residuária de abatedouro avícola.....	38
Tabela 5 – Estratégias operacionais usadas para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo no RBS.....	41
Tabela 6 – Resultados da eficiência de remoção biológica de nutrientes e carga orgânica usando o RBS no tratamento de água residuária avícola.....	56
Tabela 7 – Estratégias operacionais usadas para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo no RBS.....	63
Tabela 8 – Estratégias operacionais com adição de fonte de carbono usadas para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo no RBS.....	64
Tabela 9 – Resultados da eficiência de remoção biológica de nutrientes e carga orgânica usando o RBS para tratar água residuária avícola.....	111

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Esquema do sistema de desnitrificação sem fonte externa de carbono: Bardenpho (pré e pós-desnitrificação).....	21
Figura 2 – Esquema de Operação do Reator Batelada Sequencial.....	39
Figura 3–Variação da concentração de amônia, nitrito, nitrato e DQO durante o experimento 1.....	44
Figura 4 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 2.....	45
Figura 4.1 – Variação da concentração de DQO e alcalinidade durante o experimento 2.....	45
Figura 5 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 3.....	47
Figura 5.1 - Variação da concentração de DQO e alcalinidade durante o experimento 3.....	47
Figura 6 - Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 4.....	47
Figura 6.1 - Variação da concentração de DQO e fósforo durante o experimento 4.....	48
Figura 7 - Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 5.....	49
Figura 7.1 - Variação da concentração de DQO e alcalinidade durante o experimento 5.....	49
Figura 8 - Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 6.....	51
Figura 8.1-Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 6.....	51
Figura 8.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 6.....	51
Figura 9 - Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 7.....	52
Figura 9.1-Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 7.....	52
Figura 9.2 - Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 7.....	52
Figura 10 - Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 8.....	54
Figura 10.1 - Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 8.....	54
Figura 10.2 - Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 8.....	54
Figura 11 - Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 9.....	55
Figura 11.1-Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 9.....	55
Figura 11.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 9.....	55

Figura 12 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 1. Condição inicial: 300 mL de lodo, 200 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água.....	66
Figura 12.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 1. Condição inicial: 300 mL de lodo, 200 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água.....	66
Figura 13 – Variação da concentração de nitrito e nitrato durante o experimento 2. Condição inicial: 400 mL de lodo, 100 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água.....	67
Figura 13.1 – Variação da concentração de DQO e fósforo durante o experimento 2. Condição inicial: 400 mL de lodo, 100 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água.....	67
Figura 14 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 3. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	68
Figura 14.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 3. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	69
Figura 15 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 4. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	70
Figura 15.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 4. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	70
Figura 16 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 5. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	71
Figura 16.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 5. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	72
Figura 16.2 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 5. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	72
Figura 17 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	73
Figura 17.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	73
Figura 17.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	74

Figura 17.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	74
Figura 18 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta.....	75
Figura 18.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta.....	76
Figura 18.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta.....	76
Figura 18.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta.....	77
Figura 19 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	78
Figura 19.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	78
Figura 19.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	79
Figura 19.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	79
Figura 20 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	80
Figura 20.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	81
Figura 20.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	81
Figura 20.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	82
Figura 21 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	83

Figura 21.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	83
Figura 21.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	84
Figura 21.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	84
Figura 22 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	86
Figura 22.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária	86
Figura 22.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	87
Figura 22.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	87
Figura 23 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	88
Figura 23.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	89
Figura 23.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	89
Figura 23.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo.....	90
Figura 24 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	91
Figura 24.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária	91
Figura 24.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	92

Figura 24.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	92
Figura 25 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	93
Figura 25.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária	94
Figura 25.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	94
Figura 25.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	95
Figura 26 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	96
Figura 26.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária	97
Figura 26.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	97
Figura 26.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	98
Figura 27 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	99
Figura 27.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária	100
Figura 27.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	100
Figura 27.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta.....	101
Figura 28 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante.....	102

Figura 28.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante.....	103
Figura 28.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante.....	103
Figura 28.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante.....	104
Figura 29 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta.....	105
Figura 29.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta.....	106
Figura 29.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta.....	106
Figura 29.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta.....	107
Figura 30 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo.....	108
Figura 30.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo.....	109
Figura 30.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo.....	109
Figura 30.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo.....	110

RESUMO

Estudou-se o desempenho de um Reator Batelada Sequencial (RBS) aplicado ao tratamento de água residuária de abatedouro avícola, utilizando várias estratégias de operação, com o objetivo de reduzir a carga carbonácea e promover a remoção dos macronutrientes. Em alguns experimentos, adicionou-se uma fonte de carbono no início da fase anóxica para promover a redução de nitrato por processo de desnitrificação.

No início de cada experimento o reator partia com dois litros de licor misto e era alimentado até que se atingisse quatro litros. Em experimentos com ciclo de 21 horas, nos quais foram adicionados 300 mL de água residuária bruta como fonte de carbono interna no início da fase anóxica, obteve-se redução de DQO, fósforo, amônia, nitrito e nitrato de 85%, 76%, 32%, 54% e 70% a 25°C, respectivamente. Quando foi utilizada solução de acetato de sódio de 190 mg DQO/L como fonte de carbono externa, obteve-se redução de DQO, fósforo, amônia, nitrito e nitrato de 72%, 90%, 41%, 65% e 73%, respectivamente.

Em experimentos com ciclo de 12 horas, sem fase anóxica, que não foram adicionadas fonte de carbono, obteve-se redução de DQO, fósforo, amônia, nitrito e nitrato de 81%, 86%, 83%, 54% e 72%, respectivamente, sendo esta a estratégia de operação que mostrou ser a mais adequada para remoção de DQO e macronutrientes simultaneamente. Estes resultados mostraram que ocorreu desnitrificação na fase de reação aerada, contrariando informações da literatura que relatam que a desnitrificação ocorre em fase anóxica.

A remoção de matéria carbonácea e macronutrientes depende da duração e ordem das etapas, bem como da condição de partida do reator, porém as características da água residuária bruta e do lodo biológico também influenciam o desempenho do reator.

ABSTRACT

The performance of the feed batch reactor applied to poultry wastewater treatment was investigated. Several strategies of reactor operation were used to reduce the carbon demand and macronutrients, including the addition of a carbon source at the beginning of the anoxic step to promote the nitrate reduction and the denitrification.

At the beginning of each experiment the reactor started with two litres of mixed liquor and it was fed with wastewater until final volume of four litres. The COD, phosphorus, ammonia, nitrite and nitrate reduction reached 85%, 76%, 32%, 54% and 70% at 25°C, respectively, in experiments with duration of 21 hours in which 300 mL of raw wastewater were added at the beginning of the anoxic step as carbon source. When it was added sodium acetate solution to increase the COD in 190 mg COD/L as carbon source, the reduction of COD, phosphorus, ammonia, nitrite and nitrate reached values of 72%, 90%, 41%, 65% and 73%, respectively.

The best operation strategy to simultaneously COD and macronutrients reduction showed to be experiments with 12 hours of duration without anoxic step and addition of carbon source, when the COD, phosphorus, ammonia, nitrite and nitrate reduction reached 81%, 86%, 83%, 54% and 72%, respectively. These results showed that the denitrification occurred in oxic phase despite the literature reports that asseverate that denitrification occurs only in anoxic phase.

The duration and order of the steps of the sequencing batch reactor as well the initial condition at each run beginning influence the carbon and macronutrients removal, beside the wastewater and sludge characteristics.

1. INTRODUÇÃO

Atualmente, o consumidor se encontra cada vez mais exigente no que diz respeito à aparência e à qualidade dos produtos, inclusive devido a concorrência de produtos importados. Desta forma, a indústria alimentícia, assim como a indústria química em geral, vem aumentando a qualidade e conseqüentemente a aceitação de seus produtos. Esta preocupação também está voltada para a qualidade do ambiente de trabalho e do meio ambiente, uma vez que foram aprovadas no segundo semestre de 1996 cinco normas de gestão ambiental da série ISO 14000.

As águas residuárias de abatedouros avícolas apresentam excesso de nitrogênio que, lançadas nos corpos receptores em conjunto com a matéria carbonácea provocam, além do processo de eutrofização, demanda de oxigênio, problemas de toxidez, acarretando aumento do consumo de cloro com a formação de cloraminas, que comprovadamente, são substâncias carcinogênicas. Tradicionalmente, o objetivo principal dos sistemas de tratamento de efluentes era tão somente a remoção da carga orgânica poluidora. Recentemente, tem havido uma preocupação crescente no sentido de se remover os macronutrientes, como nitrogênio e fósforo. A necessidade de remoção de compostos nitrogenados tem demandado o desenvolvimento de processos de tratamento, que sejam economicamente viáveis, bem como garantam boa qualidade do efluente final. Dentre vários processos, os processos biológicos por lodo ativado têm se mostrado dos mais atraentes e eficientes na remoção de nitrogênio (FERRAZ et al., 1994).

O tratamento biológico por lodo ativado sob certo aspecto pode ser considerado como uma autodepuração natural artificialmente acelerada. Os fenômenos observados são os mesmos que ocorrem na natureza, com a diferença que os microrganismos responsáveis pela degradação no lodo ativado estão concentrados numa grande quantidade em relação a um processo natural.

O processo em batelada caracteriza-se por realizar todas as etapas de depuração num mesmo tanque reator, dispensando assim unidades com estruturas complexas e de custo elevado (decantadores e elevatórias), bem como alguns equipamentos eletromecânicos necessários às unidades convencionais.

A utilização do reator batelada sequencial por processo de lodo ativado para tratar águas residuárias municipais e industriais vem aumentando nos últimos anos, devido a sua flexibilidade operacional, que permite uma considerável economia nos custos de energia elétrica, implantação e operação, assim como a possibilidade de variar as condições de operação. Em estudos preliminares, o reator batelada sequencial removeu aproximadamente 93% da carga orgânica poluidora (DQO) num ciclo completo de 7h.

Entretanto, não existem parâmetros e modelos cinéticos definidos que possam ser aplicados em projetos e na operação deste tipo de reator para descrever o comportamento na remoção de carga orgânica e macronutrientes nas etapas de alimentação e reação.

2. OBJETIVOS

Estudou-se o desempenho de um reator batelada sequencial (RBS) na remoção biológica da concentração de nitrogênio pelos processos de nitrificação e desnitrificação, bem como a redução da carga orgânica poluidora e fósforo. A redução de nitrogênio foi estudada variando os seguintes parâmetros: oxigênio dissolvido, relação matéria orgânica e nitrogênio (C/N), relação F/M e principalmente a ordem e a duração das etapas de alimentação e reação. A temperatura, pH e alcalinidade não foram controlados devido às características da água residuária bruta.

1. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.1 HISTÓRICO

O tratamento primário de esgoto municipal, introduzido no final do século passado, tinha como objetivo principal remover os sólidos sedimentáveis através da decantação. No início do século, desenvolveram-se sistemas eficientes e confiáveis de tratamento primário, como o conhecido tanque Imhoff. Entretanto, essas unidades só podiam depurar parcialmente o esgoto por uma razão simples, grande parte do material orgânico nas águas residuárias não é sedimentável.

Com a finalidade de aumentar a eficiência no tratamento de águas residuárias, iniciou-se nas primeiras décadas deste século o desenvolvimento do tratamento secundário, que se caracterizou pelo uso de processos biológicos para obter uma remoção mais completa do material orgânico. Foi na busca de um sistema eficiente de tratamento secundário, que o processo de lodo ativado, pesquisado pela primeira vez por ARDERN & LOCKETT em 1914 na Inglaterra, foi assim chamado por envolver a produção de uma massa ativa de microrganismos capazes de estabilizar aerobicamente um resíduo. É basicamente o cultivo de uma população de microrganismos em tanque aerado, onde o substrato é a matéria orgânica causadora de poluição. Os microrganismos oxidam a matéria orgânica em presença de oxigênio, transformando-a em CO_2 , H_2O e novas células. A grande contribuição de ARDERN & LOCKETT foi a constatação de que a mistura deste lodo a uma outra batelada de resíduo resultava numa aceleração notável do processo de remoção de material orgânico com crescimento adicional do lodo. A capacidade de acelerar a remoção do material orgânico de águas residuárias fez com que o lodo biológico fosse chamado de lodo ativado. Na versão original, o sistema de lodo ativado operava em regime de bateladas, a água residuária era introduzida num reator biológico onde se encontrava o lodo ativado e, depois de encher o reator, o conteúdo era aerado, resultando na degradação dos compostos solúveis da água residuária. A aeração era então interrompida e, através de sedimentação, separava-se a biomassa da água residuária tratada. Após a descarga da água depurada, introduzia-se uma nova batelada de água residuária bruta e iniciava-se um novo ciclo de tratamento. A primeira mudança no desenvolvimento do sistema de lodo ativado foi a transformação do regime de

bateladas em regime contínuo através da adição de um decantador de lodo ao reator biológico (GORONSZY & BARNES, 1980).

O reator biológico opera com sua capacidade tomada por uma mistura de água residuária e lodo ativado, que é denominada de licor misto. No licor misto, os flocos de lodo são mantidos em suspensão através da agitação provocada pelo sistema de aeração, que também fornece o oxigênio necessário para a oxidação do material orgânico. No sistema, há uma descarga de lodo ativado, porque sem ela, o crescimento contínuo de lodo no reator provocaria um aumento da sua concentração acima do desejado. Entretanto, na prática, a concentração de lodo não pode exceder um determinado valor, garantindo o funcionamento adequado do decantador de lodo como unidade de separação de fases. Quando esse valor da concentração é atingido, há o descarte do excesso de lodo, de tal modo que no reator biológico se mantenha constante a concentração, isto é, a descarga é igual ao crescimento de lodo. A produção de lodo em excesso dá uma dimensão extra ao sistema de lodo ativado; além do tratamento da água residuária, existe a necessidade de encontrar um método adequado para o tratamento e disposição final do excesso de lodo que, na prática, geralmente é submetido a um processo biológico de estabilização, cujo objetivo é de reduzir a fração de material biodegradável no lodo e assim evitar a putrefação do mesmo. Em seguida, remove-se grande parte da água do lodo, obtendo-se um produto final sólido ou semi-sólido, que pode ser usado na agricultura, ser enterrado ou incinerado (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Na década de 50, introduziu-se como processo adicional ao da remoção do material orgânico nos sistemas de lodo ativado; a nitrificação, denominação para oxidação biológica de amônia a nitrato, tendo o oxigênio como agente oxidante. A nitrificação era aplicada para reduzir a demanda de oxigênio dos efluentes que continham amônia. Observou-se que a nitrificação no sistema de lodo ativado era perfeitamente possível, porém era necessário aumentar a idade do lodo (diminuir a descarga de excesso de lodo), dado o lento crescimento das bactérias responsáveis pela oxidação da amônia, que implicava na necessidade de tempo de permanência longo no reator biológico.

Na década de 60, ficou claro que o tratamento secundário ainda não era suficiente para uma remoção eficiente da poluição das águas de superfície. Estabeleceu-se que a descarga de grandes quantidades de nutrientes (nitrogênio e fósforo), junto com os efluentes

de sistemas municipais de lodo ativado, tendiam a causar sério desequilíbrio ecológico nos corpos receptores. Esse fenômeno, chamado de eutrofização, se devia ao crescimento exagerado da flora aquática, que se desenvolvia na presença de teores elevados de macronutrientes. Nas primeiras unidades construídas para a remoção biológica de nitrogênio, o efluente nitrificado de sistema de lodo ativado era descarregado num segundo sistema, este não aerado, e ao qual se adicionava material orgânico, geralmente na forma de metanol. Desse modo, tinha-se dois sistemas com lodos diferentes, sendo que, no primeiro ocorria a nitrificação e no segundo a desnitrificação. Entretanto, observou-se que o próprio material orgânico presente na água residuária podia ser usado para redução de nitrato, com dupla vantagem de dispensar: 1) a adição de material orgânico externo e 2) a necessidade do segundo sistema de lodo ativado. Nos sistemas de lodo único, o reator biológico se divide em zonas aerada (nitrificação) e não aerada (desnitrificação). Introduzindo-se uma fase anaeróbia após o sistema de lodo ativado e passando-se novamente por uma fase aerada, desenvolve-se uma massa de lodo rica em fósforo que foi extraído da fase líquida. Assim a remoção de fósforo se efetiva com a descarga do excesso de lodo. O mecanismo da remoção de fósforo através do “enriquecimento” do lodo com fósforo só recentemente ficou esclarecido satisfatoriamente (WENTZEL et al., 1990).

A posição de destaque que o sistema de lodo ativado ocupava tradicionalmente, foi consolidada nas últimas décadas graças ao desenvolvimento de variantes do sistema, capazes de remover além do material orgânico, os macronutrientes nitrogênio e fósforo. Mais recentemente a incorporação de sistemas anaeróbios para o pré - tratamento de águas residuárias e a estabilização do lodo gerado, resultou numa redução importante do investimento necessário e dos custos operacionais. Temperaturas acima de 20°C facilitam tanto a remoção dos nutrientes quanto a aplicação da digestão anaeróbia. Todavia, na prática, os sistemas de lodo ativado nas regiões de clima quente geralmente são projetados a partir da pesquisa e experiência acumuladas em regiões de clima frio, visando a remoção de material orgânico e dos sólidos em suspensão. O uso de critérios de projeto ultrapassados e inadequados para as condições operacionais específicas tem três desvantagens: 1) a qualidade do efluente final é bem abaixo da desejada; 2) não se prevê o desenvolvimento de processos que, à temperatura ambiente na região, é inevitável, o que resulta em instabilidade operacional

e 3) não se aproveita as vantagens da temperatura elevada. Não é surpreendente que, sob estas condições, o custo do tratamento é elevado e são numerosos os sistemas que têm desempenho insatisfatório (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.2 LODO ATIVADO NO BRASIL

Atualmente, dispõe-se de sistemas de lodo ativado capazes de realizar o tratamento de águas residuárias, descarregando efluente livre de sólidos em suspensão, de material orgânico biodegradável e dos macronutrientes. Milhares destes sistemas têm sido construídos em diversos países, sendo que a maioria está localizada em países de clima frio ou moderado na Europa e na América do Norte. Nas regiões de clima quente, destaca-se a África do Sul, onde se encontra em operação um grande número de sistemas de lodo ativado para tratar águas residuárias municipais. No Brasil, há mais de uma dezena de sistemas de lodo ativado de grande porte para o tratamento de esgoto municipal, além de um grande número de sistemas para o tratamento de águas residuárias industriais (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Quanto ao desempenho dos sistemas de lodo ativado no Brasil, infelizmente, existem algumas unidades que descarregam um efluente de péssima qualidade. Isto pode ser atribuído, em parte, à falta de verbas para operação e manutenção adequadas. Porém, frequentemente o problema se deve ao uso de critérios inadequados do projeto do sistema de lodo ativado. Como no Brasil a experiência com esses sistemas ainda é limitada, os critérios de projeto muitas vezes são adaptações daqueles desenvolvidos nas regiões de clima temperado, onde operam a maioria dos sistemas existentes. Um exemplo para demonstrar a falha de um sistema de lodo ativado devido a critérios inadequados, refere-se ao processo de nitrificação. Nas regiões de clima moderado, este processo só se desenvolve quando o sistema de lodo ativado é projetado especificamente para esta finalidade, aplicando-se uma idade de lodo longa (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Em contraste, no Brasil, a temperatura alta permite taxa elevada de crescimento de bactérias nitrificantes, pois o desenvolvimento desse processo é praticamente inevitável. Desse modo, em clima moderado a nitrificação é opcional e a maioria dos sistemas em operação é construído para tratamento secundário (remoção de carga orgânica). Nas regiões tropicais (temperatura acima de 20°C), a nitrificação se desenvolverá se a capacidade de oxigenação

instalada for suficiente para atender à demanda do material orgânico e de amônia, ou então haverá competição pelo oxigênio entre as bactérias que oxidam o material orgânico e as nitrificantes, produzindo efluente de má qualidade contendo ambos material orgânico e amônia. Muitas vezes, num ambiente com teor de oxigênio baixo, desenvolve-se lodo que não sedimenta bem (lodo filamentoso), resultando num efluente com sólidos em suspensão. Se a nitrificação se desenvolve no reator biológico sem que ocorra nele também a desnitrificação, então é provável que este processo se desenvolva no decantador secundário, onde não há oxigênio dissolvido. A perda de lodo devido à flotação tem consequências graves para a qualidade do efluente e a estabilidade operacional do sistema: a presença de lodo no efluente confere ao mesmo um teor alto de sólidos sedimentáveis e de material orgânico. Além disso, a perda de lodo poderá fazer com que a massa de lodo no sistema seja insuficiente para tratar o fluxo de material orgânico do afluente, outro fator que também resulta num fraco desempenho do tratamento secundário. Desse modo, se não prover a planta com tratamento terciário (remoção de nutrientes), poderá acabar causando um desempenho sofrível do tratamento secundário e até do primário. Portanto, o sistema de lodo ativado projetado para tratamento secundário não parece ser o mais indicado para regiões tropicais e subtropicais; nessas regiões, o desenvolvimento parcial ou total do processo de nitrificação será inevitável durante pelo menos parte do ano (estação quente). Se o nitrato formado não for removido antes do licor misto chegar ao decantador final, então neste desenvolver-se-á a desnitrificação, o que causará perda de lodo e um desempenho insatisfatório do sistema no que se refere à remoção de material orgânico, o que é justamente o objetivo do tratamento secundário. Portanto, o tratamento terciário nas regiões de clima quente não é realmente opcional; a omissão de incluir a nitrificação e a desnitrificação no projeto tenderá a causar instabilidade operacional do sistema e uma eficiência insatisfatória dos tratamentos primário e secundário (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.3 VARIAÇÕES DO SISTEMA DE LODO ATIVADO

As diferentes variações do sistema de lodo ativado tem em comum que: 1) o lodo está presente na forma de flocos de microrganismos que são mantidos em suspensão através de agitação mecânica e 2) a demanda de oxigênio é satisfeita por um sistema mecânico de aeração podendo-se usar ar atmosférico ou oxigênio puro. Desde a sua concepção,

desenvolveram-se vários sistemas que usam lodo ativado em suspensão para efetuar a remoção de material orgânico e de sólidos em suspensão de águas residuárias (ARDERN & LOCKETT, 1914). Atualmente há uma enorme quantidade de sistemas com nomes comerciais diferentes e cujas diferenças as vezes são mínimas.

1.3.1 SISTEMA CONVENCIONAL DE LODO ATIVADO

O sistema convencional de lodo ativado se compõe de um ou mais reatores biológicos, nos quais o lodo se mantém em suspensão uniforme através de agitação mecânica, seguido por um decantador final onde há separação de fases. A concentração de sólidos em suspensão no tanque de aeração nos sistemas de lodo ativado é mais de 10 vezes superior à de uma lagoa aerada de mistura completa. O tempo de retenção do líquido é bem baixo (6 a 8 horas), implicando em que o volume do tanque de aeração seja bem reduzido. No entanto, devido à recirculação dos sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo superior ao do líquido. O tempo de retenção dos sólidos no reator é denominado “idade do lodo”, sendo da ordem de 4 a 10 dias no lodo ativado convencional. Para se economizar em termos de energia na aeração, parte da matéria orgânica (em suspensão, sedimentável) dos esgotos é retirada antes do tanque de aeração, através do decantador primário. Assim, o sistema de lodo ativado convencional de fluxo contínuo tem como parte integrante também o tratamento primário (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.3.2 SISTEMA EM BATELADA SEQUENCIAL (SISTEMA DESCONTÍNUO)

O termo Reator Batelada Sequencial, refere-se aos reatores biológicos que são repetidamente carregados e descarregados. Normalmente, o ciclo do RBS começa com a fase de enchimento e termina com a fase descarga. Durante cada ciclo, certas condições do processo são variadas, como por exemplo, disponibilidade e/ou deficiência de oxigênio. A sequência das condições do processo é repetida por várias vezes, enquanto os ciclos vão se seguindo. Como resultado, temos a seleção, o enriquecimento e a ativação dos microrganismos. A principal diferença dos processos de lodo ativado, é que num sistema de fluxo contínuo as condições mudam no espaço, enquanto no RBS as condições mudam no tempo (OLES & WILDERER, 1991).

Os primeiros sistemas de lodo ativado consistiam de um só reator onde se processava bateladas sequenciais de água residuária bruta. No fim do processo de depuração de uma batelada interrompe-se a aeração e/ou agitação de modo que o reator se transforma em decantador. Após a sedimentação o sobrenadante (efluente tratado) é descarregado e o reator está pronto para mais um ciclo. Na operação em bateladas sequenciais, distingue-se as seguintes etapas: 1) enchimento do reator com água residuária sendo que já tem uma camada de lodo, nesta fase os aeradores podem estar ligados ou não; 2) tratamento da água residuária (remoção do material orgânico e dos sólidos em suspensão) com o reator cheio e os aeradores ligados; 3) sedimentação do lodo no reator, mantendo-se ambiente sem agitação e 4) descarga do efluente tratado e eventualmente de lodo em excesso. A duração de cada uma destas etapas depende da natureza da água residuária e das condições operacionais no reator. Para dar uma idéia da ordem de grandeza, apresenta-se na Tabela 1 valores encontrados por CHERNICHARO & von SPERLING (1993).

Tabela 1 – Dados operacionais do reator aeróbio de batelada sequencial

Etapa	Remoção material orgânico		Remoção material orgânico e nutrientes (idade de lodo curta)		Remoção material orgânico e nutrientes (idade de lodo longa)	
	Tempo (h)	%	Tempo (h)	%	Tempo (h)	%
Enchimento	3,5	39	3,0	26	3,0	29
Tratamento	3,0	33	5,0	44	5,0	47
Sedimentação	1,0	11	2,5	13	1,0	10
Descarga	1,5	17	2,0	17	1,5	14

Fonte: CHERNICHARO & von SPERLING (1993)

O reator em batelada sequencial ficou praticamente esquecido quando se desenvolveram sistemas compostos de um ou mais reatores, complementados com um decantador. Entretanto, nos últimos anos, observa-se retorno do reator em batelada sequencial. As vantagens mais importantes que se atribui ao sistema descontínuo comparado com sistemas contínuos são a sua simplicidade e a boa sedimentabilidade do lodo. Utilizando tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente seqüências no tempo, e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo. A duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa no sistema. Há algumas modificações

nos sistemas de fluxo intermitente, relacionadas tanto à forma de operação (alimentação contínua e descarga descontínua), quanto à sequência e duração dos ciclos associados a cada fase do processo. Estas variações permitem simplificações adicionais no processo ou a remoção biológica de nutrientes (van HAANDEL & MARAIS, 1999 e von SPERLING, 1996).

1.3.3. LAGOAS AERADAS

As lagoas aeradas se distinguem dos outros tipos de sistemas de tratamento com lodo em suspensão pela característica de não possuírem decantador final. Portanto, não há recirculação de lodo, de modo que o tempo de permanência dos sólidos (idade do lodo), numa lagoa aerada sempre se iguala ao tempo de permanência do líquido. Embora não tenha decantador final, a lagoa aerada tem de ser muito maior do que um sistema de lodo ativado convencional. Para lagoas aeradas, usualmente aplica-se um tempo de permanência dos sólidos de 2 a 4 dias. Uma segunda desvantagem é que a ausência do decantador final resulta num efluente com composição idêntica a do licor misto, conferindo ao efluente final uma qualidade sofrível em termos de DQO, DBO e sólidos suspensos. Por esta razão as lagoas aeradas frequentemente são unidades para o pré-tratamento de águas residuárias, tendo-se outras unidades para o tratamento complementar. Os sólidos em suspensão no efluente da lagoa aerada decantam na lagoa de decantação e decompõem-se no fundo desta através da digestão anaeróbia (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.3.4. VALOS DE OXIDAÇÃO

Os valos de oxidação foram desenvolvidos originalmente por PASVEER (citado por van HAANDEL & MARAIS, 1999) na Holanda em 1965, como uma unidade a ser usada em comunidades pequenas (500 a 1000 habitantes), onde todos os processos de tratamento se realizam em um único ambiente físico. O reator biológico tem a forma de um valo escavado na terra, no qual o licor misto circula impulsionado por um rotor superficial que também introduz o oxigênio necessário para o processo. Como a idade de lodo é longa (25 a 50 dias), o lodo no sistema se encontra bem estabilizado, de maneira que o lodo em excesso não precisa de tratamento e pode ser secado diretamente. Alternativamente, opera-se o sistema utilizando-

se partes do valo como decantador e para unidades grandes o valo de oxidação se converte em sistema com decantador separado.

1.4. REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES

1.4.1. INTRODUÇÃO

O tratamento terciário promove, além da remoção dos sólidos sedimentáveis (tratamento primário) e do material orgânico (tratamento secundário), remoção dos nutrientes nitrogênio e fósforo. Nas últimas décadas, cresceu a conscientização que a remoção dos nutrientes das águas residuárias é uma medida importante para preservar a qualidade dos corpos receptores de efluentes de sistemas de tratamento. A presença de nitrogênio e fósforo, juntamente com dióxido de carbono, são condições necessárias para o crescimento de microrganismos autótrofos, como por exemplo algas. A taxa de crescimento da vida aquática nas águas de superfície é determinada pela disponibilidade de nitrogênio e/ou de fósforo, sendo que a eutrofização dependerá das características da água e do solo. Se a introdução de nitrogênio na sua forma adequada (amônia) é limitada, então esta substância pode ser produzida dentro da própria água de superfície por certos microrganismos que o sintetizam a partir de nitrogênio molecular. Desse modo, para assegurar um combate efetivo à eutrofização, a remoção de nitrogênio não é necessariamente suficiente: deve-se eliminar também o fósforo. Em sistemas de lodo ativado com temperaturas acima de 24°C, o desenvolvimento da nitrificação é praticamente inevitável, se há presença de oxigênio dissolvido. O nitrato formado na nitrificação é um oxidante alternativo de material orgânico, que pode ser usado pela maioria dos microrganismos do lodo ativado para substituir o oxigênio dissolvido quando este está ausente. Assim, num ambiente anóxico, caracterizado pela ausência de oxigênio dissolvido e pela presença de nitrato, este íon é reduzido para nitrogênio molecular (desnitrificação). Se o reator biológico do sistema é totalmente aeróbio, quando o licor misto nitrificado escoar para o decantador, estabelece-se um ambiente anóxico, tão logo o oxigênio dissolvido seja consumido, ocorrendo a formação de bolhas de nitrogênio que sobem à superfície do decantador, o que pode causar a flotação do lodo, prejudicando a qualidade do efluente (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

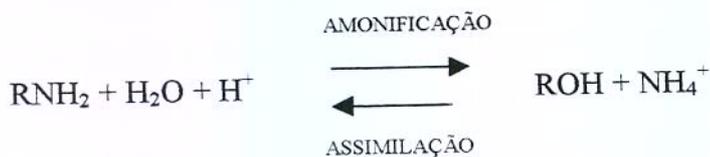
A remoção de nitrogênio também tem repercussões econômicas importantes, pois a nitrificação é um processo que consome tanto oxigênio quanto alcalinidade, o que pode causar a redução do pH do licor misto. A desnitrificação recupera metade da alcalinidade consumida na nitrificação, o que reduz a necessidade da adição de cal. A remoção de fósforo até recentemente era efetuada através de precipitação química do fosfato, usando-se cal ou sais de alumínio ou ferro. Tendo em vista os custos operacionais elevados e a complexidade do processo, nos últimos anos houve mudança nos processos de remoção biológica de nutrientes (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.2. REAÇÕES DO MATERIAL NITROGENADO

O material nitrogenado em águas residuárias se compõe principalmente de nitrogênio inorgânico (amônia) e nitrogênio orgânico (uréia e aminoácidos). Ocasionalmente, ocorrem traços de formas oxidadas do nitrogênio, nitrito e nitrato. Diferentemente do material orgânico, no caso do material nitrogenado, o parâmetro adequado para quantificá-lo é bem definido, que é a concentração do nitrogênio nas suas diferentes formas. No sistema de lodo ativado, podem ocorrer vários processos que mudam a forma do material nitrogenado, pois ocorrem reações de amonificação (ou o inverso: assimilação), nitrificação e desnitrificação (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

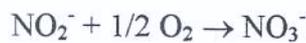
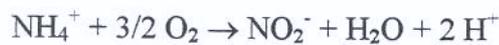
1.4.2.1. AMONIFICAÇÃO / ASSIMILAÇÃO

Na reação de amonificação, o nitrogênio orgânico é convertido em nitrogênio amoniacal, enquanto na assimilação o processo inverso ocorre. Levando-se em consideração que o nitrogênio amoniacal em pH próximo do neutro terá predominantemente a forma salina (NH_4^+); pode se escrever:



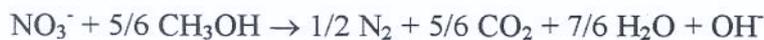
1.4.2.2. NITRIFICAÇÃO

A nitrificação é a oxidação biológica da amônia, tendo como produto final o nitrato. A reação requer a mediação de bactérias específicas e se realiza em dois passos. No primeiro passo a amônia é oxidada para nitrito através da ação de *Nitrosomonas* e o segundo passo é a oxidação do nitrito para nitrato através de bactérias *Nitrobacter*. Ambos os gêneros somente desenvolvem atividade bioquímica na presença de oxigênio dissolvido (são aeróbios obrigatórios). Os dois passos podem ser escritos como (CULP et al.,1978 e PEAVY et al., 1985):



1.4.2.3. DESNITRIFICAÇÃO

A desnitrificação é a redução biológica do nitrato para nitrogênio molecular, tendo material orgânico como redutor. No sistema de lodo ativado, o nitrogênio orgânico é rapidamente e quase totalmente convertido em nitrogênio amoniacal. Se a nitrificação ocorre, e se houver capacidade de oxigenação suficiente, então também o processo de oxidação da amônia é quase completo, deixando baixa concentração de amônia. Se depois da nitrificação, o processo de desnitrificação se desenvolve eficientemente, o teor de nitrogênio dissolvido no efluente final será baixo, menos que 5mg/L, sendo possível observar eficiência de remoção de 90 a 95% do nitrogênio no efluente (CULP et al.,1978 e PEAVY et al., 1985).



1.4.3. ESTEQUIOMETRIA DAS REAÇÕES DO MATERIAL NITROGENADO

1.4.3.1. CONSUMO DE OXIGÊNIO

Quanto ao consumo de oxigênio para o material nitrogenado, interessam somente os processos de nitrificação e desnitrificação. Observa-se que, na nitrificação o número de oxidação do nitrogênio na amônia (-3) aumenta para (+5) no nitrato, através da transferência de oito elétrons por átomo de nitrogênio, que são aceitos pelo oxigênio, sendo precisos quatro átomos (duas moléculas) de oxigênio. Portanto, na nitrificação de 1 mol de amônia, o consumo de oxigênio é 4,57 mg O/mg N. No processo de desnitrificação, o oxidante nitrato (+5) é reduzido para nitrogênio molecular (número de oxidação=0), havendo portanto transferência de cinco elétrons por átomo de nitrogênio. Nota-se que dos oito elétrons liberados pelo nitrogênio amoniacal na sua oxidação para nitrato, somente 5 são recuperados, quando o nitrato é reduzido para nitrogênio molecular. Portanto, para a remoção de nitrogênio, há um consumo líquido de 1,71 mg O/mg N (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.3.2. VARIAÇÃO DA ALCALINIDADE

O efeito da amonificação, nitrificação e desnitrificação sobre a alcalinidade pode ser deduzido por simples relações estequiométricas, usando-se as equações de reação dos três processos. Observa-se que nas três reações, há envolvimento de íons de hidrogênio, sendo que na amonificação há consumo de 1 mol de H^+ por mol de amônia produzido; na nitrificação há produção de 2 moles de H^+ por mol de nitrato formado e na desnitrificação há consumo de 1 mol de H^+ por mol de nitrato reduzido. Sabendo-se que a produção de 1 mol de H^+ (acidez mineral) é equivalente ao consumo de 1 mol de alcalinidade ou 50 g $CaCO_3$, tem-se nos três processos: 1) no processo de amonificação há uma produção de alcalinidade de 50 g/mol amônia (14 g N); 2) no processo de nitrificação há um consumo de alcalinidade de 100 g $CaCO_3$ /mol nitrogênio e 3) no processo de desnitrificação produz-se 50 g $CaCO_3$ /mol nitrogênio (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.3.3. EFEITO DO pH

Para uma alcalinidade maior que 35 ppm $CaCO_3$ o pH não varia significativamente, quando varia a alcalinidade. Em pH abaixo de 6, a atividade dos microrganismos é sensivelmente afetada, particularmente as bactérias do gênero *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*,

ambos ativos no processo de nitrificação. Portanto, para assegurar o desenvolvimento estável e eficiente da nitrificação, é preciso que se mantenha a alcalinidade do licor misto acima de valor de 35 ppm CaCO_3 , garantindo-se assim o pH aproximadamente neutro. Na prática, a alcalinidade natural das águas residuárias poderá ter valor inferior ao necessário para manter pH estável no sistema de lodo ativado, o que é provável quando o sistema é inteiramente aeróbio, quando a nitrificação se desenvolve sem que a desnitrificação ocorra. Nesse caso, torna-se necessário aumentar a alcalinidade da água residuária, o que geralmente é feito através da adição de cal (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.4. CINÉTICA DE NITRIFICAÇÃO

A nitrificação se desenvolve em duas etapas, mas somente a primeira etapa da reação, a oxidação da amônia para nitrito, tem importância para a cinética do processo. Quando a população de bactérias nitrificantes está bem estabelecida, o segundo passo, a oxidação do nitrito para nitrato, desenvolve-se sempre tão rápido que, para efeitos práticos, pode ser considerado como instantâneo. DOWNING et al. (1964) citados por van HAANDEL & MARAIS (1999), foram os primeiros a mostrar que o crescimento de *Nitrosomonas*, quando ocorre oxidação de amônia para nitrito, pode ser descrito adequadamente com a equação de Monod, com μ igual a $0,6 \text{ d}^{-1}$, o que significa que a massa de microrganismos sintetizada aumenta com velocidade de 60 % por dia. Após o trabalho pioneiro de DOWNING, vários pesquisadores realizaram investigações experimentais para determinar as constantes cinéticas de nitrificação no sistema de lodo ativado. A Tabela 2 mostra valores experimentais obtidos por diferentes pesquisadores para a taxa específica máxima de crescimento de *Nitrosomonas* (μ_m) onde exibe grande dispersão, que pode ser atribuída em parte a técnicas experimentais diferentes, bem como a qualidade da água residuária. Tendo em vista que a idade mínima de lodo depende principalmente do valor de μ_m , torna-se necessário analisar por que razões há uma variação tão grande nos valores dessa constante. Os fatores que influenciam o valor de μ_m podem ser divididos em duas categorias: a) fatores relacionados com a origem ou a natureza da água residuária bruta e b) fatores que se referem às condições operacionais do sistema de tratamento. Quanto à influência da origem do esgoto, é sabido que há várias substâncias que inibem o crescimento das bactérias nitrificantes, podendo a taxa específica de crescimento variar de $0,70$ a $0,25 \text{ d}^{-1}$ a 20°C (WILSON & MARAIS, 1976 citados por van HAANDEL &

MARAIS, 1999). Esta grande variação do valor numérico desta constante mostra que não é uma constante cinética pura, mas sim uma constante cujo valor depende das características da água residuária, devendo pois, ser determinada experimentalmente para cada projeto, sempre que possível.

Tabela 2 – Valores experimentais da taxa específica máxima de crescimento de *Nitrosomonas*

μ_{mT} (d ⁻¹)	T (°C)	μ_{m20} (d ⁻¹)	Referência
0,33	15	0,66	Barnard (1991)
0,47	15	0,45	Kayser (1991)
0,33	20	0,33	Downing et al. (1964)
0,33-0,65	20	0,33-0,65	Ekama & Marais (1976)
0,34-0,40	12	0,86-1,01	Gujer & Jenkins (1974)
0,45	15	0,73	Eckenfelder (1991)
0,40-0,50	14	0,80-1,00	Gujer (1977)
0,50	20	0,50	Lawrence & Brown (1973)
0,53	25	0,26	Sutton et al. (1979)
0,57	16	0,76	Gujer & Jenkins (1974)
0,94	29	0,33	Lijklema (1973)
1,08-1,44	23	0,76-1,02	Poduska & Andrews (1974)

Fonte: van HAANDEL & MARAIS (1999)

1.4.4.1. EFEITO DA TEMPERATURA SOBRE μ_m

A influência da temperatura sobre o valor de μ_m é grande, como comprovam os resultados de vários pesquisadores, pois o valor de μ_m dobra, quando a temperatura aumenta em 6 a 7°C. A grande influência da temperatura sobre o valor de μ_m para o sistema de lodo ativado é verificada em regiões de clima moderado onde, para águas residuárias com temperaturas geralmente na faixa de 8 a 14°C, o valor de μ_m é baixo, e a idade do lodo mínima na faixa de 6 a 14 dias. Na Europa e nos Estados Unidos, comumente os sistemas de lodo ativado são operados com uma idade de lodo menor que 6 dias e, neste caso, a nitrificação não ocorrerá. Em contraste, nas regiões tropicais, a temperatura das águas residuárias é alta, de modo que a nitrificação se desenvolverá se houver fornecimento suficiente de oxigênio (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.4.2. OXIGÊNIO DISSOLVIDO

A influência da concentração de oxigênio dissolvido do licor misto sobre a cinética de nitrificação tem sido objeto de muitas pesquisas. Alguns autores propuseram expressão tipo Monod para incorporar a influência da concentração de oxigênio dissolvido (STENSTROM & PODUSKA, 1980), porém há grande variação na concentração de oxigênio dissolvido, pois só é possível determinar sua concentração no seio do líquido, que não é igual à concentração dentro dos flocos, onde seu consumo ocorre. O valor da concentração mínima no seio do líquido para manter ambiente aeróbio no centro do floco depende de vários fatores: tamanho dos flocos, intensidade de agitação, temperatura e principalmente da taxa de consumo de oxigênio. Em geral, considera-se que concentração de oxigênio dissolvido de 2 mg/L seja suficiente para ocorrer nitrificação.

1.4.4.3. pH DO LICOR MISTO

A maioria dos pesquisadores se refere a valor de μ_m praticamente constante na faixa de $7,0 < \text{pH} < 8,5$ observando-se diminuição fora dessa faixa. Na prática, muitas águas residuárias tem pH na faixa entre 7 e 8, mas no sistema de lodo ativado, o pH tende a diminuir devido ao consumo de alcalinidade causada pela nitrificação e pelo aumento da acidez devido a liberação de dióxido de carbono na oxidação de material orgânico. Desse modo, dificilmente o pH do licor misto terá valor superior a 8 e inferior a 7 (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.5. NITRIFICAÇÃO EM SISTEMAS COM ZONAS NÃO AERADAS

Em sistemas de lodo ativado projetados para remoção biológica de nitrogênio, parte do volume e do reator biológico não é aerada para facilitar o desenvolvimento do processo de desnitrificação. A presença dessas zonas anóxicas influi sobre a eficiência de nitrificação, porque o crescimento das bactérias nitrificantes só ocorre em ambiente aeróbio. Admitindo-se que o decaimento das bactérias ocorra da mesma maneira na zona aeróbia que na anóxica, pode - se avaliar a presença de zonas não aeradas sobre a nitrificação através da massa de bactérias nitrificantes, isto é, se esta se mantém constante ou não. A fração máxima de massa de lodo na zona anóxica depende da concentração de amônia residual, da idade do lodo e das constantes cinéticas de nitrificação μ_m , K_n e b_n . Na zona anóxica, ocorre a desnitrificação e, na medida que a fração máxima de massa de lodo na zona anóxica aumenta, aumenta também

a capacidade de remover nitrogênio. Entretanto, no sistema de lodo ativado, além da eficiência de nitrificação, há dois outros fatores que também são influenciados pela fração de massa de lodo na zona anóxica: 1) a eficiência de remoção do material orgânico e 2) a sedimentabilidade do lodo. Quando a fração de massa de lodo na zona anóxica aumenta muito, existe a possibilidade que o metabolismo do material orgânico se torne incompleto, mas mesmo assim, pode ainda haver remoção do material orgânico da fase líquida através do mecanismo de armazenamento, mas a produção de lodo crescerá, porque parte do material armazenado não será metabolizada antes da sua descarga como lodo de excesso. Além disso, nos sistemas com alta fração de massa de lodo anóxico, a sedimentação do lodo pode não ser boa e pode haver desenvolvimento de lodo leve (bulking sludge) (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.6. CONDIÇÕES NECESSÁRIAS PARA DESNITRIFICAÇÃO

As condições necessárias para que o processo de desnitrificação se desenvolva no sistema de lodo ativado são as seguintes: presença de uma massa bacteriana facultativa; presença de nitrato e ausência de oxigênio dissolvido no licor misto; condições ambientais adequadas para o crescimento de microrganismos; presença de um doador de elétrons (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.6.1. PRESENÇA DE NITRATO E AUSÊNCIA DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO

A presença de oxigênio dissolvido no licor misto inibe o desenvolvimento da desnitrificação. Um problema na quantificação da influência da concentração de oxigênio dissolvido sobre a desnitrificação é que se desenvolvem gradientes de concentração nos flocos, de modo que a concentração de oxigênio dissolvido no microambiente em volta de uma bactéria num floco de lodo pode ser muito diferente daquela no seio da fase líquida, o que explica a remoção eficiente de nitrato em reatores aerados de lodo ativado, ou seja, aceitando-se a formação de micro - regiões anóxicas dentro dos flocos (MATSCHÉ, 1972). Em geral, observa-se que a concentração de oxigênio dissolvido acima dos 0,2 mg/L reduz significativamente a taxa de desnitrificação. Normalmente, o nitrogênio em águas residuárias se apresenta na forma de amônia e nitrogênio orgânico, sendo a que nitrificação é pré-requisito

para a desnitrificação. Quando a concentração de nitrato é maior que 0,5 mg/L então a taxa de desnitrificação independe da concentração de nitrato.

1.4.6.2. CONDIÇÕES AMBIENTAIS ADEQUADAS PARA DESNITRIFICAÇÃO

Entre as condições ambientais mais importantes estão a temperatura e o pH do licor misto, pois a taxa de desnitrificação aumenta com a temperatura até 40°C, e é máxima para a faixa $7,0 < \text{pH} < 7,5$. Entre as condições ambientais adequadas, encontram-se também a necessidade da ausência ou limitação de substâncias tóxicas, mas não há muita informação sobre isto. Em geral, observa-se que as bactérias nitrificantes são muito mais sensíveis do que as bactérias atuantes na desnitrificação, de modo que, quando a nitrificação se desenvolver, a desnitrificação também é possível (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.6.3. PRESENÇA DE UM DOADOR DE ELÉTRONS

A presença de um doador de elétrons é essencial para a redução do nitrato, que quase sempre é o material orgânico biodegradável. De acordo com a natureza do material orgânico, pode-se definir diferentes classes de sistema de desnitrificação, quais sejam: 1) sistemas com fonte externa de material orgânico - nestes sistemas, o material orgânico é adicionado após a nitrificação e entre as fontes de carbono usadas na prática, estão o metanol, o etanol, a acetona e o ácido acético; 2) sistemas com uma fonte interna de material orgânico - nesse caso, o material orgânico do afluente é usado para redução do nitrato. A escolha do tipo de fonte de carbono é de fundamental importância para a configuração do sistema de desnitrificação (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.7. CONFIGURAÇÃO DE SISTEMAS COM REMOÇÃO DE NITROGÊNIO

1.4.7.1. FONTE EXTERNA DE CARBONO

A desnitrificação com uma fonte externa de carbono foi sugerida por BARTH et al. (1968), cujo processo contém de três reatores biológicos em série, cada um seguido de decantador. No primeiro reator há remoção do material orgânico por sistema de lodo ativado aeróbio convencional, com idade de lodo curta, no segundo, também aeróbio, desenvolve o processo de nitrificação, cujo lodo se compõe principalmente de bactérias nitrificantes e no

terceiro reator, que não é aerado, desenvolve-se a desnitrificação com um lodo gerado sob condições anóxicas. Como o efluente da segunda parte está essencialmente livre de material orgânico biodegradável, este deve ser adicionado ao terceiro reator, usando-se geralmente o metanol por razões práticas. Sistemas de três lodos foram construídos em escala real e apresentaram bom desempenho, entretanto o custo de construção e de operação desses sistemas é muito alto, não somente pela necessidade de construir três reatores com três decantadores, mas também pela necessidade de se adicionar uma fonte externa de material orgânico.

1.4.7.2. FONTE INTERNA DE CARBONO

É chamado sistema de lodo único e o próprio material orgânico é usado para a redução biológica de nitrato. Nesses sistemas, o lodo se encontra alternadamente em ambiente aeróbio e anóxico, cuja alternância pode se realizar através de interrupções periódicas de aeração num determinado reator ou então através de uma divisão do reator em pelo menos duas partes, tendo-se no mínimo um reator aeróbio e outro anóxico. O primeiro sistema de lodo único com desnitrificação foi posto em operação por Wuhrmann em 1964, que foi composto de dois reatores sendo o primeiro aeróbio e o segundo anóxico. O afluente entrava no primeiro reator, onde a nitrificação se desenvolvia juntamente com a remoção de quase todo material orgânico biodegradável. O licor misto nitrificado passava então para o segundo reator, onde se mantinha misturado com lodo em suspensão, mas sem aeração. Neste reator anóxico, também chamado de reator pós-desnitrificação (pós-D), ocorria a redução de nitrato, tendo-se como redutor o material orgânico não metabolizado no reator aeróbio que o antecede e material orgânico oriundo do decaimento do lodo ativo no reator anóxico. O licor misto que sai do reator pós-D passa por um decantador de onde o lodo é recirculado para o reator aeróbio. No sistema proposto por Ludzack & Ettinger em 1964, o próprio material orgânico do afluente é usado para desnitrificação. Nesse sistema, melhorado por BARNARD (1970) citado por van HAANDEL & MARAIS (1999), existem dois reatores em série, o primeiro sendo anóxico e o segundo aeróbio. O nitrato formado no segundo reator é recirculado para o reator anóxico por uma ou duas vias: 1) recirculação direta do segundo para o primeiro reator e 2) junto com o lodo de retorno do decantador para o primeiro reator. Chamado de sistema pré-

desnitrificação (pré-D), por ter o reator anóxico antes do reator aeróbio, o sistema de Ludzack & Ettinger permite taxa de desnitrificação mais elevada do que o sistema Wuhrmann, porque a concentração de material biodegradável no reator anóxico é mais alta. Uma desvantagem do sistema pré-D é que a desnitrificação completa é impossível: parte do nitrato formado no reator aeróbio não é recirculado para o reator anóxico, sendo descarregado diretamente com o efluente.

BARNARD (1973) sugeriu o sistema Bardenpho, que permite a combinação da vantagem do sistema pós-D e do sistema pré-D. O sistema Bardenpho (Figura 1) é constituído de três reatores em série, o primeiro e o terceiro são anóxicos e o segundo aeróbio. Neste sistema, há pré e pós-desnitrificação: no primeiro reator, há remoção de grande parte do nitrato com taxa elevada, sendo que o nitrato é introduzido através de recirculação de licor misto nitrificado do segundo reator. No terceiro reator (pós-D), há remoção do nitrato restante, permitindo a obtenção de efluente livre de nitrato. As vezes, coloca-se um quarto reator aeróbio entre o pós-D e o decantador final, evitando-se que o lodo permaneça muito tempo sem oxigênio e possibilitando manter ambiente aeróbio no decantador. Essa configuração visa a remoção de bolhas de nitrogênio, que se formam no decantador, que poderiam prejudicar a eficiência de separação sólido-líquido. Muitos sistemas de lodo ativado baseados no princípio Bardenpho operam em escala real, principalmente na África do Sul, demonstrando alta eficiência de remoção de nitrogênio, aproximadamente 90%.

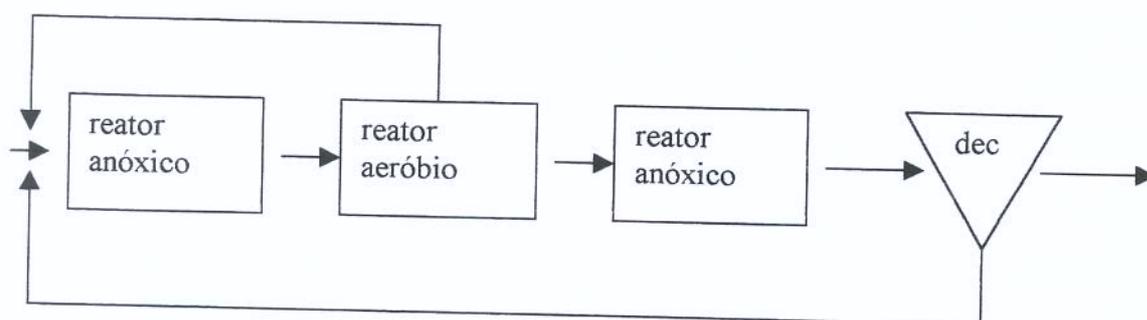


Figura 1 – Esquema do sistema de desnitrificação sem fonte externa de carbono: Bardenpho (pré e pós-desnitrificação)

1.4.8. MODELO DE DESNITRIFICAÇÃO

1.4.8.1. PRODUÇÃO DE LODO EM SISTEMAS AERÓBIOS / ANÓXICOS

Um modelo empírico da cinética de desnitrificação foi desenvolvido, no qual toma-se como base a remoção de material orgânico. Ao analisar os resultados experimentais de vários pesquisadores quanto à concentração e produção de lodo em sistemas aeróbios / anóxicos, conclui-se que estas não são diferentes daquela que existia em sistemas completamente aeróbios (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.8.2. CINÉTICA DA DESNITRIFICAÇÃO

Para melhor observar a cinética de um sistema de desnitrificação, é interessante usar um reator anóxico no qual ocorra escoamento tubular (plug flow). O reator tubular se distingue dos demais pelo fato de que nele não há mistura: o líquido se desloca nele como se fosse um pistão. O tempo de permanência do licor misto nos reatores anóxicos tubulares aumenta proporcionalmente ao comprimento. Desse modo, retirando-se amostras em diferentes pontos, pode-se obter perfis da concentração de nitrato em função do tempo. Os perfis nos reatores pré-D exibem desnitrificação em duas fases: uma fase primária de curta duração na qual há alta taxa de desnitrificação e uma fase secundária que persiste durante o restante do tempo de permanência no reator tubular. No reator pós-D há um perfil linear da concentração de nitrato em função do tempo de permanência no reator que sempre é menor que aquela na fase secundária de um reator pré-D. A alta taxa de desnitrificação na fase primária pode ser associada com a utilização tanto do material orgânico rapidamente quanto o lentamente biodegradável. Na fase secundária, não há mais material rapidamente biodegradável e a taxa de desnitrificação é associada à utilização de material lentamente biodegradável (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.4.9. REMOÇÃO DE FÓSFORO

O fósforo em esgoto se apresenta predominantemente na forma de fosfato (também chamado de ortofosfato), ou na forma de fósforo orgânico, presente em certos aminoácidos. No sistema de lodo ativado, há mineralização de quase todo fósforo orgânico e conseqüentemente o fosfato predomina no efluente. O maior problema que causa a presença de fosfato na água é o crescimento exagerado da vida aquática, ocorrendo o processo de

eutrofização, que reduz a qualidade e as possibilidades de uso desta água. Tradicionalmente, a presença de fósforo nas águas de superfície se atribui a duas fontes principais: 1) águas vindo direta ou indiretamente de terras cultivadas e adubadas com fertilizante e 2) descarga de águas residuárias, tratadas ou não. No Brasil, entre os sabões em pó, ainda prevalecem os polifosfatos, mas por outro lado, ainda se usam amplamente sabões a base de sais de ácidos graxos de longa cadeia. Quanto às águas residuárias industriais, a natureza da indústria determina em grande parte a proporção P / DQO. Em resíduos de indústria que processam matéria-prima animal (curtume, matadouros, frigorífico), a proporção é em torno de 0,03 mg P/mg DQO ou até mais. No caso de indústrias que processam matéria-prima vegetal (cervejaria, papel), a concentração de fósforo nas águas residuárias muitas vezes nem é suficiente para a produção de lodo, e a adição de fosfato é necessária para evitar problemas operacionais, tais como a produção de lodo filamentoso (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

1.5. CINÉTICA DO REATOR BATELADA SEQUENCIAL

1.5.1. INTRODUÇÃO

FURUMAI et al. (1999) apresentaram uma versão modificada do modelo 2 de lodo ativado da IAWQ (ASM 2), que foi desenvolvida de acordo com o comportamento dinâmico dos nutrientes em RBS num ciclo longo, sendo que dados experimentais foram obtidos em reator de bancada de 100 L. Variações na carga orgânica, amônia, nitrito, nitrato e fosfato podem ser preditas depois dos parâmetros do modelo terem sido determinados nas condições operacionais do reator. A melhor eficiência de remoção de fósforo foi obtida, considerando o sub-modelo para desnitrificação por organismos que acumulam fósforo (PAO). Simulações com período longo foram realizadas utilizando o modelo de calibração para investigar o comportamento do nitrogênio e do fosfato sob condições de variação de carga. Depois de alcançada boa remoção biológica de fósforo, a concentração de carbono no afluente oscilou dentro de uma faixa limitada de concentração por 5 semanas. A diminuição da carga orgânica foi a causa da diminuição na remoção biológica de fósforo, com simultâneo aumento na concentração de nitrato no efluente. Os resultados da simulação sugerem que a causa da diminuição na remoção de fósforo pode ser explicado por 2 mecanismos: pouco aumento de

fósforo por PAO e lavagem dos PAO. Contudo, não foi fácil fixar condições operacionais ótimas para remoção de nutrientes de acordo com as características da água residuária. Se a carga orgânica é insuficiente, permanece nitrato do ciclo anterior, o que influencia na liberação de fósforo na próxima etapa de alimentação. Uma fração significativa da carga orgânica foi utilizada para desnitrificação, reduzindo a disponibilidade de carbono biodegradável para os organismos que acumulam fósforo, o que resultou na diminuição da remoção biológica de fósforo. A proposta do trabalho de FURUMAI et al. (1999), foi avaliar a aplicabilidade do ASM 2 do IAWQ para prever a remoção biológica de nutrientes em ciclo longo utilizando RBS, sob condições de carga orgânica variável. Observação experimental e dados da qualidade da água foram utilizados para ajustar o modelo matemático para RBS em estado transiente. Durante o ciclo, condições anóxica e anaeróbia na alimentação e fase agitada conduzem à liberação de fósforo. Na etapa seguinte com aeração, ocorre remoção de DBO, fósforo e nitrificação, enquanto a desnitrificação acontece durante a sedimentação e na próxima fase de alimentação. Para descrever a dinâmica do processo, um modelo biocinético complexo (ASM 2) foi utilizado. O ASM 2 representa o estado da arte em modelagem de processos de lodo ativado com remoção biológica de carbono, nitrogênio e fósforo. O modelo foi descrito por 18 componentes (10 solúveis e 8 particulados) e 17 reações bioquímicas para descrever o comportamento de heterótrofos, autótrofos e PAO sob condições aeróbia, anóxica e anaeróbia.

EKAMA & WENTZEL (1999) discutiram as dificuldades encontradas e os modelos desenvolvidos para remoção biológica de nutrientes. Verificaram que um sistema utilizado para remoção biológica de nutrientes reduz consideravelmente os custos se dois problemas fundamentais puderem ser resolvidos: 1) tendência em aumentar o volume de lodo devido a proliferação de organismos filamentosos e 2) idade do lodo longa (> 15 dias) para assegurar o processo de nitrificação. Existem também mais duas dificuldades adicionais, mas de menor importância: 3) características (composição) das águas residuárias, em particular da fração de carbono prontamente biodegradável e as relações (NTK/DQO) e (P/DQO) e 4) os problemas que surgem no tratamento de resíduo com excesso de fósforo.

Em 1987, foi publicado o ASM 1 da IAWQ (HENZE et al., 1987) que descreve o comportamento dinâmico de sistemas que incluem remoção de carga orgânica e remoção de

nitrogênio por nitrificação e desnitrificação. A aplicação e o uso bem sucedido deste modelo tem tido grande aceitação e impacto significativo em projetos, operação e controle do sistema nitrificação e desnitrificação (ND). Recentemente, o ASM 1 foi estendido à remoção biológica de excesso de fósforo (BEPR) (HENZE et al., 1995 citados por GUJER et al., 1995). Ao contrário do ASM 1, que incorpora praticamente todos os aspectos do sistema ND, na medida em que projeto e operação são importantes, alguns parâmetros envolvidos na BEPR não foram ainda integrados ao ASM 2. Por esta razão, o grupo de estudos enfatiza que o ASM 2 não é adequado para projeto e operação de sistemas NDBEPR, e que sua principal função é proporcionar meios para novas pesquisas em BEPR. Pesquisas recentes e aplicações no desenvolvimento de processos de BEPR usando o ASM 2 estão sendo discutidas, como: 1) aspectos microbiológicos, 2) aspectos bioquímicos, 3) comportamento anóxico e 4) fermentação e hidrólise anaeróbia.

AL-GHUSAIN & HAO (1995) pesquisaram o uso do pH como parâmetro de controle na digestão aeróbia/anóxica (A/A) do lodo no intervalo de 6 a 8. Esta alternativa de digestão oferece muitas vantagens sobre os métodos tradicionais (aeróbio ou anaeróbio). Mas a principal preocupação na digestão A/A está no desenvolvimento de uma estratégia de controle “on-line” para alterar os ciclos aeróbio e anóxico. Foram desenvolvidas e testadas duas estratégias de controle em tempo real, na primeira o pH foi monitorado para aumentar (fase anóxica) e diminuir (fase aeróbia) dentro dos limites de controle do ciclo A/A. A segunda detecta o ponto onde se completa a nitrificação e a desnitrificação, usando um diferencial de pH. A comparação dos resultados da digestão A/A com a digestão aeróbia, indica melhor remoção de nitrogênio total e melhor característica de desidratação do lodo. Há muitas vantagens em incorporar período anóxico dentro da digestão aeróbia do lodo. O sistema alternativo A/A provém de recuperação da alcalinidade, economia de energia e remoção de nitrogênio, porém a maior dificuldade operacional na digestão A/A esta no tempo para iniciar o período aeróbio ou anóxico e a duração destes períodos. O período aeróbio é admitido para gerar quantidade adequada de nitrato para subsequente respiração endógena, mas não muito longo devido ao custo de energia e pH. A resposta do pH durante a digestão A/A, resulta diretamente das reações microbianas durante o período aeróbio (aumento do pH devido a amonificação e decréscimo na nitrificação) e no período anóxico (aumento do pH devido a

amonificação e respiração endógena). Dois sistemas foram empregados para avaliar a aplicabilidade do controle automático dos ciclos A/A: um digestor semicontínuo A/A com pH fixo (fase 1) e um RBS com diferencial de pH (dpH/dt) como método de controle (fase 2). Um digestor aeróbio foi também operado com controle para comparação de ambas as fases. Na fase 1, a remoção média de NT foi de 49%, enquanto na fase 2, foi de 45%.

FREEDMAN et al. (1997) estudaram a biodegradação do diclorometano (DCM) sob condição anóxica. *Acinetobacter sp.* foi isolada de um lodo ativado onde cresceu em presença de DCM como única fonte de carbono e energia sob condição anóxica e aeróbia. O rendimento (Y) e o coeficiente de decaimento endógeno (b) foram estimados usando SSV de cinco pares de reatores aeróbios e desnitrificantes, operados diariamente no modo carga e descarga com tempos de residência de 2,5; 3; 4; 5 e 6 dias. Amostras do reator foram analisadas antes da adição de DCM. Durante o período de decaimento endógeno, aumentou o consumo de nitrato. Devido à presença de amônia no meio, esta foi consumida primeiro como fonte de nitrogênio para síntese celular, antes do nitrato. Um aumento no consumo de nitrato com o aumento do tempo de retenção hidráulica (TRH) era esperado, mas não ocorreu, e a razão para isto ainda não é conhecida. Entretanto, devido à formação de produtos gasosos que não foram analisados, ainda não se sabe se a degradação do DCM ocorria na etapa para completar a redução do nitrato para nitrogênio gasoso.

ANDREOTTOLA et al. (1997) verificaram a validação experimental de um modelo para remoção biológica de nitrogênio em RBS. O desenvolvimento e a sensibilidade do modelo de simulação dinâmica foi baseado no ASM 1. Um estudo experimental para calibração e validação do modelo foi realizado usando RBS em escala de bancada, que foi alimentado com água residuária suína, sendo que o ciclo diário de operação incluía 3 sub-ciclos de 7,5 h, alternando condição anóxica e aeróbia, enquanto a fase de sedimentação foi realizada no final dos 3 sub-ciclos. A primeira modificação do modelo foi realizada dividindo a nitrificação em 2 sub-processos: nitritificação e nitratificação. A segunda modificação do modelo foi realizada pela substituição de uma função na cinética de nitratificação, sendo desenvolvido um algoritmo para otimização da duração do ciclo e sequência das etapas para minimizar a concentração de nitrogênio no efluente final. O modelo ASM 1 da IAWQ foi melhorado com o “software” MATLAB, que apresenta alto desempenho numérico e

visualização, podendo facilmente resolver sistemas de equação diferencial não-linear por métodos matemáticos semelhante ao Runge-Kutta, usando um passo de integração menor. O “software” consistia de 2 partes independentes: 1) introdução dos dados e simulação: número de ciclos, duração, vazão, volume inicial do reator, etc; 2) otimização do ciclo, o melhor tempo de duração e a melhor sequência das fases. A sedimentação foi idealizada considerando como separação completa entre as fases líquida e sólida. A duração do ciclo e a sequência das etapas foi baseada na melhor remoção das formas de nitrogênio do efluente. As constantes cinéticas e os parâmetros estequiométricos foram modificados de acordo com as condições operacionais, uma vez que pesquisas vem demonstrando que a cinética e a estequiometria podem variar drasticamente no RBS, em comparação com o reator contínuo convencional (OLES & WILDERER, 1991).

NAKHLA et al. (1997) obtiveram um modelo matemático para o RBS tratando águas residuárias com inibição (pela própria carga orgânica) e sem inibição e verificaram que para tratar água residuária com baixo poder inibidor, pode-se empregar alimentação instantânea, enquanto que para água residuária com alto poder inibidor, somente é possível tratar em RBS com longo tempo de alimentação. O modelo matemático foi desenvolvido baseado nas seguintes suposições: o reator esta completamente misturado com aeração e agitação durante os períodos de alimentação e reação; todos os nutrientes estavam presentes em abundância e somente o consumo de um substrato segue a cinética de Monod; a constante cinética não varia de uma fase para outra, isto é, os parâmetros pertinentes durante o período de reação são também aplicados para a etapa de alimentação; o tempo de retenção celular é mantido pelo volume de líquido misturado até o fim do período de reação. Durante o período de alimentação, o reator recebe água residuária bruta e portanto o volume varia com o tempo (DENNIS & IRVINE, 1979). Durante o período de reação, não há entrada nem saída do reator, portanto o volume de líquido no reator é constante e igual ao volume de líquido no final da alimentação e o reator passa a simular um sistema de batelada simples. As condições iniciais no período de reação são idênticas às condições finais no período de alimentação do reator. O modelo proposto abrange equações diferenciais ordinárias, não - lineares de 1ª ordem. Portanto, a técnica numérica usada foi o método Runge - Kutta de 4ª ordem para resolver as equações. Dados experimentais de águas residuárias de petroquímica com baixo

poder poluidor (69 mg/L de DBO) foram usados para validar o modelo, e os coeficientes cinéticos usados estavam dentro da faixa reportada na literatura para águas residuárias similares (NAKHLA & HARAZIN, 1993 citados por NAKHLA et al. 1997). Depois da implementação da solução numérica, várias simulações foram realizadas usando valores típicos de coeficientes cinéticos (METCALF & EDDY, 1991), para estudar o comportamento geral do modelo e seu ajuste com a teoria. De acordo com a estratégia e as condições iniciais usadas no ciclo, o perfil de concentração da DBO e dos SSV terá um comportamento cinético específico para cada ciclo. Por isso, a dificuldade em obter um modelo cinético que descreva o comportamento geral destes parâmetros, uma vez que a otimização dos tempos de reação e alimentação são geralmente governados pelas características da água residuária.

VAYENAS et al. (1997) desenvolveram um modelo dinâmico descrevendo nitrificação e nitratificação em filtros biológicos, que prediz os perfis de concentração da amônia, nitrito e nitrato ao longo da profundidade do filtro e do biofilme, em função dos parâmetros de operação para processo contínuo e descontínuo. A versão em batelada do modelo prediz que o melhor momento para iniciar a operação é quando a concentração de *Nitrobacter* é máxima e a de nitrito é mínima.

MORGENROTH & WILDERER (1998) fizeram um estudo da tecnologia do RBS: conceitos, projetos e experiências. As equações do balanço de massa foram introduzidas para permitir a comparação quantitativa do RBS com o processo contínuo convencional e para projetar estes sistemas de tratamento. Fazendo uma comparação entre o RBS e o de fluxo contínuo, se o RBS for operado com alimentação rápida, ele é semelhante ao reator de fluxo pistonado (PFR), já se ele for operado com alimentação lenta, se compara ao reator de mistura completa (CSTR). Por exemplo, sob condição de afluente constante (concentração), a duração do ciclo pode ser otimizada com relação a desnitrificação, nitrificação e remoção de carga orgânica. Simulações podem ser usadas para avaliar os efeitos da variação do afluente e verificar possíveis estratégias operacionais durante situações inesperadas.

BARNARD (1998) estudou o desenvolvimento de processos na remoção de nutrientes, porém as referências para remoção biológica de nitrogênio e fósforo em sistemas de lodo ativado apontavam para uma consciência da população, mas não de interesse dos empresários. O desenvolvimento de processos com aeração estendida intensificou a preocupação em remover nutrientes de águas residuárias. A descoberta da remoção biológica de nutrientes pode ser considerada sinérgica, conduzindo a uma grande explosão de processos, todos distintos, mas mantendo a bioquímica como linha básica para a remoção de ambos, nitrogênio e fósforo. O desenvolvimento de um modelo, para descrever as reações complexas que ocorrem nestes processos, tornou possível utilizar o sistema biológico para obter boa relação custo – benefício na remoção biológica de nutrientes. As descobertas relacionando a remoção de fósforo em sistemas de nitrificação, conduzem a intensificação das pesquisas em mecanismos de remoção de fósforo e a função do nitrato. Particularmente, o interesse foi o desenvolvimento de um modelo matemático para descrever as interações do processo de lodo ativado incluindo os novos mecanismos de remoção biológica de nutrientes, os quais foram iniciados por MARAIS e seus colaboradores na Universidade de Cape Town e mais tarde tornou-se base para o modelo de lodo ativado da IAWQ. Inicialmente, os modelos eram inflexíveis e desconsideravam resultados como os de SND em zonas aeróbias. Estes dados vem sendo trabalhados e gerando outros modelos, como o simulador Biowin que faz a predição da produção de sólidos, amônia, nitrato e fósforo para variações periódicas de concentração.

Van HAANDEL et al. (1986) estudaram a cinética de digestão aeróbia de lodo ativado, onde os primeiros modelos foram descritos como um processo de 1ª ordem em relação à concentração de lodo biodegradável. Numa batelada de lodo em digestão, a digestão aeróbia não afeta somente a concentração de lodo, mas outros parâmetros variam, como: taxa de consumo de oxigênio, concentração de nitrato e alcalinidade. O resíduo endógeno é uma parte do lodo ativo digerido que se transforma em um sólido orgânico, não biodegradável. Pode-se dizer que na digestão aeróbia, a fração de lodo ativo que se transforma em resíduo endógeno fica em torno de 20% no intervalo de temperatura de 14 a 20°C (MAR AIS & EKAMA, 1976 citados por Van HAANDEL et al., 1986). COUR A et al. 1973 (citados por Van HAANDEL et al., 1986), determinaram o mesmo valor de 20% para sistemas de lodo

ativado operando a 28°C. A oxidação de sólidos orgânicos durante a digestão aeróbia implica na liberação do nitrogênio que fazia parte do lodo, que passa para a fase líquida do reator como nitrogênio orgânico, mas é convertido rapidamente para nitrogênio amoniacal (a concentração de nitrogênio orgânico na fase líquida é sempre baixa). Se o lodo em digestão contiver bactérias nitrificantes (o que normalmente ocorre), então a amônia será oxidada a nitrato. O consumo da alcalinidade é calculado, considerando-se que essa diminuição é um fator 3,57 vezes o aumento da concentração de nitrato.

CATUNDA & Van HAANDEL (1983) fizeram o balanço de massa do material orgânico e nitrogenado em sistemas de tratamento de esgoto com lodo em suspensão, verificando que uma fração do material orgânico do afluente é transformada em lodo orgânico e é descartado do sistema como lodo em excesso, outra fração é oxidada gerando produtos inorgânicos. Se uma parte do sistema permanece em condições anaeróbias, ocorre digestão anaeróbia, isto é, o material orgânico é transformado em produtos gasosos (principalmente CH₄ e CO₂), sendo que o material nitrogenado do afluente é composto quase exclusivamente de nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, que somados resultam no nitrogênio total Kjeldahl (NTK). Assim, em sistemas de tratamento de esgoto, o material nitrogenado pode participar de 3 tipos de reações: 1) uma parte do material nitrogenado do afluente é incorporado ao lodo orgânico e deixa o sistema no descarte do lodo; 2) sob condições adequadas de oxigênio dissolvido e tempo de residência, pode ocorrer nitrificação, ou seja, a oxidação da amônia para nitrato; 3) na ausência de oxigênio dissolvido, o nitrato pode ser reduzido para nitrogênio molecular, ocorrendo desnitrificação, ou seja, o fluxo de material nitrogenado afluente é descarregado como: excesso de nitrogênio no lodo, nitrato e nitrogênio molecular. Na prática, procura-se usar uma propriedade comum às substâncias orgânicas para expressar sua concentração, pois sob condições adequadas todas as substâncias orgânicas podem doar elétrons a um oxidante. No processo de nitrificação, para oxidação de 1 mol de amônia são necessários 2 moles de oxigênio; logo o consumo de oxigênio para nitrificação é de 4,57 mg O/mg N e para o processo de desnitrificação é de 2,86 mg O/mg N.

GUJER et al. (1995) introduziram o modelo de lodo ativado (ASM 2) como uma expansão do modelo ASM 1, que leva em consideração o acúmulo de fósforo por microrganismos (PAO) e permite simular o comportamento do sistema de lodo ativado na

remoção biológica de nutrientes, porém o modelo ainda não foi calibrado ou verificado em alguma aplicação em escala completa (HENZE et al., 1995 citados por GUJER et al., 1995). Em 1987, o grupo de modelagem matemática para projeto e operação do tratamento biológico de água residuária introduziu o ASM 1, que permite simulação do comportamento do sistema de lodo ativado nitrificante e desnitrificante, o qual foi aplicado primeiramente ao tratamento de água residuária doméstica, contudo não incluía a remoção biológica de fósforo, sendo que 7 anos depois do ASM 1 ter sido publicado, foi elaborado o modelo ASM 2 para remoção biológica de fósforo. Estes organismos (PAO) representam tipos diferentes de microrganismos que são capazes de acumular fósforo na forma de polifosfatos. Os componentes do modelo ASM 2 são componentes solúveis: produtos da fermentação, alcalinidade do resíduo, substrato orgânico prontamente biodegradável, material orgânico inerte, nitrogênio gasoso, amônia, nitrito e nitrato, OD, fósforo, substrato prontamente biodegradável e componentes particulados: organismos nitrificantes autotróficos, organismos heterotróficos, material orgânico inerte, PAO, produto celular interno (glicose), polifosfato, substrato lentamente biodegradável e sólidos suspensos totais. A aplicação do modelo ASM 2 requer o uso de integração numérica das equações do balanço de massa, porém hoje vários “softwares” estão disponíveis e permitem aplicar o modelo ASM 2 para simular uma grande variedade de sistemas de lodo ativado.

2. CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA RESIDUÁRIA E ESTRATÉGIA OPERACIONAL

2.1. INTRODUÇÃO

SINGH et al.(1973) estudaram o resíduo bruto de quatro plantas de processamento avícola e determinaram a DBO, SS, pH e oxigênio dissolvido. Verificaram que ocorre grande variação no oxigênio dissolvido no tanque de aeração, enquanto que a variação no pH foi mínima. As características do resíduo avícola por eles utilizado dependem: da maneira que o sangue, penas e vísceras são manuseadas, do grau de eficiência da grade, da separação sólido-líquido no pré-tratamento, do tipo de equipamento de processamento, da taxa de produção, do número de tanques e principalmente do consumo de água. Várias mudanças ocorreram dentro da indústria avícola, causando um grande aumento na carga poluidora total e no consumo de água (Tabela 3).

As primeiras pesquisas de caracterização desses efluentes, foram realizadas por PORGES & STRUZESKI (citados por SINGH et al., 1973), que descreveram as operações de abate e suas contribuições na carga poluidora do efluente. Segundo estes autores, o sangue e as fezes contribuem com a maior parte da carga poluidora e é necessário que seja feita uma prévia separação dos efluentes para aumentar a remoção. Eles também realizaram um intenso trabalho de coleta de dados em vários abatedouros nos EUA com capacidade média de abate de 50.000 aves/dia. A quantidade de água utilizada variou de 16 a 35 litros/ave dependendo da tecnologia de abate. As características dos efluentes estão listadas na Tabela 3 .

No Brasil, FORESTI et al.(1977) realizaram um estudo de caracterização e tratamento de efluentes de abatedouro avícola situado em Guapiaçu/SP. Os resultados estão na Tabela 3. As variações que ocorrem nas características dos despejos são devidas a diferentes quantidades de água utilizada, maior ou menor eficiência na recuperação de subprodutos do efluente e diferenças nas técnicas utilizadas nas operações de processamento das aves e dos resíduos, mas vale lembrar que uma consistência de dados se verifica na literatura citada quanto a relação DBO/DQO (em torno de 0,75) que indica a boa biodegradabilidade desses resíduos.

Tabela 3- Características de Águas Residuárias Avícolas

	FORESTI et al.(1977)	SINGH et al.(1973)	PORGES & STRUZESKI (1962)
DBO (mg/L)	810	225-2725	150-2400
DQO (mg/L)	1085	/	200-3200
SS (mg/L)	/	125-1215	100-1500
ST (mg/L)	96,88	597-1836	350-3200
SSe (mg/L)	4,6	/	1-20
Alc. Total (mg/L)	/	/	40-350
N total (mg/L)	/	/	15-300
pH	6,7	6,8-7,4	6,5-9,0
Óleos e Graxas	748	/	/
DBO / DQO	0,75	/	0,75

O manejo de água residuária suína é considerado um dos principais problemas na Itália, devido aos altos níveis de matéria orgânica e nutrientes, sendo que o processo biológico aparece como principal alternativa de tratamento. O reator batelada sequencial oferece distintas vantagens no tratamento de despejos que contenham altas concentrações de nitrogênio. Neste processo, as fases anóxica e aeróbia podem ser usadas alternadamente para proporcionar eficiência ótima na remoção de nutrientes. Entretanto, a remoção da DQO residual torna-se mais difícil devido ao efeito cumulativo no processo e ao relativo impacto das condições aeróbia e anóxica na sua geração e possível degradação dos componentes residuais. BORTONE et al. (1992) e GERMIRLI et al. (1993) estudaram a nitrificação, desnitrificação e a remoção de fósforo de água residuária de abatedouro suíno, usando reator batelada sequencial com capacidade para 5 L. O ciclo completo foi de 24 h, dividido da seguinte maneira: 6 h de desnitrificação, 7 h de nitrificação, 4 h de desnitrificação, 6 h de nitrificação e 1 h de sedimentação. O reator era alimentado duas vezes em cada ciclo, no começo da primeira e segunda desnitrificação, com $\frac{3}{4}$ e $\frac{1}{4}$ do substrato, respectivamente, para suprir a desnitrificação com fonte de carbono. Foi obtida remoção de 93% de DQO, 88 a 93% de nitrogênio e 95% de fósforo a 20°C.

MATTIO (2000) estudou a remoção de nitrogênio com sistemas combinados e/ou conjugados. A aplicação de processos para controle de efluentes historicamente tem sido direcionado para a remoção de sólidos suspensos (SS), matéria orgânica biodegradável (DBO) e remoção de organismos patogênicos. A remoção de nutrientes tem se mostrado necessária por uma série de fatores, entre eles: a queda do teor de oxigênio dissolvido na água que é causada pela oxidação da amônia ou pela respiração de algas. A toxicidade causada pela presença de amônia não ionizada pode ser outro motivo da morte de organismos aquáticos. Descarga de águas contendo nutrientes têm sido regulamentadas e devem portanto ter um tratamento adequado antes do descarte em corpos receptores. A transformação desses compostos do nitrogênio pode ocorrer através de vários mecanismos: fixação, amonificação, síntese, nitrificação e desnitrificação. É importante notar que, se estiverem presentes no meio, oxigênio e nitrato, as bactérias vão utilizar o oxigênio para a oxidação da matéria orgânica, porque gera mais energia, portanto para que a desnitrificação ocorra é necessária a condição anóxica no meio. O sistema é composto por uma zona anóxica e uma aerada, antes do sedimentador. O efluente a ser tratado entra na primeira zona onde o nitrato, proveniente do reciclo da zona aerada, é transformado em nitrogênio gasoso, ocorrendo desta forma a desnitrificação. A matéria orgânica biodegradável presente no efluente fornece a fonte de carbono que mantém a taxa de desnitrificação. O efluente que deixa esta etapa vai para zona aerada, onde há oxigênio suficiente para a remoção conjunta da carga orgânica e nitrificação. A combinação dos processos com microrganismos em suspensão e fixos pode oferecer boas soluções utilizando-se as vantagens que cada um pode fornecer, por exemplo, o sistema de filtro biológico ou os biofilmes podem ser utilizados juntamente com um sistema de lodo ativado. Desta forma, pode funcionar como um polimento final no sistema, além de eliminar uma eventual perda de sólidos suspensos. Outro sistema chamado de conjugado pode operar com microrganismos suspensos e fixos no mesmo reator, aumentando a eficiência de remoção do sistema sem acréscimo de volume do tanque. A melhor configuração para otimizar a taxa de remoção de nitrogênio depende de cada tipo de efluente e do tratamento a ser empregado. Um estudo detalhado de cada situação é necessário para se obter o melhor desempenho do reator biológico.

BERNARDES et al. (1999) apresentaram um modelo para o comportamento da taxa de respiração (OUR) durante o período aeróbio e outro para taxa de redução de nitrato durante o fase anóxica usando reator batelada sequencial. O reator foi operado durante três meses, com ciclo completo de 12 h, cada ciclo com sete etapas: 26 min de alimentação agitada, 34 min de reação agitada I (pré-desnitrificação), 8 h de reação aerada I, 2 h de reação agitada II (pós-desnitrificação), 15 min de reação aerada II, 30 min de sedimentação e 15 min de descarga. O pH foi mantido em torno de 7,2 com adição de NaOH. O modelo para taxa de redução de nitrato pode ser usado para representar o processo de desnitrificação, enquanto que o modelo para taxa de respiração pode ser utilizado para nitrificação e oxidação do carbono durante o período aeróbio no tratamento de esgoto doméstico. Mas para ciclos longos, não é recomendado o uso dos modelos para predizer o comportamento.

RODRÍGUEZ et al. (1998) estudaram o desempenho do RBS na etapa de alimentação com água residuária fermentada anaerobicamente, com a finalidade de observar a capacidade do sistema em remover nitrogênio e fósforo. Foram usados dois reatores, cada um com volume de 980L, um como fermentador e outro como RBS. O RBS foi testado em 3 condições distintas: 0,13; 0,25 e 0,35 kg DQO total/kg SST.dia com vazão de 30,28; 28,07 e 24,08 L/min, respectivamente. O índice volumétrico de lodo (IVL) variou entre 40 e 70 mL/g durante os experimentos e o reator foi operado em ciclos de 8 h divididos em 5 fases: alimentação, reação anaeróbia, reação aeróbia, sedimentação e descarga. Melaço e K_2HPO_4 foram adicionados na água residuária para aumentar a concentração de DQO e PO_4-P para aproximadamente 600 e 15 mg/L, respectivamente. A eficiência total do reator para as diferentes taxas de carga orgânica em termos de DQO, fosfato e amônia foi de 88%, 95% e 90%, respectivamente. O processo de desnitrificação foi observado durante o enchimento e as fases anóxica / anaeróbia. A remoção de nitrogênio inorgânico foi de 88, 66 e 81% para 0,13; 0,25 e 0,35 kg DQO/kg SST.dia, respectivamente.

DIAMADOPOULOS et al. (1997) estudaram várias estratégias de operação do RBS no tratamento combinado de chorume e esgoto doméstico. A proporção de esgoto doméstico para chorume foi de 9/1 por volume. Esse resíduo combinado tinha em média os seguintes valores: DBO = 430 mg/L, DQO = 1090 mg/L e NTK = 133 mg/L (80% em termos de amônia). Durante o período de reação, o sistema foi operado sob modo de aeração estendida,

com SSTA em torno de 3500 mg/L. Os resultados indicam que o biotratamento foi bem sucedido com remoção de 95% de DBO₅. Além disso, a remoção de nitrato durante a fase anóxica foi de aproximadamente 99% devido a desnitrificação. No entanto, a remoção de NT durante o ciclo completo ficou em torno de 50%. A inclusão de um período anóxico depois da fase aerada melhorou a eficiência de remoção de nitrogênio. Entretanto, esta fase requer a adição de uma fonte de carbono externa, devido a baixa concentração de carbono biodegradável, e ao mesmo tempo o sistema torna-se menos eficiente na remoção de DBO. O reator foi operado a temperatura de 20°C, sendo que a transição das formas de nitrogênio e a progressão da conversão da matéria orgânica através da sequência de alimentação e reação foram fator importante no desempenho do reator. Durante as 3h do período de alimentação, a DBO₅ aumentou de 6 para 108 mg/L, enquanto o NTK aumentou de 11 para 66 mg/L. No mesmo período, o nitrato diminuiu de 63 para 2,4 mg/L, resultando em 96% de eficiência no processo de desnitrificação. Durante a subsequente fase anóxica, observou-se pequeno decréscimo na concentração de nitrato para 1,2 mg/L.

LEE et al. (1997) estudaram a remoção biológica de nutrientes de água residuária suína usando reator batelada sequencial. O ciclo completo consistia das seguintes etapas: 10 min de alimentação anóxica, 13h de reação óxica, 7h de reação anóxica, 3h de reação óxica, 40 min de sedimentação e 10 min de descarga. A velocidade de agitação foi de 70 rpm, o tempo de retenção dos sólidos foi de 20 dias e o tempo de retenção hidráulica foi de 48h. Com estas condições, foi obtido 90% de remoção de nitrogênio total e 89% de fósforo total.

BURRELL et al. (1999) estudaram um consórcio de bactérias envolvidas na oxidação do nitrito em lodo ativado, sendo que a oxidação do nitrito ocorreu através da bactéria *Nitrospira moscoviensis* e não *Nitrobacter*. Neste trabalho foi utilizada água residuária sintética em reator de 1 L de volume de trabalho, a 24°C e pH 7. O OD variou de 1,6 a 2,0 mg/L e o tempo de retenção hidráulica foi de 12 h. Quatro ciclos de 6 h foram realizados, de acordo com as etapas: 0,5 h de alimentação (500 mL); 4,5 h de reação aerada; 0,7 h de sedimentação e 0,3 h de decantação (500 mL). Foram realizados também 2 ciclos de 12 h: 0,7h de alimentação (500 mL); 10 h de reação; 0,7 h de sedimentação e 0,7 h de decantação (500 mL).

2.2. MATERIAIS E MÉTODOS

2.2.1 MATERIAIS

2.2.1.1 ÁGUA RESIDUÁRIA E BIOMASSA: a água residuária foi coletada no abatedouro de aves Pena Branca localizado em Jaguariúna / SP , após passar por tratamento primário (caixa de retenção de gordura). A coleta das amostras foi feita sempre no mesmo horário e no mesmo local. O lodo foi coletado na corrente de reciclo da planta de tratamento de efluentes do abatedouro avícola. A água residuária, usada nos experimentos numa primeira etapa do projeto, foi caracterizada para garantir que havia altas concentrações de nitrogênio. A Tabela 4 apresenta valores de alguns parâmetros medidos durante um mês, de amostras coletadas entre 09:30 e 10:00h.

Tabela 4 – Caracterização da água residuária de abatedouro avícola.

Parâmetros	Concentração (mg/L)
DQO	1774±190
N inorgânico	8,6±2,5
N orgânico	85,4±6,5
NTK	94,0±4,7
Fósforo	3,7±2,3
Óleos e graxas	266±120
Alcalinidade total	944±120
Cloretos	152±8
Sólidos Totais	2133±620
Sólidos Suspensos	882±60
Sólidos Dissolvidos	1251±600

Temperatura=23,7±1,1; pH=6,93±0,12

2.2.1.2 REATOR BATELADA SEQUENCIAL: o reator utilizado para o processo descontínuo foi construído de tubos de vidro, encamisado, com 7 L de volume útil e 4 L de volume de trabalho, dotado de pedras porosas no fundo para promover aeração (Figura 2).

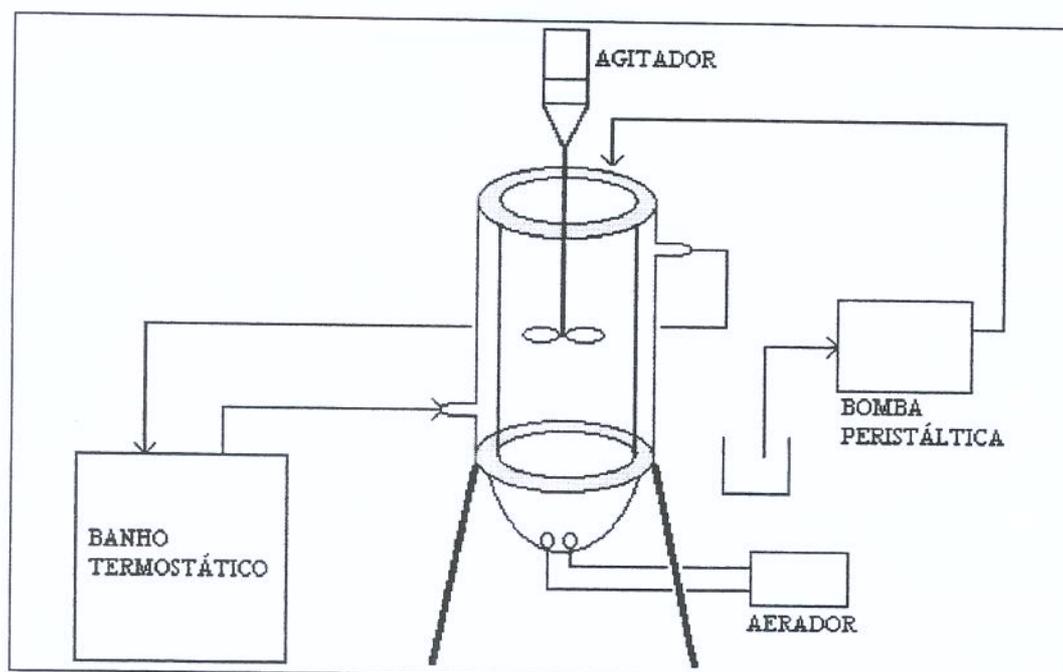


Figura 2 – Esquema de Operação do Reator Batelada Sequencial

2.2.2 MÉTODOS

2.2.2.1 OPERAÇÃO DO REATOR BATELADA SEQUENCIAL: o RBS foi operado de acordo com as seguintes etapas: 1) alimentação - o RBS partia com um volume inicial (V_0), que era composto basicamente de uma alta concentração de microrganismos, e chegava a um volume final (V_f), também chamado de volume de trabalho. Nesta fase, manteve-se o reator aerado, com a finalidade de promover a degradação do material poluente e dar condições para ocorrer os processos de nitrificação e desnitrificação. Durante o período de alimentação, em média de 3 horas, foram observados dois fenômenos que influenciaram as concentrações no interior do reator. O primeiro foi devido a própria reação microbiana que ocorreu neste período, e o segundo foi devido a diluição. Completada a alimentação, o fator diluição não mais existe e as variações nas concentrações passam a ser exclusivamente devido as reações microbiológicas; 2) reação - após atingir o volume final (V_f), o reator foi aerado e/ou agitado por tempo variável, com a finalidade de promover a redução da DQO, do nitrogênio e do fósforo. Na reação aeróbia, o objetivo era a remoção da DQO, nitrificação e

retirada de fósforo (oxigênio dissolvido ≥ 2 mg/l). Na reação anóxica, o objetivo era alcançar a desnitrificação (oxigênio dissolvido \sim zero); 3) sedimentação (descarga); 4) repouso (ajuste de ciclos).

2.2.2.2 DETERMINAÇÃO DO ÍNDICE VOLUMÉTRICO DE LODO (IVL): o índice volumétrico de lodo é um parâmetro que indica a compactabilidade do lodo e foi determinado pela equação:

$$IVL = \frac{1000 \times \text{Vol.Sed.}}{SS} \quad (1)$$

2.2.2.3 DETERMINAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO RBS

Foram calculadas as eficiências de remoção dos nove experimentos da segunda etapa do projeto, mas como alguns parâmetros da água residuária bruta não foram analisados, usou-se a equação abaixo somente na etapa de reação:

$$\eta = \frac{C_i - C_f}{C_i} \quad (2)$$

A Tabela 5 mostra as estratégias operacionais usadas nos experimentos 1 a 9, variando as condições iniciais, a duração das etapas de alimentação e reação do RBS, para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

Tabela 5 – Estratégias operacionais usadas para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo no RBS.

Experimento	Condição inicial	Alimentação	Reação	Objetivo	Temperatura (°C)
1	300 mL de lodo 1700 mL de ARB	1 h aerada	5 h aerada	Nitrificação	20
2	300 mL de lodo 1700 mL de ARB	2 h aerada	8 h aerada	Nitrificação	20
3	300 mL de lodo 100 mL de ARB 1600 mL de água	3 h aerada	7 h aerada 3 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	20
4	300 mL de lodo 100 mL de ARB 1600 mL de água	3 h aerada	7 h aerada 3 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
5	300 mL de lodo 100 mL de ARB 1600 mL de água	3 h aerada	6 h aerada 4 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
6	300 mL de lodo 100 mL de ARB 1600 mL de água	3 h aerada	7 h aerada 3 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
7	300 mL de lodo 100 mL de ARB 1600 mL de água	3 h aerada	4 h agitada 6 h aerada	Desnitrificação Nitrificação	25
8	300 mL de lodo 100 mL de ARB 1600 mL de água	3 h aerada	11 h aerada	Nitrificação	25
9	400 mL de lodo 100 mL de ARB 1500 mL de água	1 h aerada	13 h aerada	Nitrificação	25

2.2.3 MÉTODOS ANALÍTICOS

Todos os métodos analíticos descritos abaixo, seguem os procedimentos do Standard Methods (1995), com exceção do oxigênio dissolvido.

2.2.3.1 DETERMINAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONÍACAL: foi determinado pelo método de KJELDAHL, onde a amostra foi destilada na presença de ácido bórico com solução tampão de fosfato.

2.2.3.2 DETERMINAÇÃO DE NITROGÊNIO ORGÂNICO: foi determinado pelo método de KJELDAHL, onde foram adicionadas gotas do reativo de Nessler para verificar se existe ainda presença de amônia. A amostra foi titulada com ácido sulfúrico 0,02 N.

2.2.3.3 DETERMINAÇÃO DE NITRITO (NO_2^-): foi determinado através de espectrofotômetro a 585 nm, após reação com reagente da Hach, usando a curva-padrão previamente estabelecida.

2.2.3.4 DETERMINAÇÃO DE NITRATO (NO_3^-): foi determinado através de espectrofotômetro a 500 nm, após reação com reagente da Hach, usando a curva-padrão previamente estabelecida.

2.2.3.5 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO): foi usado o método titulométrico, onde o agente oxidante é o dicromato de potássio em ácido sulfúrico, tendo como catalisador sulfato de prata.

2.2.3.6 DETERMINAÇÃO DA ALCALINIDADE: foi determinada a alcalinidade total, como carbonato de cálcio pelo método do metilorange.

2.2.3.7 FÓSFORO: foi determinado pelo método do ácido ascórbico, onde foi feita uma curva padrão de fosfato (absorbância a 880 nm). Para transformar fosfato em fósforo, basta multiplicar pelo fator 0,326.

2.2.3.8 DETERMINAÇÃO DE CLORETOS: foi determinado pela titulação com solução padrão de nitrato de prata, na presença do indicador cromato de potássio. O cloreto é precipitado como cloreto de prata (Método de Mohr).

2.2.3.9 ÓLEOS E GRAXAS: foi determinado em balão de separação, utilizando hexano (ou éter de petróleo) como extrator. O solvente foi evaporado em capela e o resíduo remanescente foi considerado como sendo óleos e graxas.

2.2.3.10 DETERMINAÇÃO DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO: foi determinado com eletrodo de oxigênio dissolvido Modelo 810 da Orion.

2.2.3.11 SÓLIDOS TOTAIS (ST): em um cadinho limpo e seco em mufla a 600 °C por 2h; esfriado em dessecador e pesado (P1), adiciona-se 10 mL da amostra previamente homogeneizada e deixa-se evaporar em banho-maria. A secagem foi completada em estufa a 105 °C até peso constante (P2), sendo os sólidos totais igual a diferença de pesos P1 e P2.

2.2.3.12 SÓLIDOS FIXOS (SF): seguindo o procedimento do item 2.2.3.11, leva-se o cadinho para a mufla a 600 °C por 2h e após esfriado em dessecador pesa-se novamente (P3), sendo os sólidos fixos a diferença dos pesos P3 e P1.

2.2.3.13 SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV): para determinar os sólidos voláteis, basta fazer a diferença entre os sólidos totais e os sólidos fixos, diferença dos pesos P2 e P3.

2.2.3.14 SÓLIDOS SUSPENSOS (SS): foi feito em cadinho de GOOCH limpo com lã de vidro e seco a 105°C (P3). Filtrou-se 50 mL da amostra através da lã de vidro. Completando-se a secagem em estufa a 105° C até peso constante (P4), sendo os sólidos suspensos igual a diferença de pesos P3 e P4.

2.2.3.15 SÓLIDOS DISSOLVIDOS (SD): para determinar os sólidos dissolvidos, bastou fazer a diferença entre os sólidos totais e os sólidos suspensos.

2.2.3.16 DETERMINAÇÃO DO pH: a determinação do pH foi feita com potenciômetro digital.

2.3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta etapa do projeto foram realizados nove experimentos utilizando várias estratégias de operação. O primeiro experimento foi realizado a 20⁰ C com vazão de alimentação de 1,967 L/h, onde na etapa de reação, o reator foi aerado. Na Figura 3, podemos notar que a DQO diminui com o tempo em todo experimento. A amônia foi produzida durante toda fase de reação. Ocorreu formação de nitrito durante a digestão e pequeno consumo no final da batelada e o nitrato foi consumido durante todo o experimento, a nitrificação iniciou na fase de reação aeróbia em duas etapas, aumento e redução da concentração de nitrito seguindo com o consumo de nitrato (desnitrificação). As quatro formas de nitrogênio existentes na água residuária avícola são de grande interesse para o meio ambiente, uma vez que a amônia e o nitrito são transformados em nitrato, que é transformado em nitrogênio, que na presença de fosfato causam eutrofização de rios e lagos.

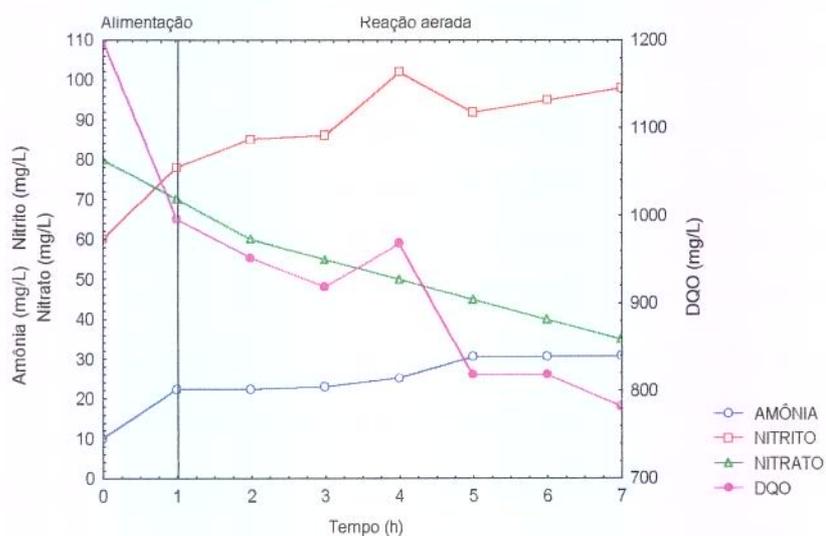


Figura 3 – Variação da concentração de amônia, nitrito, nitrato e DQO durante o experimento 1

O segundo experimento foi realizada a 20⁰ C com vazão de 1 L/h e a etapa de reação foi toda aerada. Na Figura 4.1 pode-se ver que a concentração de DQO diminui com o tempo. A amônia foi consumida no início da digestão e no final ocorreu geração (64/14=4,57 mgO₂/mgN) (Figura 4). Houve formação de nitrito e nitrato, mas a partir da sétima hora de

reação aerada ocorreu consumo tanto do nitrito quanto do nitrato. A variação da alcalinidade foi afetada pelas reações de amonificação e nitrificação, pois nestas reações houve um consumo da alcalinidade e formação de nitrato ($50/14=3,57$ mg de CaCO_3/mg de NO_3^-).

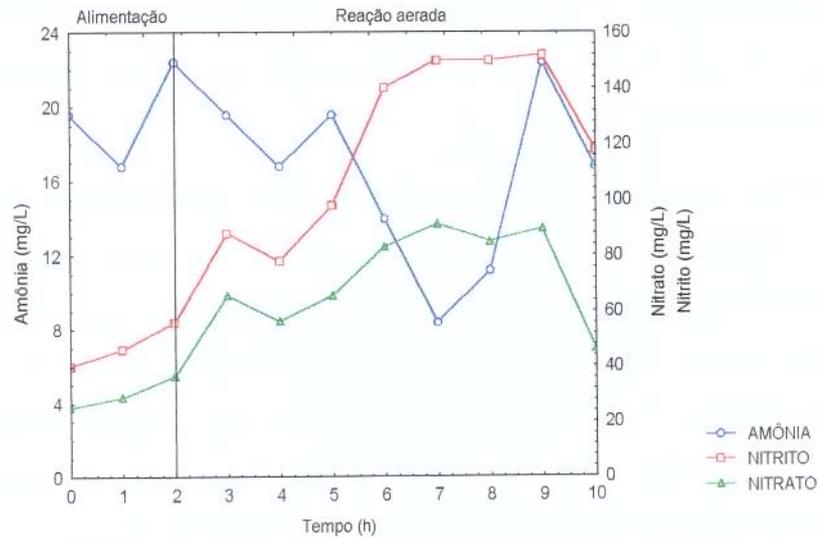


Figura 4 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 2

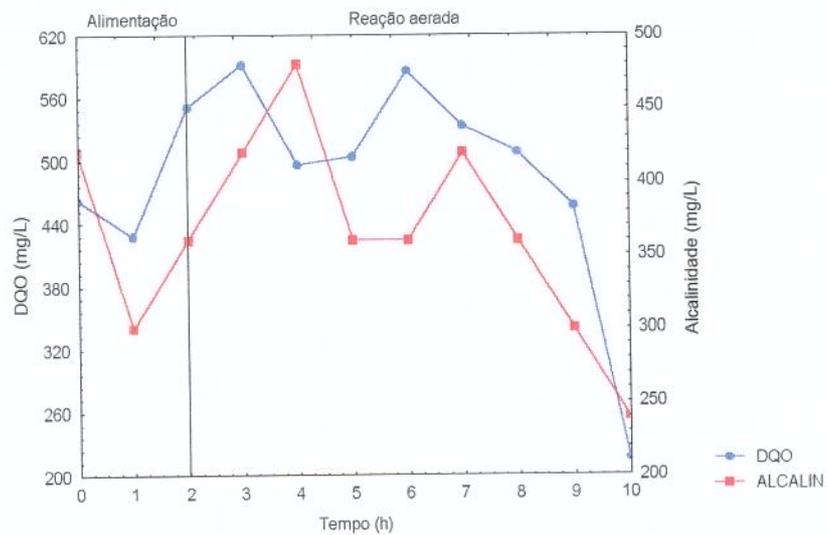


Figura 4.1 – Variação da concentração de DQO e alcalinidade durante o experimento 2

Os experimentos 3 a 7 foram realizados com vazão 0,667 L/h e a etapa de alimentação durou 3h com aeração. A temperatura foi mantida constante em 25⁰ C, com exceção da terceira batelada que foi controlada em 20⁰ C. A concentração de lodo no reator no início dos experimentos 3 a 7 foi controlada pelo IVL. Como a sedimentação variou em torno de 700 mL/L, o volume inicial do reator foi composto de: 300 mL de lodo, 100 mL de água residuária bruta e 1600 mL de água.

O período de reação para os experimentos 3 e 4 foi dividido em 2 etapas: 7 h de reação aerada (aeróbia) e 3 h de reação agitada (anóxica), sendo que na quarta corrida o nível de OD foi mantido em aproximadamente 4 mg/L. No início da reação anóxica alimentou-se o reator com 200 mL de água residuária bruta para suprir a desnitrificação com fonte de carbono. Nas Figuras 5.1 e 6.1, pode-se verificar que a DQO aumentou na fase de alimentação, vindo a cair na etapa de reação aeróbia e finalmente teve um pequeno aumento na reação anóxica devido a segunda alimentação. Através da Figura 5, observamos que a amônia aumentou nas etapas de alimentação e reação aeróbia, e diminuiu na reação anóxica. Mas pela Figura 6, ocorreu formação da amônia durante a alimentação e na etapa de reação houve consumo. Ocorreu aumento da concentração de nitrito nas duas bateladas. A concentração de nitrato aumentou na alimentação e no início da reação aeróbia, permanecendo aproximadamente constante, isto é, com pequenas oscilações nas fases de reação aeróbia e anóxica, no experimento da Figura 5 ocorreu o processo de nitrificação, porém não ocorreu desnitrificação. Pela Figura 6, o nitrato aumentou no período de enchimento do reator, sendo consumido na etapa de reação aeróbia e anóxica, neste caso, ocorreu processo de desnitrificação pouco intenso. Pela Figura 5.1, observa-se que houve aumento na alcalinidade. Já pela Figura 6.1, o fósforo aumentou na alimentação e na reação anóxica, e diminuiu na reação aeróbia, o que está de acordo com a literatura.

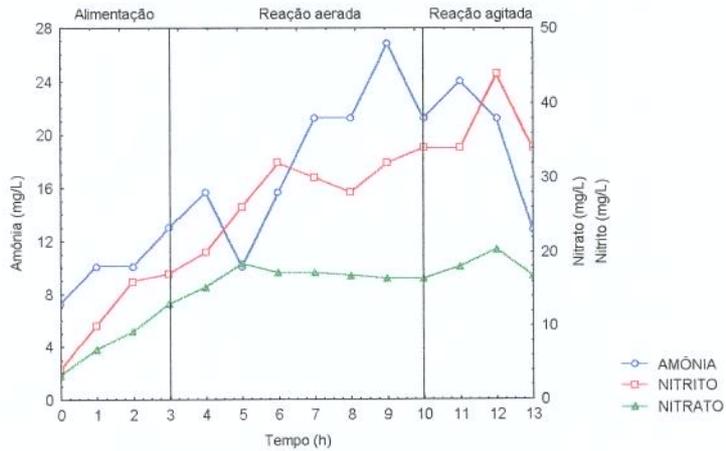


Figura 5 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 3

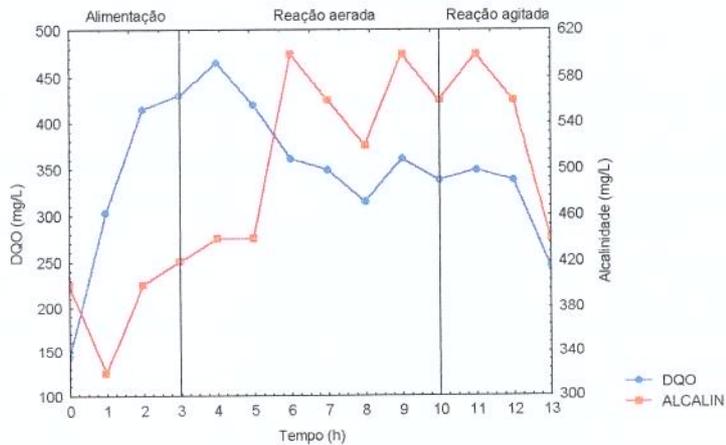


Figura 5.1 – Variação da concentração de DQO e alcalinidade durante o experimento 3

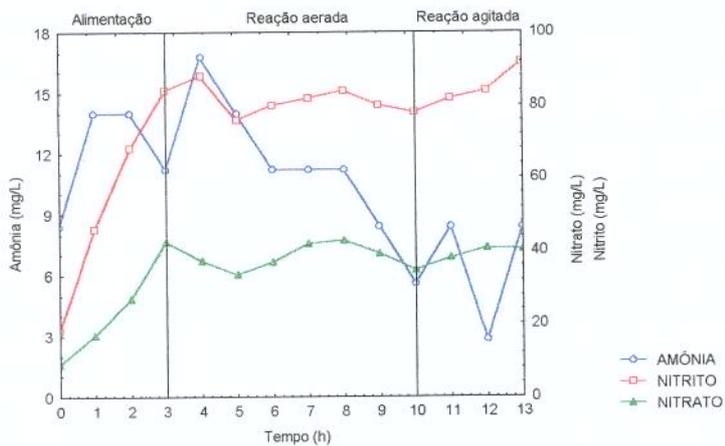


Figura 6 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 4

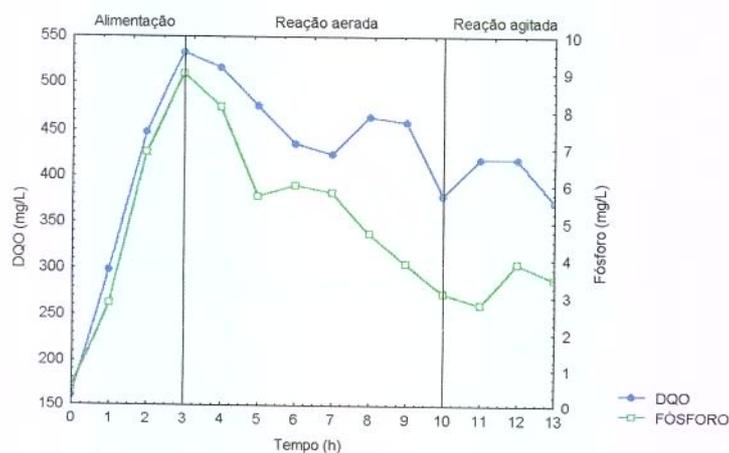


Figura 6.1 – Variação da concentração de DQO e fósforo durante o experimento 4

A fase de reação para os experimentos 5 e 7 foi dividida em 2 etapas distintas. No quinto experimento, o período de reação foi dividido em 6 h de reação aeróbia e 4 h de reação anóxica. Neste experimento, as características (cheiro, cor, sedimentação, atividade microbiana) do lodo e da água residuária estavam excelentes. O experimento 7 foi realizada com 4 h de reação anóxica e 6 h de reação aeróbia. Em ambas bateladas, o reator foi alimentado com 200 mL de água residuária bruta na segunda reação.

A DQO apresentou um comportamento semelhante nos experimentos 5 e 7, aumentou na etapa de alimentação e diminuiu do início ao fim nas fases de reação aeróbia e anóxica. Entretanto, notou-se no sétimo experimento que mesmo com a segunda alimentação (200 mL de água residuária), não houve aumento na DQO como esperado, ocorreu um consumo do substrato quase instantâneo (Figuras 7.1 e 9.1).

No experimento 5, ocorreu formação de amônia em todas as etapas do RBS, a concentração de nitrito aumentou na etapa de enchimento do reator, sendo consumido nos períodos de reação aeróbia e anóxica e a variação da concentração de nitrato apresentou comportamento semelhante a do nitrito. Isso permite dizer que ocorreu nitrificação e desnitrificação (Figura 7). O oxigênio dissolvido foi mantido em torno de 5 mg/L na fase de reação aeróbia e próximo de zero na fase de reação anóxica para dar condições de ocorrer os processos de nitrificação e desnitrificação. A alcalinidade aumentou e o nitrito diminuiu, o que contradiz a literatura (Figura 7.1) (CULP et al., 1978).

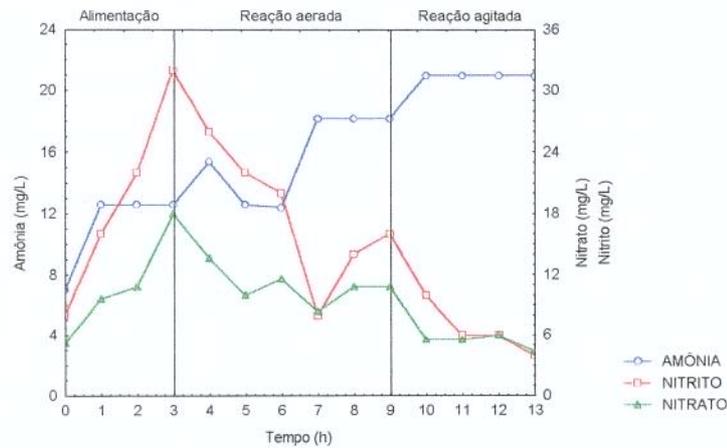


Figura 7 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 5

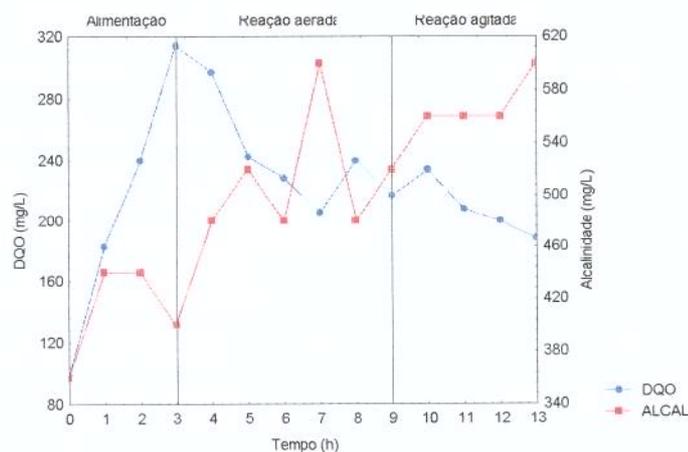


Figura 7.1 – Variação da concentração de DQO e alcalinidade durante o experimento 5

No experimento 7, houve formação de amônia nas etapas de enchimento e reação anóxica, mas na etapa de reação aeróbia ocorreu um pequeno consumo de amônia, seguido de aumento da concentração novamente. Neste experimento, ocorreu primeiro o processo de desnitrificação, consumo de nitrato em condições anóxicas e depois ocorreu nitrificação, consumo de nitrito em condições aeróbias (Figura 9), confirmando resultados da literatura

(GERMIRLI et al., 1993 e BORTONE et al., 1992) O pH variou de 7,13 a 7,47 e o OD foi controlado na reação anóxica próximo de zero e na reação aeróbia entre 2 e 3 mg/L (Figura 9.2). A alcalinidade aumentou nas etapas de alimentação e reação anóxica, mas a partir da segunda hora de reação aeróbia começou a ser consumida. O fósforo aumentou nos períodos de alimentação e reação anóxica, atingindo um nível máximo, sendo removido a partir da terceira hora de reação aeróbia (Figura 9.1).

Pela Figura 8.1, observa-se que a concentração de DQO aumentou na alimentação, atingindo um valor máximo antes do final da alimentação, sendo reduzida nas etapas de reação aeróbia e anóxica. Nesta corrida, houve aumento de amônia na alimentação, consumo na etapa de reação aeróbia e na reação anóxica ocorreu pequena geração de amônia, provavelmente por ter ocorrido respiração endógena. No período de enchimento do RBS, houve aumento da concentração de nitrito atingindo um valor máximo, depois da terceira hora de reação aeróbia ocorreu pequeno consumo de nitrito, o que permite concluir que ocorreu nitrificação. A concentração de nitrato aumentou na alimentação, manteve-se constante na reação aeróbia e teve um pequeno consumo na reação anóxica, isto é, ocorreu desnitrificação (Figura 8). A alcalinidade foi consumida a partir da segunda hora de reação aeróbia, confirmando a ocorrência de nitrificação. O fósforo aumentou na alimentação atingindo um nível máximo, sendo consumido na reação aeróbia e aumentando na reação anóxica (Figura 8.1). O pH variou de 6,76 a 7,17 e o OD foi mantido entre 2 e 3 mg/L na reação aeróbia e variou de 0,4 a 1,2 mg/L na reação anóxica (Figura 8.2).

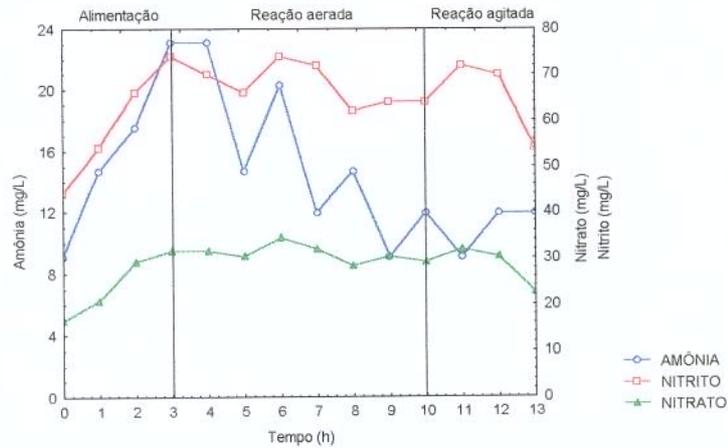


Figura 8 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 6

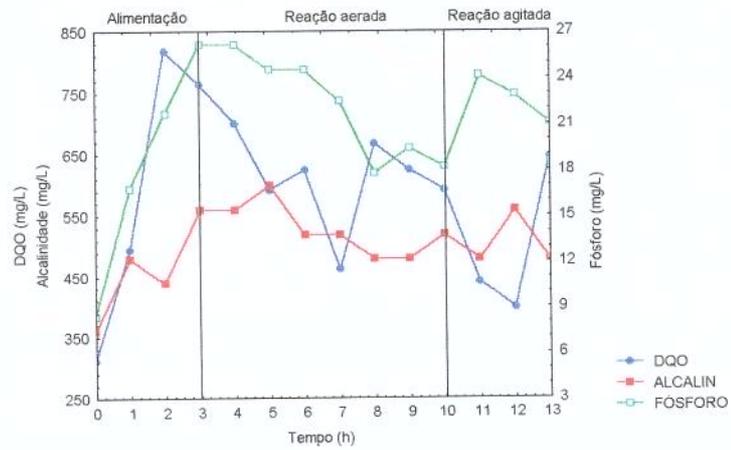


Figura 8.1–Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 6

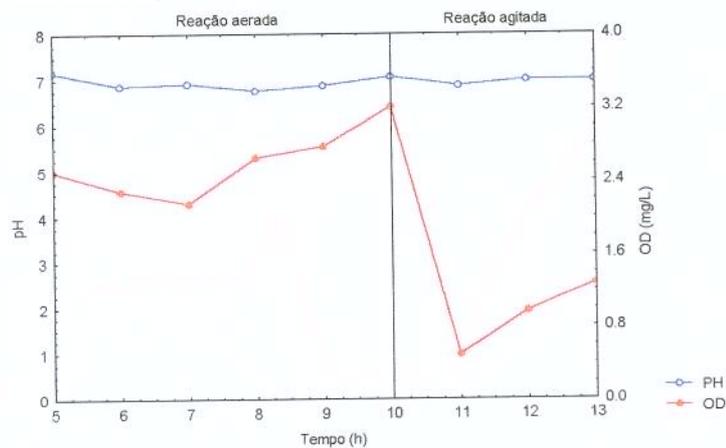


Figura 8.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 6

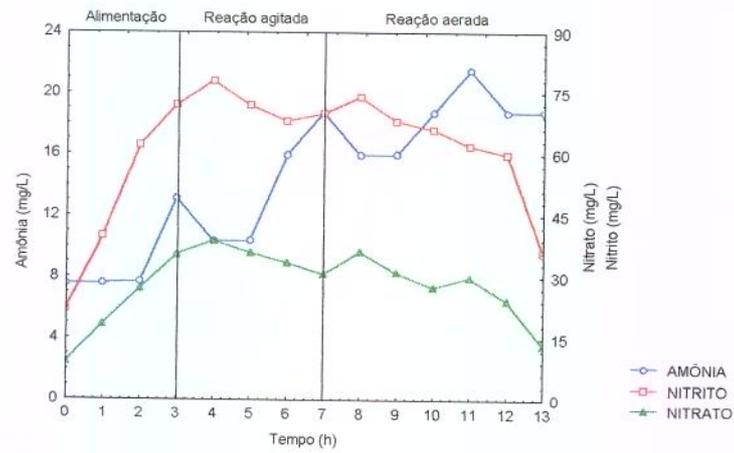


Figura 9 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 7

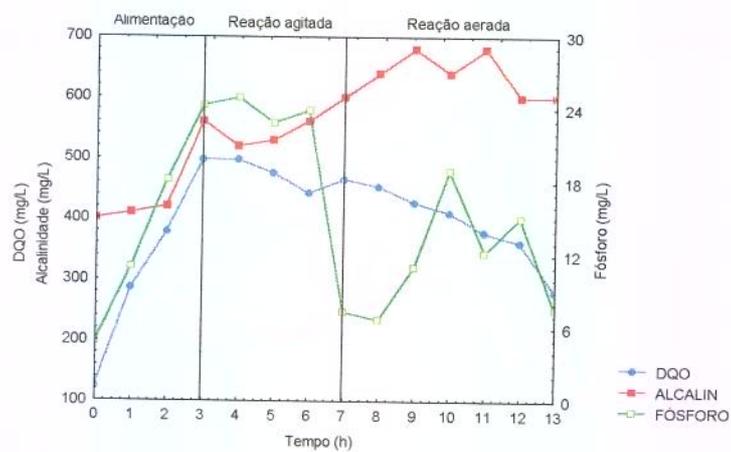


Figura 9.1–Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 7

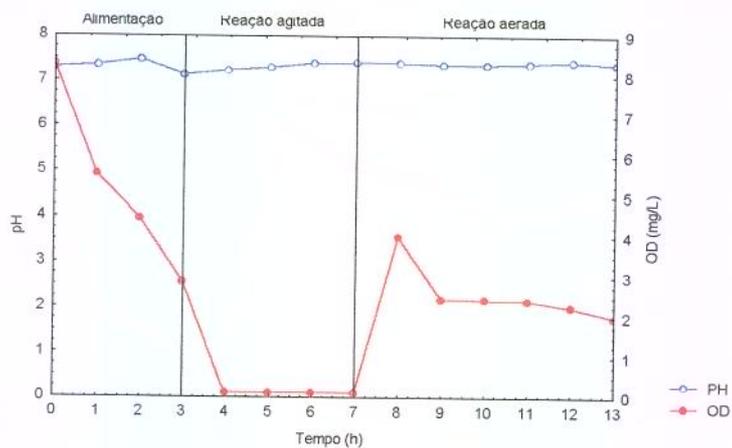


Figura 9.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 7

Os experimentos 8 e 9 foram realizadas a 25⁰ C; o ciclo completo durou 14 h, sendo que o experimento 8 foi alimentado por 3 h e a etapa de reação aeróbia ocorreu em 11 h. Já o experimento 9 foi alimentado por 1 h e a fase de reação aeróbia ocorreu num período de 13 h. A concentração de lodo no oitavo experimento foi ajustada através do IVL: 300 mL de suspensão de lodo, 100 mL de água residuária e 1600 mL de água. No experimento 9 o reator partiu com 400mL de suspensão de lodo, 100 mL de água residuária e 1500 mL de água. Pela Figura 10 observa-se que a amônia manteve-se constante em torno de 14 mg/L, o nitrito aumentou na etapa de alimentação e na fase de reação aerada até a sexta hora, a partir da sexta hora ocorreu consumo do nitrito. Simultaneamente, houve aumento e redução da concentração de nitrato, o que permite concluir que ocorreu nitrificação e desnitrificação. A concentração de DQO aumentou na fase de enchimento, e na etapa de reação aerada ocorreu remoção. A alcalinidade aumentou na alimentação do reator e foi consumida na fase de reação aeróbia. O fósforo aumentou na alimentação e diminuiu na zona de reação aeróbia (Figura 10.1). O pH variou de 7,04 a 7,56 e o OD variou em torno de 3,1 mg/L (Figura 10.2). Através da Figura 11 pode-se verificar que ocorreu formação da amônia em todo experimento, variando de 10 a 22 mg/L. O nitrito aumentou na alimentação e na reação aerada, porém, depois da quinta hora de reação foi consumido. A concentração de nitrato aumentou na fase de enchimento do reator, sendo consumido do início ao fim da etapa de reação aeróbia. Pela Figura 11.1, observa-se que a DQO aumentou na alimentação e na primeira hora de reação aerada, a partir da primeira hora de reação ocorreu remoção de DQO. A alcalinidade aumentou na fase de enchimento e até a oitava hora de reação aerada, sendo consumida até o final da batelada. O fósforo aumentou na alimentação e diminuiu na etapa de reação aeróbia a partir da primeira hora de experimento. Na Figura 11.2, o perfil de variação do pH e do OD, o pH variou de 7,48 a 7,87 e o oxigênio dissolvido variou em torno de 3,3 mg/L.

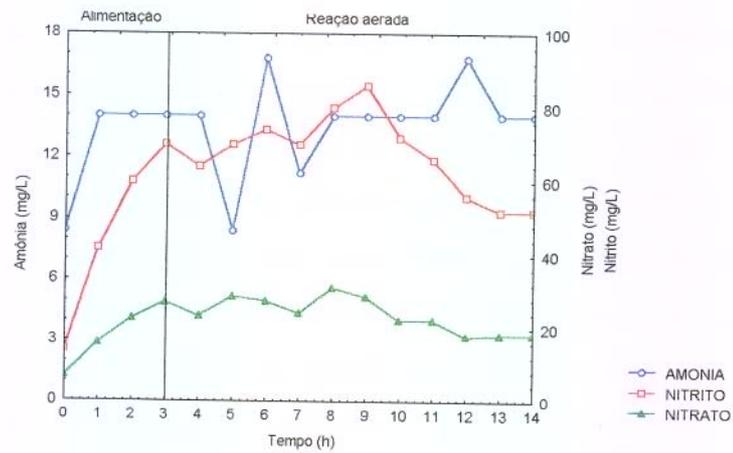


Figura 10–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 8

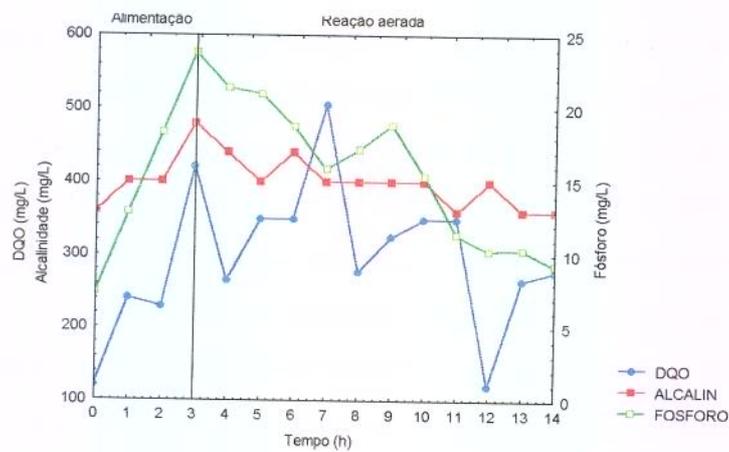


Figura 10.1–Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 8

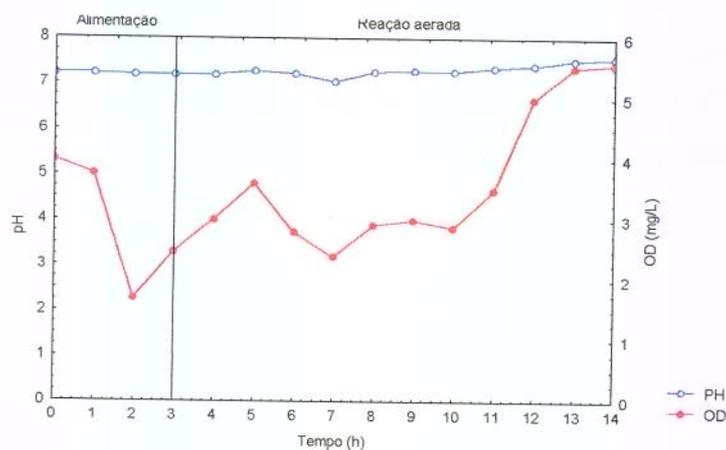


Figura 10.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 8

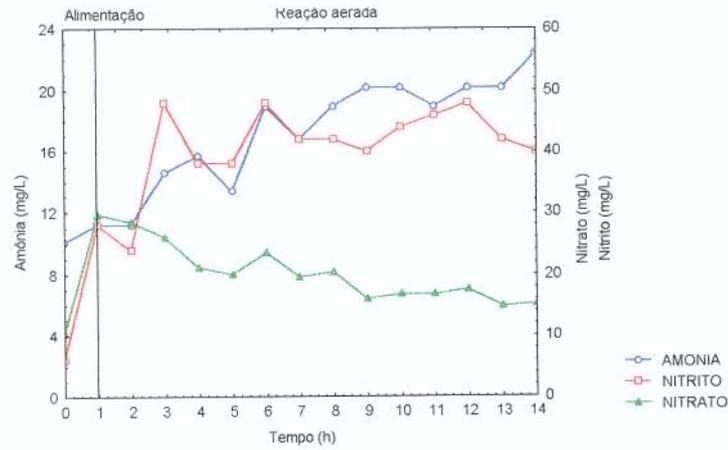


Figura 11–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 9

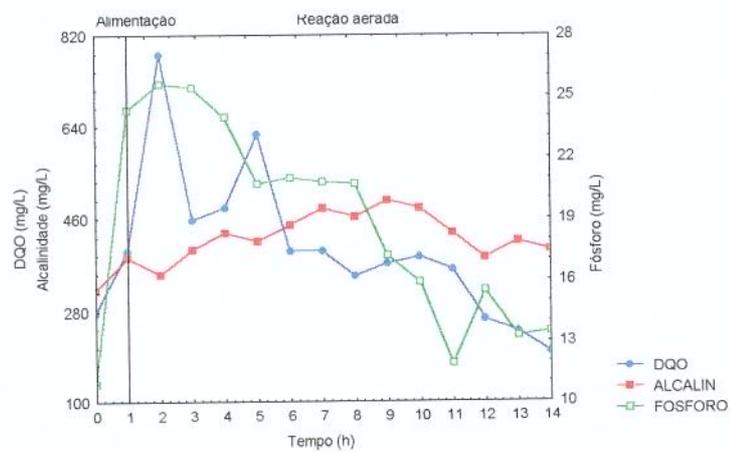


Figura 11.1–Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 9

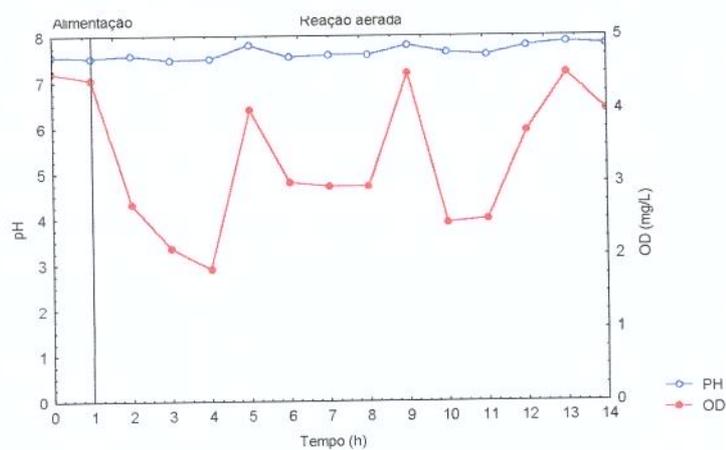


Figura 11.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 9

Os resultados da Tabela 6, mostram o desempenho do RBS na remoção de amônia, nitrito, nitrato, DQO e fósforo. Pode-se observar que os experimentos 5 e 7 foram os que tiveram melhores resultados, onde na fase de reação, a ordem foi mudada para verificar o efeito sobre a eficiência do RBS. Nota-se que em todos os experimentos ocorreu redução da DQO, sendo que o experimento 2, teve 60% de redução.

Tabela 6 – Resultados da eficiência de remoção biológica de nutrientes e carga orgânica usando o RBS no tratamento de água residuária avícola.

Experimento	Amônia (%)	Nitrito (%)	Nitrato (%)	DQO (%)	Fósforo (%)
1	37*	26*	50	21	ND
2	25	110*	27*	60	ND
3	7*	79*	29*	43	ND
4	25	10*	5	30	61
5	67*	87	75	40	ND
6	36	27	28	18	38
7	21*	83	74	43	91
8	20*	26	32	34	61
9	100*	43*	49	50	44

*significa que ocorreu produção do composto

ND = não foi determinado

2.4 CONCLUSÃO

Os resultados experimentais mostraram que das estratégias utilizadas nos experimentos, a melhor estratégia foi conseguida no experimento 7, isto é, 3 h de alimentação aerada, 4 h de reação agitada e 6 h de reação aerada. O desempenho do reator batelada sequencial nos processos de nitrificação e desnitrificação foi razoável, sendo que a remoção de amônia, nitrito, nitrato, DQO e fósforo foi de 21 %, 83 %, 74 %, 43 % e 91 % a 25^o C, respectivamente.

3. EFEITO DA ADIÇÃO DE UMA FONTE DE CARBONO NO INÍCIO DA FASE ANÓXICA E DA CONDIÇÃO DE PARTIDA DO REATOR (F / M)

3.1. INTRODUÇÃO

Os efeitos das estratégias anóxica e óxica durante a etapa de alimentação no desempenho do reator batelada sequencial, são critérios importantes para se obter boa remoção de nutrientes, principalmente variando o tempo e as condições iniciais nestas etapas. A duração e a ordem das diferentes fases devem ser determinadas de acordo com os objetivos do processo. O afluente pode ser alimentado num período de enchimento curto ou longo, e o ciclo pode conter uma ou mais etapas de alimentação. O tempo do ciclo pode ser ajustado de acordo com a composição e concentração do resíduo (SHEKER et al., 1993; MORGENROTH & WILDERER, 1998; Van LOOSDRECHT & JETTEN, 1998).

RAMALHO (1983) verificou que a relação F/M ótima deve variar entre 0,3 e 0,6 Kg DBO/d.Kg SSVTA, o que resulta num lodo floculento, isto é, com boa capacidade de sedimentação. Quando esta relação é menor que $0,3 \text{ d}^{-1}$, significa que o tratamento esta com falta de substrato e os microrganismos entraram em respiração endógena, período que ocorre geração de amônia. Porém, quando a relação é maior que $0,6 \text{ d}^{-1}$, ocorre a presença de microrganismos filamentosos levando o lodo ao processo de entumescimento.

A conversão biológica da amônia a nitrogênio gasoso não é um processo direto, mas consiste de duas etapas separadas: primeiro a amônia é oxidada para nitrato e depois reduzida para nitrogênio molecular. Em circunstâncias favoráveis, a nitrificação pode ser acompanhada com remoção de DBO em tratamento secundário, sendo que os parâmetros operacionais importantes incluem: pH, OD, período de aeração, idade do lodo e razão carbono/nitrogênio, sendo que a temperatura é a variável dominante que afeta todas as outras variáveis. No processo de desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso através de bactérias heterotróficas, envolvendo a oxidação de material carbonáceo e ocorre em níveis de OD baixos (PEAVY et al., 1985).

CULP et al. (1978) constataram que os componentes nitrogenados encontrados no esgoto bruto podem ser biologicamente oxidados a nitrato em ambiente aeróbio, enquanto que em condições anaeróbias, nitratos e nitritos são reduzidos a nitrogênio gasoso. A taxa máxima

de nitrificação a 20°C ocorre na faixa de pH entre 8,0 e 8,8 (pH ótimo 8,4), é fortemente afetada pela temperatura e a concentração de oxigênio dissolvido tem efeito significativo neste processo. A alcalinidade é um parâmetro importante, pois aproximadamente 7,14 mg de alcalinidade (CaCO₃) são consumidas por mg de amônia oxidada. Ao contrário da nitrificação, uma ampla gama de bactérias pode realizar a desnitrificação, incluindo a *Pseudomonas sp*, *Micrococcus sp*, *Achromobacter sp* e *Bacillus sp*, cuja taxa máxima ocorre na faixa de pH entre 6,5 e 7,5 (pH ótimo 7,0).

LEE et al. (1997) estudaram a remoção biológica de nutrientes de água residuária de abatedouro de suínos em RBS. O ciclo completo consistia das seguintes etapas: 10 min de alimentação anóxica, 13 h de reação óxica, 7 h de reação anóxica, 3 h de reação óxica, 40 min de sedimentação e 10 min de descarga, com tempo de retenção dos sólidos de 20 dias e o tempo de retenção hidráulica de 48 h. Foram estudadas três condições diferentes para obter o melhor desempenho dos reatores: suplementação com acetato, água residuária fermentada e sem suplementação no início da fase anóxica. Nos experimentos realizados com adição de acetato e água residuária fermentada, obtiveram 90% de remoção de nitrogênio total e 89% de remoção de fósforo total, contra 76 e 15%, respectivamente, no experimento sem suplementação no início da fase óxica.

PURTSCHERT & GUJER (1999) estudaram a dinâmica de uma população num sistema de desnitrificação usando metanol como fonte de carbono em plantas de tratamento de água residuária. Experimentos com fases anóxica e aeróbia foram realizados em escala de laboratório incluindo um reator batelada sequencial. Três caminhos foram seguidos: fase anóxica a 10°C, que não foi discutida; fase anóxica a 20°C e finalmente fase mista aeróbia-anóxica a 20°C. Vários testes foram realizados para caracterizar o período de adaptação ao metanol e determinar os parâmetros cinéticos e estequiométricos, bem como os efeitos da temperatura e outros inibidores. Um modelo matemático foi desenvolvido e ajustado com dados experimentais, cuja verificação foi realizada com experimento em escala industrial numa planta de tratamento de resíduos em Zurich-Werdholzli (Suíça). A fim de otimizar o processo de desnitrificação, com respeito a custo e desempenho, é importante o cultivo de população específica, pois pretende-se obter pouco lodo e que cresça mais rápido anaerobicamente. Um dos critérios de seleção dos microrganismos é avaliar o fornecimento de

oxigênio solúvel. Assim, o consumo de nitrato pelo processo de desnitrificação com adição de metanol, significa minimizar a exposição simultânea da biomassa ao oxigênio e metanol. Comparando as fontes de carbono externa, o metanol produzia menor quantidade de lodo do que o acetato.

CARUCCI et al. (1999) fizeram ampla investigação dos mecanismos de armazenagem anaeróbia de substratos orgânicos em experimentos em escala de laboratório em reator batelada sequencial. Sob condições anaeróbias, a glicose pode ser acumulada e transferida para o glicogênio como composto armazenado, sendo que os microrganismos podem usar polifosfato como fonte de energia. Utilizaram um modelo teórico com diferentes mecanismos anaeróbios, que podiam explicar o fenômeno observado depois da escassez de substrato na estação de tratamento de efluentes (ETE) pelo aumento na remoção biológica de fósforo (EBPR): depois do período de baixa carga orgânica, o fosfato efluente aumentava significativamente nos próximos 1 a 2 dias. Isto foi quantitativamente e qualitativamente relevante, porque o fosfato no efluente aumentava em torno de 60% devido a este efeito. Períodos com baixa concentração de DQO levava a supressão completa da liberação anaeróbia do fosfato e subsequente diminuição de sua concentração no efluente tratado. Este efeito foi parcialmente representado por um modelo matemático simples. Assim, depois de períodos de baixa carga orgânica, como finais de semana e chuva, uma diminuição na capacidade de remoção de fosfato pela ETE foi observada. Quando foi realizada recirculação do efluente por 20 h, o polihidroxialcanoato (PHA) diminuiu e a capacidade de aumento da concentração do fosfato foi reduzida. Foi observado também uma redução na capacidade de aumento da concentração de fosfato depois da aplicação excessiva de aeração, em torno de 24h. O RBS foi operado a 20°C, com tempo de retenção hidráulica de 0,5 dias, idade do lodo foi controlada entre 8 e 10 dias e o ciclo completo durou 6 h, de acordo com as seguintes etapas: 1h 25min de reação anaeróbia, 4 h de reação aeróbia, 28 min de sedimentação e 7 min de descarga, sendo que o período de alimentação variou de 3 a 60 min até o início da fase anaeróbia. O oxigênio dissolvido na fase aeróbia foi mantido em torno de 2 mg/L.

SUDIANA et al. (1999) pesquisaram o metabolismo microbiano durante a remoção biológica de fósforo (EBPR) com adição de acetato e glicose como fonte de carbono externa. Quatro reatores anaeróbio - aeróbio foram operados com acetato ou glicose como principal

fonte de carbono, sob condição de baixa ou alta concentração de fósforo. Limitando-se a concentração de fósforo, pode-se limitar o desenvolvimento de polifosfato, através da seleção e estabelecimento de comunidades microbianas que acumulam glicogênio (GAO), enquanto que os microrganismos que acumulam polifosfato (PAO) somente se estabelecem em meios com alta concentração de fósforo. Ambos os lodos PAO e GAO mostraram que a absorção de acetato foi seguida por glicólise com subsequente acúmulo de polihidroxialcanoato (PHA). A glicose foi convertida anaerobicamente para PHA e glicogênio.

STEVENS et al. (1999) estudaram a otimização da remoção biológica de nutrientes em zonas anóxicas, durante os primeiros anos do desenvolvimento da tecnologia de remoção biológica de nutrientes e assumiram que as espécies de bactérias responsáveis pela remoção de fósforo (Bio P) poderiam não usar nitrato como aceptor final de elétrons. Embora o fósforo aumente com ou sem adição de efluente primário, é importante considerar que o lodo na ETE recebe adição contínua de efluente primário. A separação das fontes de carbono (poli-β-hidroxibutirato e efluente primário) e adição de zonas anaeróbia / anóxica separadamente, permitem o uso efetivo de fontes de carbono disponíveis e o aumento na remoção de nutrientes.

POCHANA & KELLER (1999) estudaram alguns fatores que afetam simultaneamente os processos de nitrificação e desnitrificação (Simultaneous Nitrification and Denitrification - SND). Foram realizados experimentos para entender as condições e os processos que influenciam a ocorrência SND em sistemas de lodo ativado. Em condições específicas, acima de 95% de remoção do NT através de SND foi conseguido. Fonte de carbono e concentrações de oxigênio são parâmetros importantes do processo, como por exemplo a adição de acetato como fonte de carbono externa, que resultou num aumento da SND. Foram realizados experimentos para determinar os efeitos do tamanho dos flocos no desempenho da SND, com a finalidade de testar a hipótese que a SND é um fenômeno físico, orientado pela difusão do oxigênio para dentro do floco. Resultados preliminares suportam esta hipótese, mas é necessário fazer mais experimentos para confirmar a mesma. Enquanto a remoção de fósforo pode ser obtida por processos químicos e biológicos, a remoção de nitrogênio é quase exclusivamente realizada biologicamente. Através de estudos prévios, foram encontrados 3 fatores importantes que influenciam a SND: suplementação de carbono,

oxigênio dissolvido e tamanho dos flocos. Comparando as fontes de carbono externa, verificou-se que a taxa de desnitrificação é mais alta usando acetato, seguido pelo metanol e glicose. A concentração de OD em torno de 0,5 mg/L foi adequada para obter taxa de nitrificação igual a desnitrificação, portanto levando a ocorrer a SND. O reator operou a temperatura entre 18 e 22°C e volume final de 4,8 L. O tempo de retenção hidráulica foi de 36 h e a idade do lodo foi de 15 dias. Uma estratégia utilizada foi: 2,0 h de alimentação (800 mL); 0,5 h de reação não aerada (anóxica); 3,0 h de reação aerada e 0,5 h de sedimentação e descarga. Outra estratégia usada foi: 1 h de reação anóxica e 5 h de reação aeróbia. A adição de uma fonte de carbono prontamente biodegradável, resulta num aumento significativo da atividade da SND no reator. Isto indica que a fração de DQO solúvel, afeta fortemente o desempenho do processo da SND, o que é compatível com as altas taxas de desnitrificação encontradas na fase anóxica. O processo simultâneo de nitrificação e desnitrificação (SND) parece ter aumentado nos experimentos onde o tamanho dos flocos foi aumentado. O aumento da concentração de OD no reator afetou negativamente o processo SND, contudo, esta relação (OD/SND) não é diretamente proporcional ao aumento das taxas de desnitrificação e nitrificação a níveis de OD acima de 0,8 mg/L.

HENZE et al. (1995), citados por ZHAO et al. (1999) elaboraram um modelo de lodo ativado (ASM 2) para modelar o processo dinâmico na remoção biológica de fósforo em RBS. Adicionalmente, o modelo para processo simplificado (SPM) e o modelo de rede neural (NN) foram propostos e introduzidos na modelagem do RBS na remoção de nutrientes. Simulações mostraram que o ASM 2 pode oferecer melhores previsões e interpretações para certos experimentos, do que o SPM, porém, são necessárias calibrações frequentes. O modelo híbrido SPM e NN melhorou as previsões, porém os resultados deste estudo demonstraram que o ASM 2 é bom para simulação de processos detalhados, enquanto o modelo híbrido é mais adequado para previsão “on-line” e controle de processos. Este sistema foi operado com 3 ciclos de 8 h ou 4 ciclos de 6 h. Em cada ciclo, o reator foi alimentado com 2 L (volume total de 4 L) e 2 L de sobrenadante foram retirados no final de cada ciclo. Os experimentos foram conduzidos a $20 \pm 2^\circ\text{C}$, a idade do lodo foi mantida em 15 dias no ciclo de 8 h e foi reduzido para 10 dias no ciclo de 6 h (ZHAO et al., 1999).

NOWAK et al.(1999) compararam diferentes conceitos de nitrificação e desnitrificação em plantas de lodo ativado, onde foram testadas duas plantas - piloto para depois estender para uma ETE municipal. Um reator foi operado com aeração durante todo o ciclo, ao passo que um segundo reator foi operado 20% do ciclo de forma anóxica. No reator que foi totalmente aerado não ocorreu a redução do nitrito para nitrogênio gasoso, mostrando que, para ocorrer desnitrificação a biomassa heterotrófica deve permanecer em condições anóxicas. De acordo com KNOWLES et al. (1965), citados por NOWAK et al.(1999) a taxa de crescimento específico máxima ($\mu_{MÁX.}$) de *Nitrobacter* é significativamente mais alta que a de *Nitrosomonas* em temperaturas entre 10 e 20°C, fato que justifica a ausência de nitrito durante o processo de nitrificação em regiões de clima moderado, além do fato de que a concentração de bactérias nitrificantes é muito baixa em águas residuárias municipais. Portanto, é recomendado que o reator biológico seja aerado até completar o processo de nitrificação.

3.2. MATERIAIS E MÉTODOS

3.2.1 MATERIAIS

Nesta etapa do projeto, foi verificado o efeito da adição de uma fonte de carbono no início da fase anóxica. Foram coletadas amostras da água residuária bruta e do lodo do abatedouro de aves Pena Branca em Jaguariúna/SP. O reator batelada sequencial partia com 2 litros de suspensão de lodo e chegava em 4 litros, os experimentos foram realizados variando a duração e a ordem das etapas de alimentação e reação.

3.2.2 MÉTODOS

3.2.2.1 DETERMINAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO RBS

Foram calculadas as eficiências de remoção dos dezenove experimentos da terceira etapa do projeto com a seguinte equação:

$$\eta = \frac{(V_o \cdot C_i + Q \cdot t \cdot C_o) - V_f \cdot C_f}{(V_o \cdot C_i + Q \cdot t \cdot C_o)} \quad (3)$$

A Tabela 7 mostra as estratégias operacionais usadas nos experimentos 1 a 7, variando as condições iniciais, duração e ordem das etapas de alimentação e reação do RBS, para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

Tabela 7 – Estratégias operacionais usadas para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo no RBS.

Experimento	Condição inicial	Alimentação	Reação	Objetivo	Temperatura (°C)
1*	300 mL de lodo 200 mL de ARB 1500 mL de água	0,5 h agitada 1,75 h aerada	1,5 h aerada	Nitrificação	25
2*	400 mL de lodo 100 mL de ARB 1500 mL de água	0,5 h agitada 2 h aerada	2 h aerada	Nitrificação	25
3	500 mL de lodo	4 h aerada	7,25 h aerada	Nitrificação	25
4	500 mL de lodo	4 h aerada	5 h aerada 3 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	24
5	500 mL de lodo	4 h aerada	6 h aerada 2 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
6	500 mL de lodo 300 mL de ARB	1 h agitada 3 h aerada	6 h aerada 2 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
7	1500 mL de lodo 500 mL de ARB	4 h aerada	7 h aerada	Nitrificação	22

*experimentos realizados com 0,75 h de fase de sedimentação

Os experimentos 3 a 7 foram realizados com 1 h de fase de sedimentação

A Tabela 8 mostra as estratégias operacionais com adição de fonte de carbono usadas nos experimentos 8 a 19, variando as condições iniciais, duração e ordem das fases de alimentação e reação do RBS, para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

Tabela 8 – Estratégias operacionais com adição de fonte de carbono usadas para obter os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo no RBS.

Experimento	Condição inicial	Alimentação	Reação	Objetivo	Temperatura (°C)
8 ¹	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	11 h aerada 5 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
9 ²	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	11 h aerada 5 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
10 ²	500 mL de lodo	4 h aerada	5 h aerada 3 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	24
11 ²	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	11 h óxica 5 h anóxica	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	23
12 ¹	500 mL de lodo	4 h aerada	5 h aerada 3 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	24
13 ^{2,3}	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	11 h óxica 5 h anóxica	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
14 ^{1,3}	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	11 h aerada 5 h agitada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
15 ^{1,3}	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	8 h óxica 5 h anóxica 3 h óxica	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
16 ^{1,3}	500 mL de lodo 1500 mL de ARB	4 h aerada	6 h óxica 4 h anóxica 2 h óxica 2 h anóxica	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
17 ^{1,3}	500 mL de lodo 500 mL de SN	4 h aerada	8 h óxica 5 h anóxica 3 h aerada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
18 ¹	500 mL de lodo 500 mL de SN 1000 mL de ARB	4 h aerada	8 h óxica 5 h anóxica 3 h aerada	Nitrificação Desnitrificação Remoção de P	25
19 ³	1000 mL de lodo	6 h aerada	10 h aerada	Nitrificação Desnitrificação	22

¹ adição de ARB no início da fase anóxica

² adição de acetato no início da fase anóxica

³ adição de fosfato na alimentação

3.3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Foram realizados dezenove experimentos, nesta etapa do projeto. Os experimentos 1 e 2 foram realizados a 25°C, com vazão de alimentação de 1,05 L/h, a sedimentação da suspensão de lodo realizada em proveta por 30 min foi de 500 mL de lodo/L. O ciclo completo do RBS no experimento 1 foi de 4,5 h; dividido nas seguintes etapas: 0,5 h de alimentação agitada; 1,75 h de alimentação aerada; 1,5 h de reação aerada e 0,75 h de sedimentação. O reator partiu com um volume inicial de 2 L, composto por 300 mL de lodo, 200 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água. No experimento 2 o ciclo completo foi de 5,25 h; dividido nas seguintes etapas: 0,5 h de alimentação agitada; 2,0 h de alimentação aerada; 2,0 h de reação aerada e 0,75 h de sedimentação. O reator iniciou com 400 mL de lodo, 100 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água.

No experimento 1, a concentração de amônia aumentou na alimentação agitada e na alimentação aerada até a primeira hora, a partir daí começou a ser consumida, voltando a ser produzida na etapa de reação. O nitrito manteve-se próximo de 12 mg/L na alimentação agitada e na alimentação aerada até a primeira hora e a partir deste instante, aumentou até o final do ciclo. O nitrato aumentou no período de alimentação agitada e continuou na alimentação aerada até a primeira hora e a partir deste momento, o nitrato teve um pequeno consumo, indicando que ocorreu o processo de desnitrificação (Figura 12). A DQO aumentou na alimentação agitada e na alimentação aerada até a primeira hora, tendo uma remoção discreta a partir deste ponto. A alcalinidade aumentou na etapa de alimentação agitada e aerada atingindo um valor máximo de 816 mg/L; na fase de reação aeróbia manteve-se constante. O fósforo aumentou na alimentação anóxica, sendo consumido na alimentação aeróbia e na reação aeróbia, conforme mostrado na literatura (Figura 12.1).

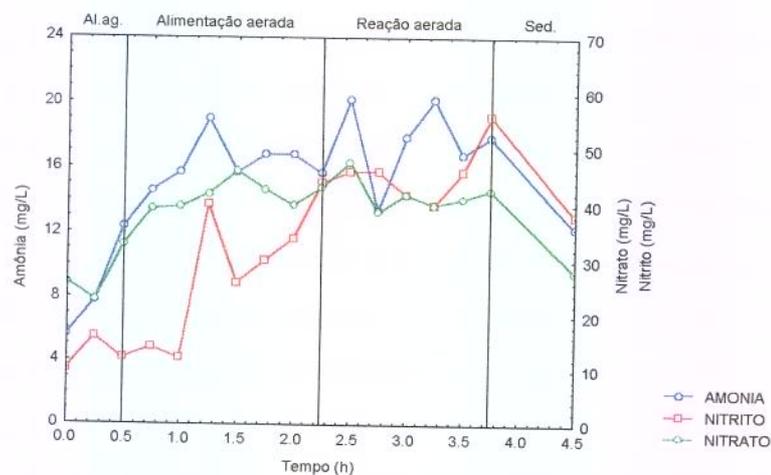


Figura 12–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 1. Condição inicial: 300 mL de lodo, 200 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água

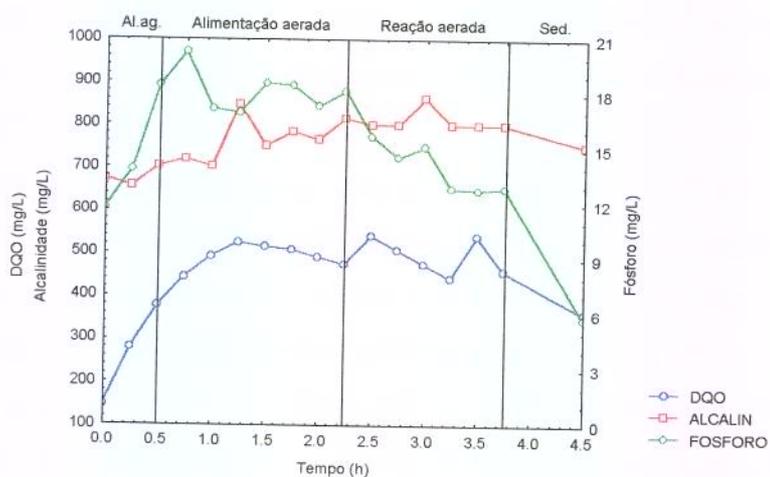


Figura 12.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 1. Condição inicial: 300 mL de lodo, 200 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água

No experimento 2, não foi possível analisar a concentração de amônia e alcalinidade. A concentração de nitrito e nitrato apresentaram comportamento semelhante; aumentaram na fase de alimentação e até a primeira hora de reação, onde atingiram um valor máximo, vindo a ser consumido a partir deste instante (Figura 13). A concentração de DQO aumentou durante o

período de enchimento do RBS, sendo degradada a partir da primeira hora de reação. A concentração de fósforo aumentou durante a alimentação agitada, começando a ser consumido no final da alimentação aerada e mantendo-se constante em torno de 18 mg/L na fase de reação aerada (Figura 13.1).

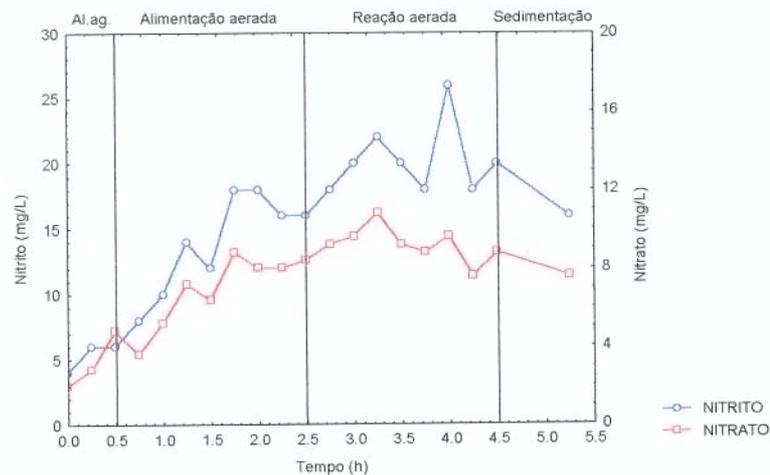


Figura 13 – Variação da concentração de nitrito e nitrato durante o experimento 2. Condição inicial: 400 mL de lodo, 100 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água

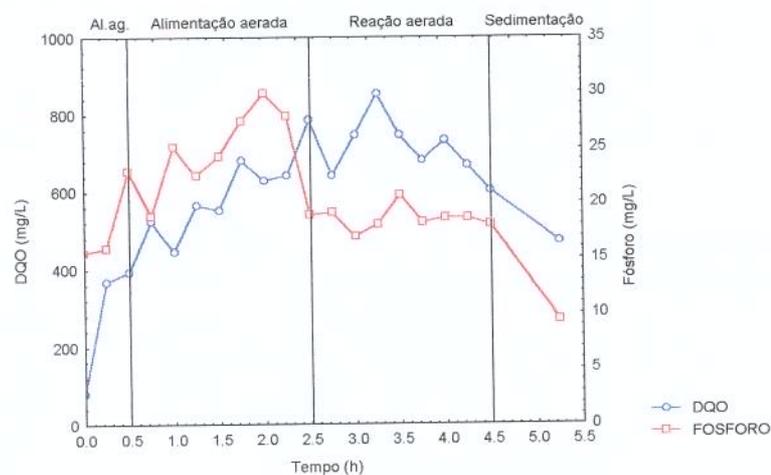


Figura 13.1 – Variação da concentração de DQO e fósforo durante o experimento 2. Condição inicial: 400 mL de lodo, 100 mL de água residuária bruta e 1500 mL de água

O experimento 3 ocorreu a 25⁰C, com uma vazão de alimentação de 1,10 L/h, a sedimentação da suspensão de lodo utilizada ficou em 400 mL/L e o reator foi operado num ciclo completo de 12,25 h. O ciclo foi dividido nas seguintes fases: 4 h de alimentação aerada, 7,25 h de reação aerada e 1h de sedimentação. A concentração de amônia diminuiu na alimentação, aumentou até a quarta hora de reação aeróbia, e a partir daí foi removida até o final do ciclo. A concentração de nitrito começou a ser reduzida já na alimentação, manteve-se constante em torno de 130 mg/L na reação aerada, enquanto o nitrato foi removido na alimentação e na reação (Figura 14) e a concentração de DQO aumentou na alimentação aerada, sendo degradada na fase de reação. A alcalinidade foi consumida do início ao fim do ciclo, sendo seguida pela concentração de fósforo, confirmando a teoria (Figura 14.1), isto é, a remoção de fósforo implica no consumo de alcalinidade.

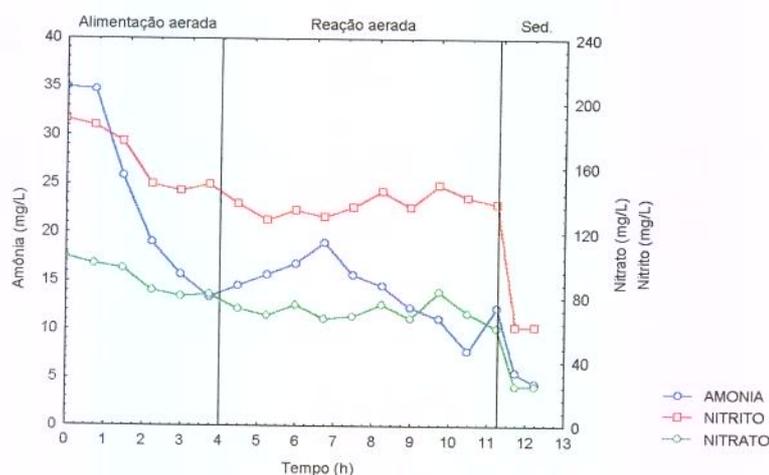


Figura 14–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 3. Condição inicial: 500 mL de lodo

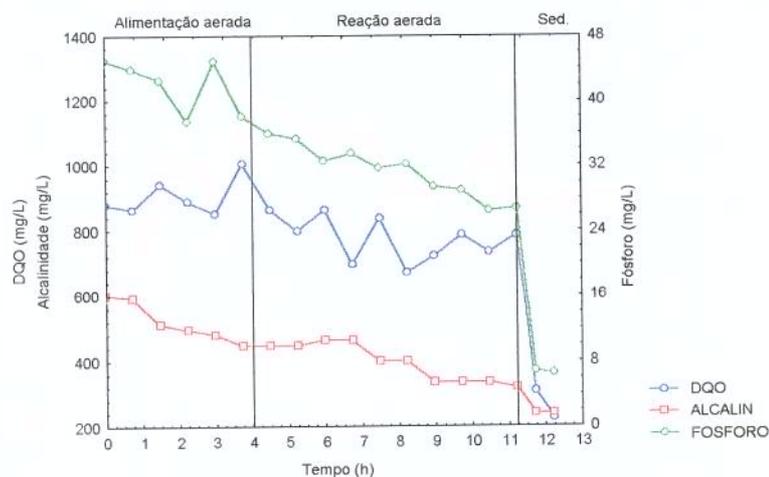


Figura 14.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 3. Condição inicial: 500 mL de lodo

Os experimentos 4, 10 e 12 foram realizados na temperatura de 24°C, a vazão de alimentação usada foi de 1,15 L/h, com as mesmas condições iniciais (500 mL de lodo) e o ciclo completo durou 13 h, sendo dividido de acordo com as seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 5 h de reação aeróbia, 3 h de reação anóxica e 1 h de sedimentação. No experimento 4, a concentração de amônia teve seu valor médio de 37 mg/L, ocorrendo um pequeno aumento na fase de reação aerada, e um pequeno consumo na reação agitada. A concentração de nitrito ficou constante na etapa de alimentação, aumentou a partir da terceira hora de reação aeróbia e finalmente foi consumido depois da primeira hora de reação agitada, enquanto que a concentração de nitrato aumentou na alimentação e na reação aerada, sendo consumido a partir da primeira hora de reação agitada (Figura 15). A concentração de DQO aumentou na alimentação, sendo degradada na fase de reação agitada. A alcalinidade oscilou em torno de um valor médio de 500 mg/L, sendo seguida pela concentração de fósforo que diminuiu na alimentação, teve um aumento na reação aerada e voltou a ser consumida na etapa de reação agitada (Figura 15.1).

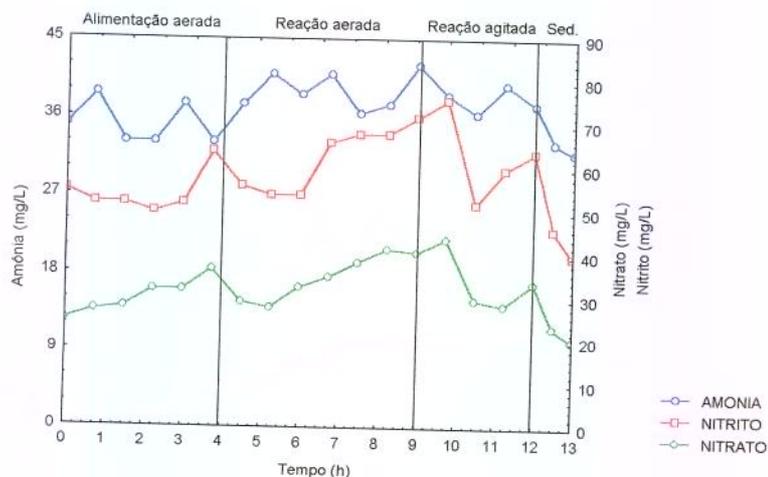


Figura 15–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 4. Condição inicial: 500 mL de lodo

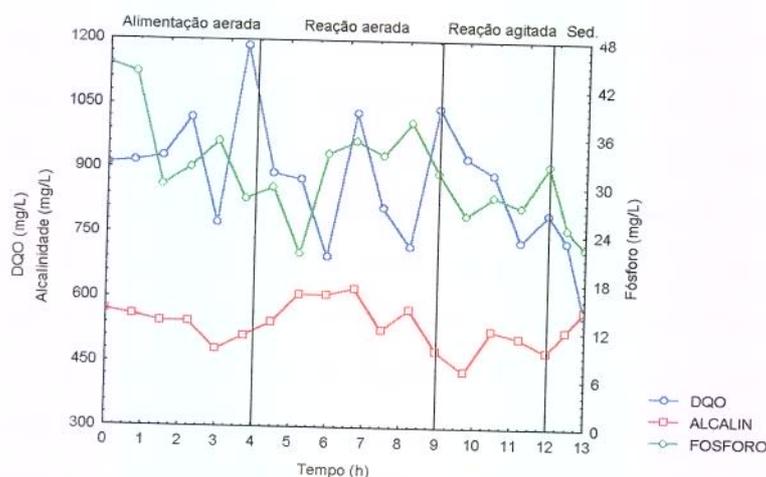


Figura 15.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 4. Condição inicial: 500 mL de lodo

Os experimentos 5 e 6 foram realizados na temperatura de 25°C, o reator foi alimentado com vazão de 1,10 L/h. As condições iniciais foram diferentes das dos experimentos anteriores e o ciclo completo foi de 13 h, sendo dividido de acordo com as seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 6 h de reação aerada, 2 h de reação agitada e 1 h de sedimentação; sendo que no experimento 6, a etapa de alimentação foi dividida: 1 h de alimentação agitada e 3 h de alimentação aerada. Não foi feita suplementação com fonte de

carbono, e a velocidade de agitação na fase de reação anóxica, ficou em torno de 300 rpm. O índice volumétrico de lodo (IVL) nos experimentos 5 e 6 foi de 147 e 165 mL/g, respectivamente. No experimento 5, a concentração de amônia diminuiu de 53 para 35 mg/L no período de alimentação, voltando a aumentar para 44 mg/L na reação aeróbia, ficando constante na fase de reação anóxica. Houve produção de nitrito na etapa de alimentação, ocorrendo consumo nas etapas de reação aerada e agitada. O mesmo comportamento ocorreu com a concentração de nitrato. Pela Figura 16, verificamos que na fase de reação aerada, ocorreu o processo de nitrificação e na reação agitada, ocorreu desnitrificação. A DQO aumentou durante a alimentação, sendo reduzida nas etapas de reação aerada e agitada. A alcalinidade foi consumida na alimentação e teve pequeno aumento no início da reação aerada, sendo consumida novamente a partir da terceira hora de reação aerada até o final da reação agitada. A concentração de fósforo aumentou no período de enchimento do reator e foi consumida nas fases de reação aerada e agitada (Figura 16.1). Os sólidos suspensos variaram de 4400 a 500 mg/L (Figura 16.2).

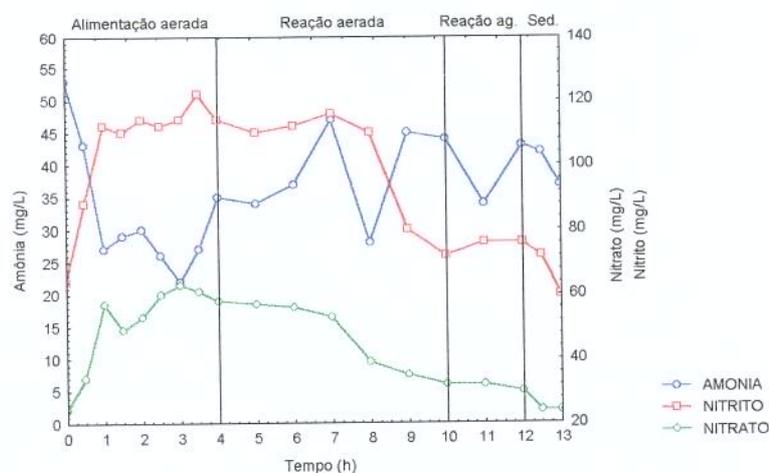


Figura 16–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 5. Condição inicial: 500 mL de lodo

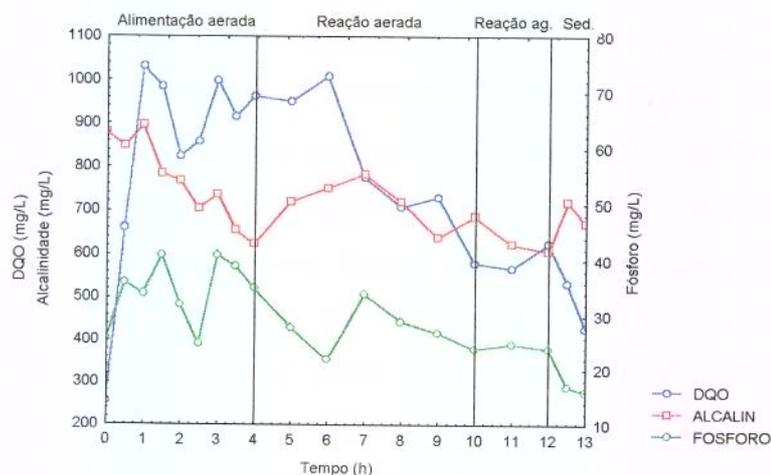


Figura 16.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 5. Condição inicial: 500 mL de lodo

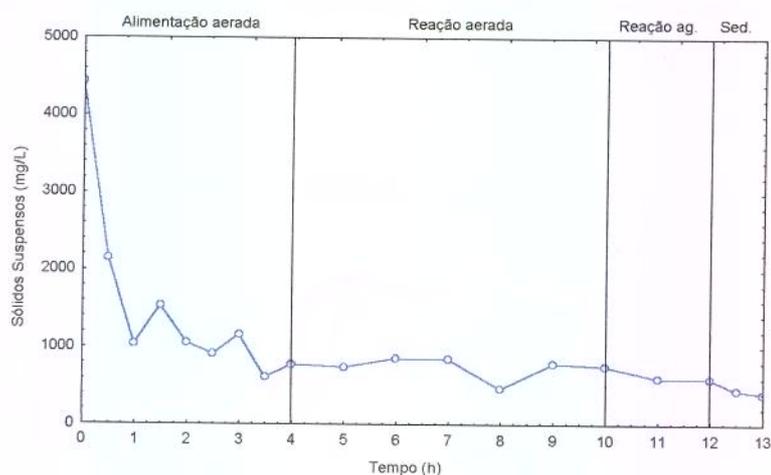


Figura 16.2 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 5. Condição inicial: 500 mL de lodo

No experimento 6, a concentração de amônia diminuiu na etapa de alimentação anóxica, manteve-se constante na alimentação aeróbia e aumentou do início ao fim da etapa de reação. A concentração de nitrito aumentou na alimentação e continuou aumentando até a terceira hora de reação aerada, sendo consumida a partir deste instante até o final do ciclo. A concentração de nitrato, apresentou um comportamento semelhante à do nitrito, o que garante que na fase de reação anóxica ocorreu desnitrificação (Figura 17). A concentração de DQO

aumentou no período de enchimento do reator, sendo consumida do início ao fim da etapa de reação. A alcalinidade diminuiu na alimentação e na reação agitada, porém aumentou gradativamente, na alimentação e na reação aerada. O fósforo foi consumido durante todo o ciclo, contrariando a teoria, pois deveria ter aumentado na fase anóxica (Figura 17.1). O pH foi monitorado e variou de 6,71 a 7,36, já o OD foi controlado, na fase aeróbia e ficou em torno de 2 mg/L e na fase anóxica ficou próximo de zero (Figura 17.2). Os sólidos suspensos variaram de 5530 a 1500 mg/L no final da reação agitada (Figura 17.3).

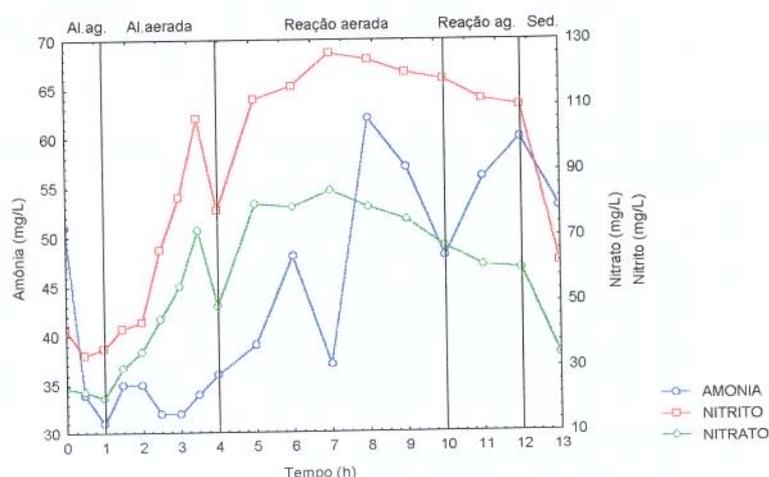


Figura 17–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo

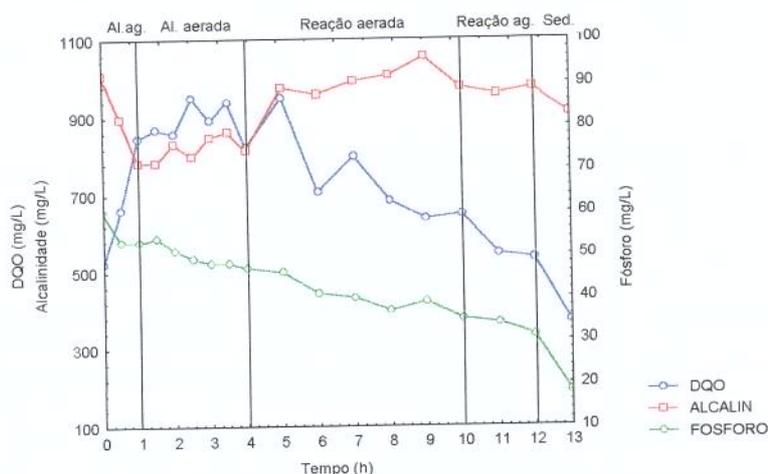


Figura 17.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo

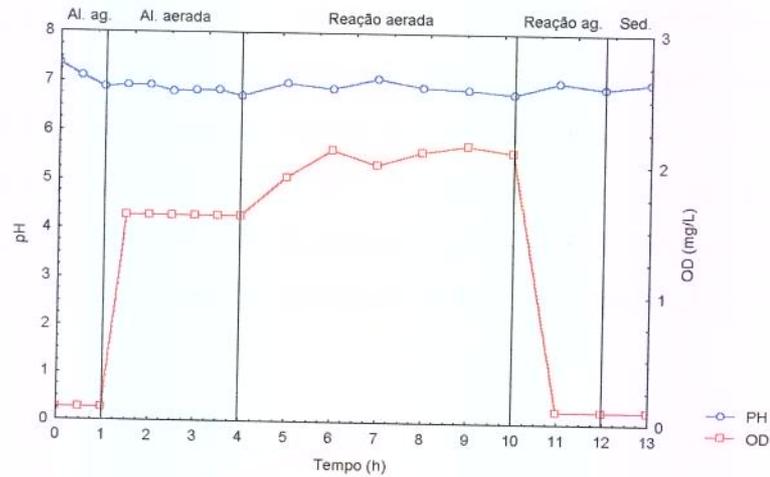


Figura 17.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo

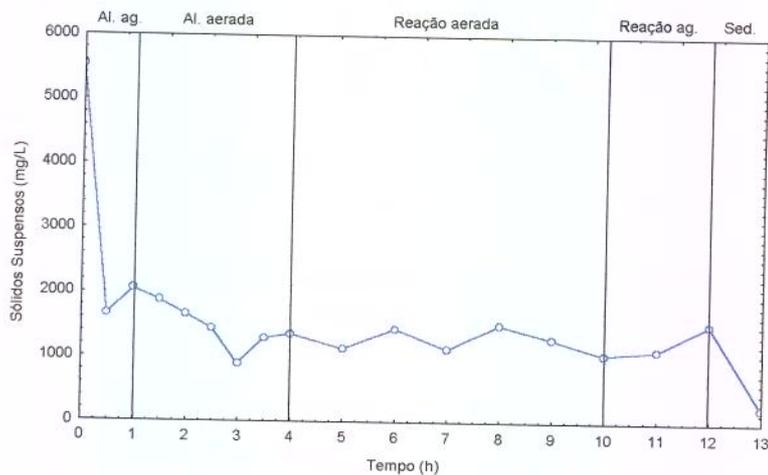


Figura 17.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 6. Condição inicial: 500 mL de lodo

O experimento 7 foi realizado a 22°C, porém neste dia o lodo estava com formação de espuma, que ocorre devido a um desequilíbrio da relação alimento/microrganismos (F/M), causando o aparecimento de microrganismos filamentosos, que não são desejáveis no tratamento. A vazão de alimentação foi de 0,712 L/h, o reator partiu com um volume inicial de 2 L, sendo 1500mL de lodo compactado e 500 mL de água residuária bruta. O índice

volumétrico de lodo (IVL) apresentou um valor elevado em torno de 210 mL/g, devido as condições do lodo. O ciclo completo foi de 12 h, dividido nas seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 7 h de reação aerada e 1 h de sedimentação. A Figura 18 mostra que a concentração de amônia teve um pequeno aumento na etapa de alimentação, continuou aumentando na reação aerada, vindo a ser consumida na última hora de reação. A concentração de nitrito aumentou na alimentação, e foi consumido na reação aerada, o que significa que ocorreu o processo de nitrificação. O nitrato teve o comportamento semelhante ao do nitrito, mostrando que ocorreu desnitrificação. Já a Figura 18.1 mostra que a concentração de DQO aumentou na alimentação, e teve um pequeno consumo na reação, enquanto a alcalinidade manteve-se constante na alimentação, ocorreu um pequeno aumento até a terceira hora de reação aerada e a partir deste instante foi consumida até o final do ciclo, sendo o fósforo consumido do início ao fim do ciclo, comprovando as observações de CULP et al. (1978). O oxigênio dissolvido foi controlado entre 2 e 5 mg/L, já o pH foi somente monitorado e variou entre 7,20 e 8,14 (Figura 18.2). Os sólidos suspensos variaram de 1500 mg/L no final da fase de reação e 3084 mg/L no início do experimento (Figura 18.3).

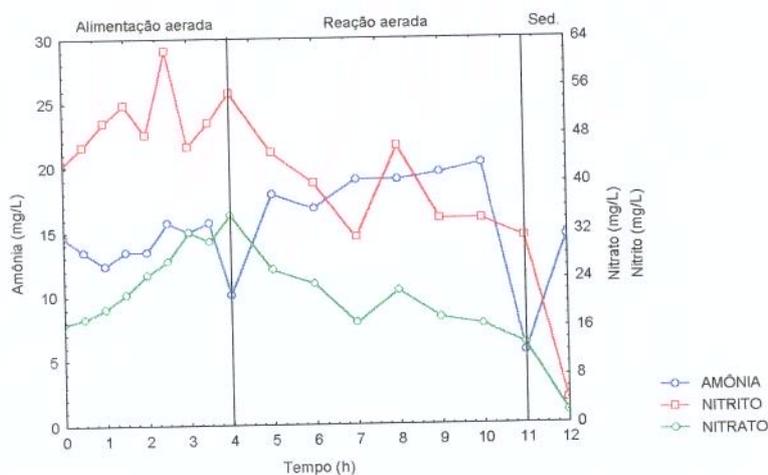


Figura 18–Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta

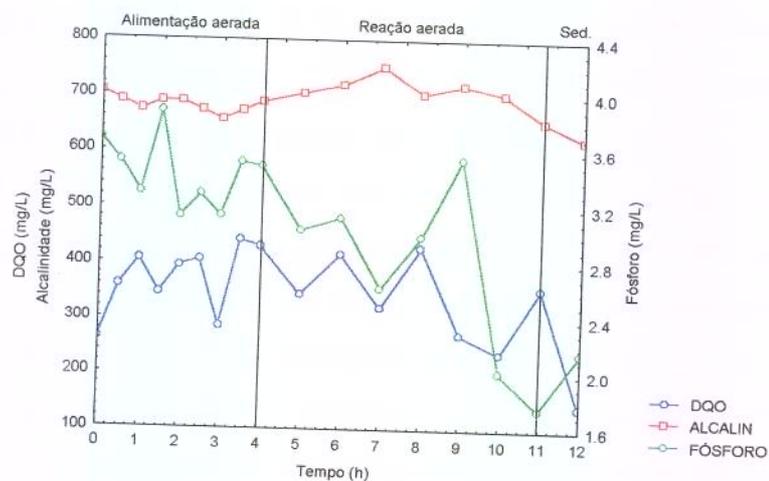


Figura 18.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta

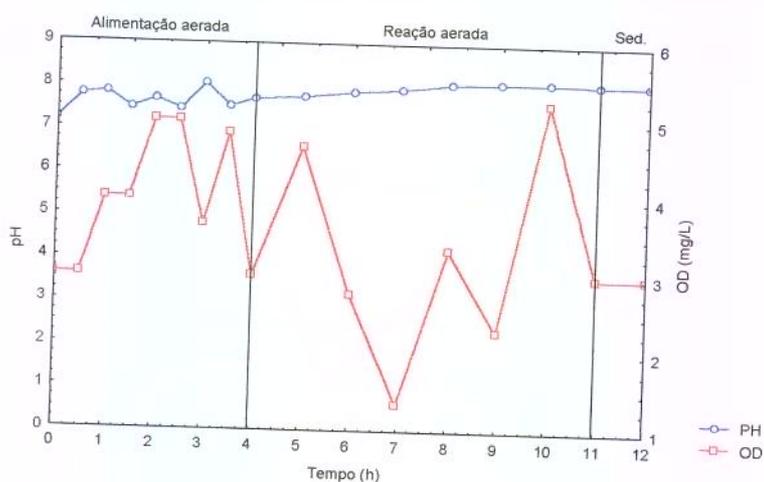


Figura 18.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta

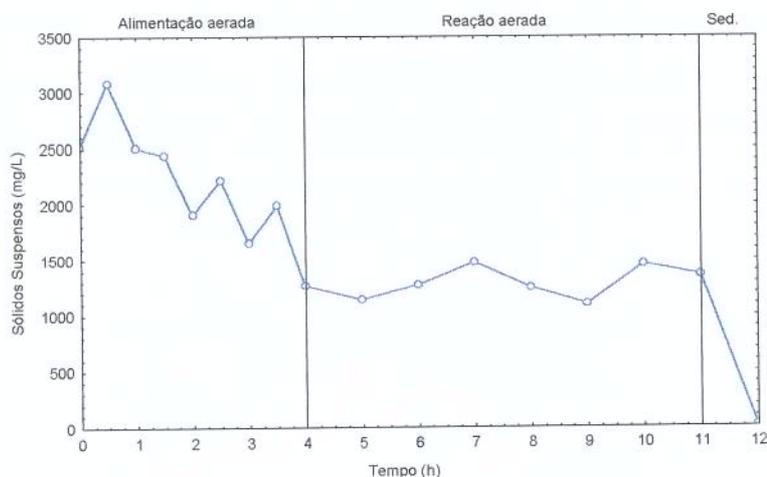


Figura 18.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos durante o experimento 7. Condição inicial: 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta

Os experimentos 8 e 9 foram realizados a 25°C com vazão de alimentação de 0,75 L/h. O reator partiu com 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta. O ciclo completo foi de 21h, sendo dividido de acordo com as seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 11 h de reação aerada, 5 h de reação agitada e 1 h de sedimentação. A velocidade de agitação na fase anóxica variou em torno de 90 rpm; no experimento 8 a suplementação de carbono foi feita com a adição de 350 mL de água residuária bruta (fonte de carbono interna) e no experimento 9 com adição de acetato de sódio (fonte de carbono externa). O índice volumétrico de lodo foi de 167 e 191 mL/g nos experimentos 8 e 9, respectivamente. No experimento 8 o pH foi monitorado e variou de 7,00 a 7,92, já o oxigênio dissolvido foi controlado, variando de 2 a 5 mg/L na reação aeróbia e ficando próximo de zero na reação anóxica (Figura 19.2). Ocorreu acúmulo e formação de amônia na alimentação e na reação aerada, ocorrendo um pequeno consumo na reação agitada. A concentração de nitrito aumentou até a sétima hora de reação aerada, diminuindo até o final do ciclo, enquanto o nitrato aumentou na fase de alimentação, diminuindo na reação aerada e continuou sendo consumido na etapa de reação agitada, o que garante que ocorreu desnitrificação (Figura 19). A concentração de DQO aumentou na alimentação e diminuiu do início ao fim das etapas de reação aeróbia e anóxica, tendo um pequeno aumento devido a segunda alimentação. Pela

Figura 19.1, vemos que a alcalinidade aumentou nas etapas de alimentação e reação aerada até a nona hora, tendo um pequeno consumo a partir deste instante, enquanto a concentração de fósforo diminuiu nas fases de alimentação e reação aeróbia, aumentando na etapa de reação anóxica. A concentração de sólidos suspensos neste experimento, variou de 2118 mg/L no início chegando a 1500 mg/L no final da reação agitada (Figura 19.3).

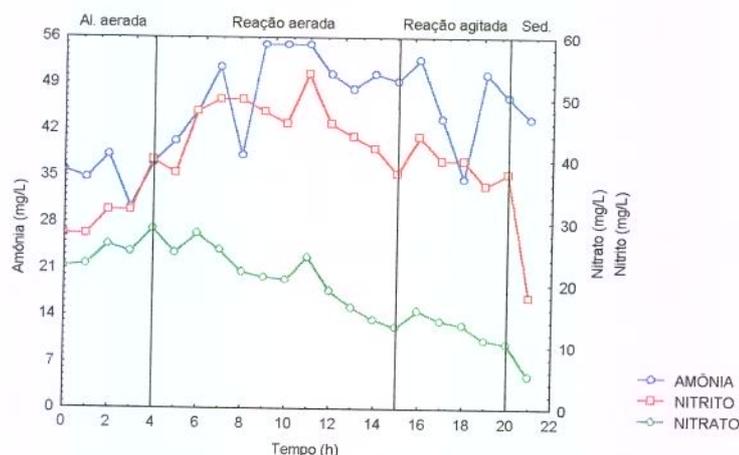


Figura 19 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

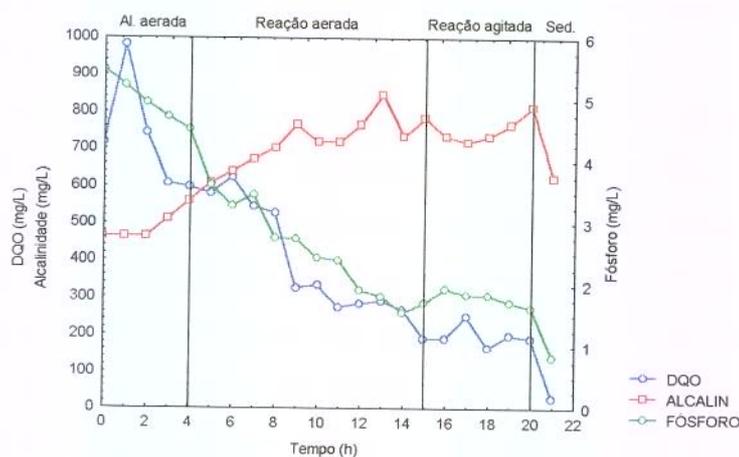


Figura 19.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

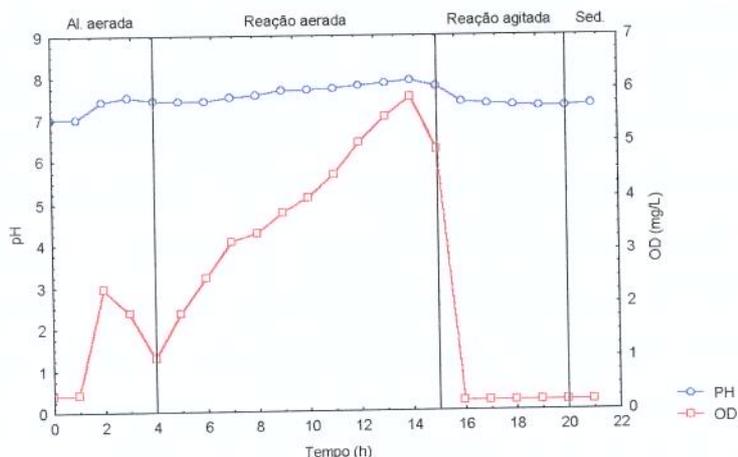


Figura 19.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

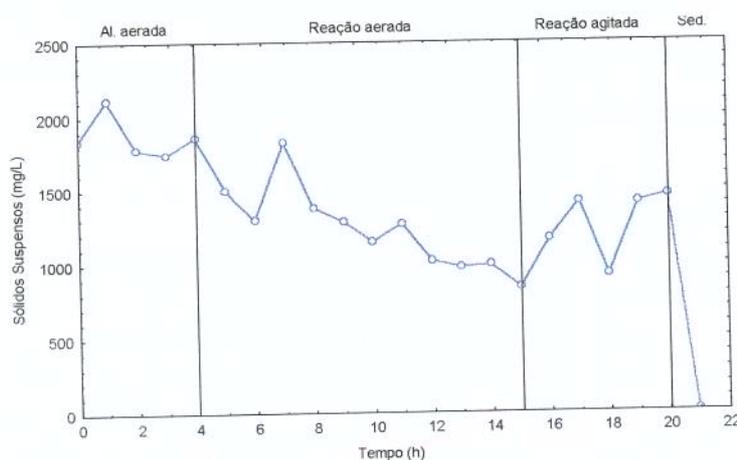


Figura 19.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 8. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

No experimento 9, a concentração de amônia aumentou desde a alimentação até a quarta hora de reação aerada; a partir daí foi consumida até o final do ciclo. A concentração de nitrito teve um pequeno aumento durante a alimentação, foi consumido durante a reação aerada (nitrificação), tendo um pequeno aumento na reação agitada até a terceira hora, sendo consumido até o final do ciclo. A concentração de nitrato teve um crescimento na alimentação

e na reação aerada até a sétima hora, sendo consumido a partir deste momento até o final desta etapa. No início da reação anóxica, o reator foi alimentado com uma solução de acetato de sódio de aproximadamente 190 mg DQO/L, como suplementação de carbono para aumentar o consumo de nitrato através de desnitrificação. Porém, o que ocorreu na prática foi o contrário, pois a concentração de nitrato teve um grande aumento, talvez por problemas na biomassa, os microrganismos não tenham assimilado o acetato (Figura 20). A concentração de DQO teve um pequeno aumento durante a alimentação, sendo reduzida consideravelmente na reação aerada, voltando a aumentar na reação agitada, devido a adição de acetato de sódio. A alcalinidade aumentou durante a alimentação e na reação aerada até a terceira hora, sendo consumida até o final da reação aerada, voltando a aumentar na reação agitada. O fósforo aumentou durante a fase de enchimento do reator e até a sexta hora de reação aerada. Após a sexta hora de reação aerada, foi consumido até o final da reação aerada, tendo um pequeno aumento na reação agitada (Figura 20.1). O pH variou entre 7,21 e 7,82 e o OD variou de 1,50 a 4,38 mg/L na alimentação e reação aerada, ficando em 0,16 mg/L na reação agitada (Figura 20.2). O comportamento dos sólidos suspensos neste experimento foi instável, variando de 3500 a 2900 mg/L no final da reação agitada (Figura 20.3).

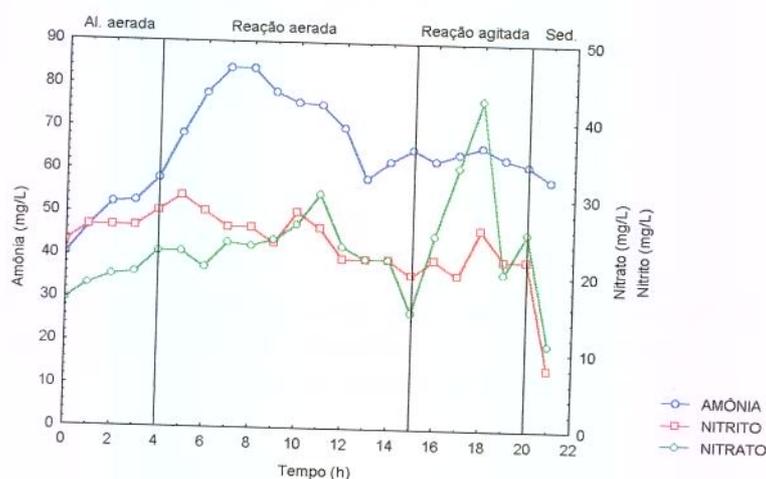


Figura 20 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

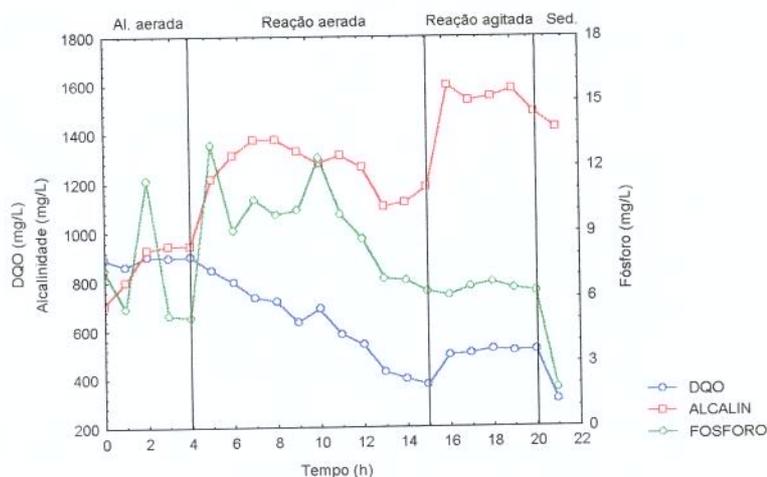


Figura 20.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

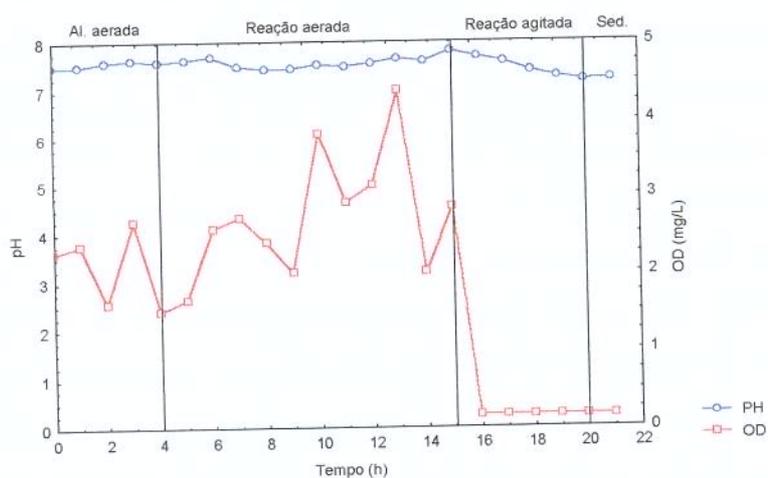


Figura 20.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

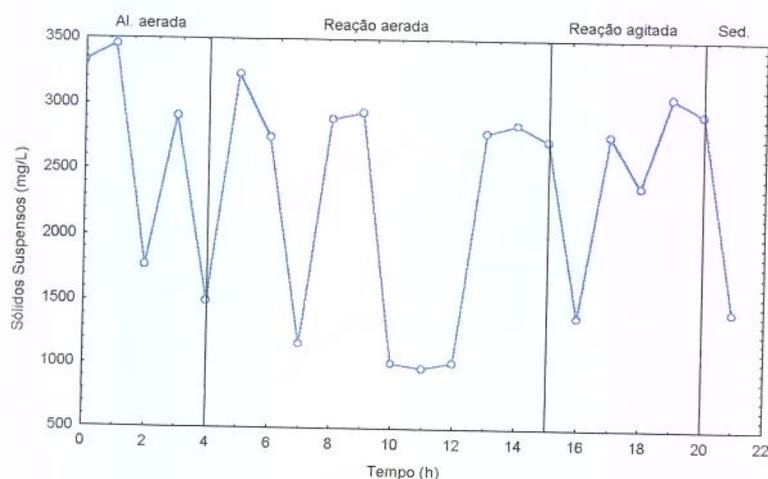


Figura 20.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 9. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

No experimento 10, a concentração de amônia diminuiu durante a alimentação, aumentou na reação aerada e diminuiu na reação agitada. A concentração de nitrito aumentou na etapa de enchimento do reator, foi consumido na fase de reação aeróbia (nitrificação) e aumentou novamente na fase de reação anóxica. A concentração de nitrato apresentou comportamento similar a do nitrito, contudo ao contrário do que se esperava, pois com a adição de acetato deveria ter sido consumido, ocorrendo desnitrificação (Figura 21). A concentração de DQO como era esperado, aumentou na alimentação, foi reduzida na reação aerada em torno de 40 % e na reação agitada, houve um aumento devido a suplementação de carbono. A alcalinidade durante o período de enchimento do reator e reação aerada, ficou instável, porém, na reação agitada ocorreu um aumento brusco. A concentração de fósforo apresentou pouca variação ao longo de todo experimento (Figura 21.1). O pH variou de 7,40 a 7,81 e o OD de 1,30 a 3,67 mg/L na reação aeróbia, e ficou próximo de zero na reação anóxica (Figura 21.2). O índice volumétrico de lodo variou em torno de 152 mL/g. Os sólidos suspensos partiu com uma concentração em torno de 6500 mg/L, chegando no final da fase agitada com 2950 mg/L (Figura 21.3).

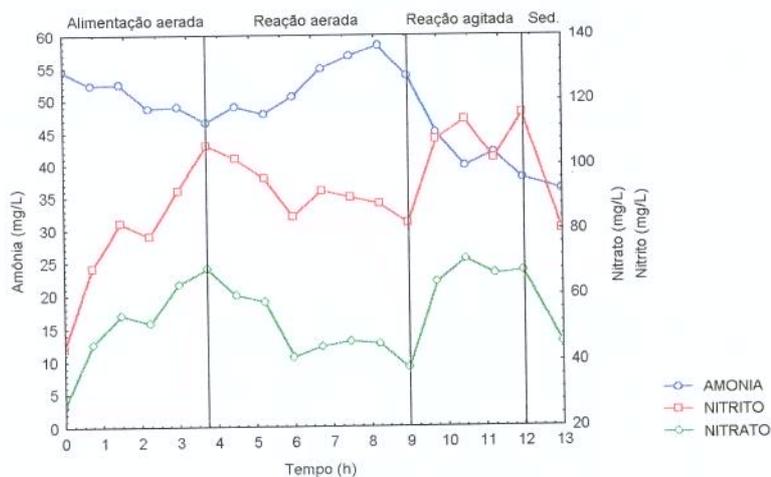


Figura 21 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo

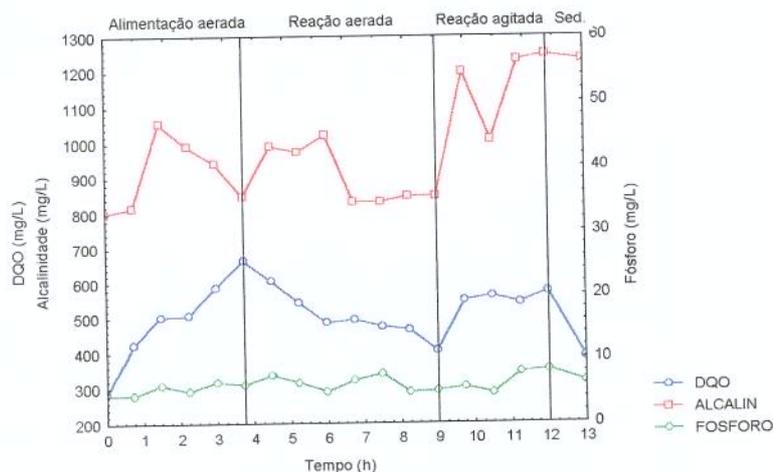


Figura 21.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo

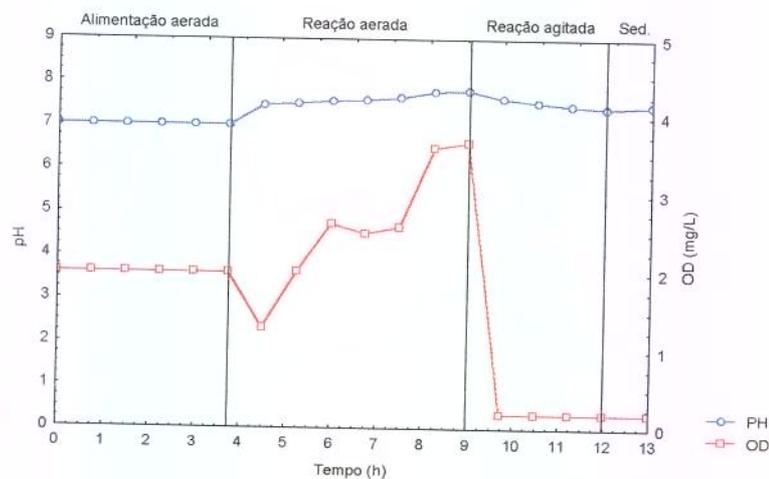


Figura 21.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo

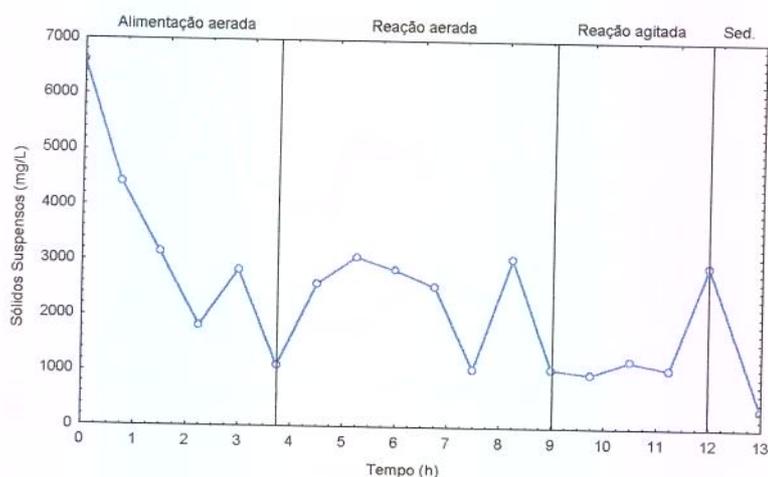


Figura 21.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 10. Condição inicial: 500 mL de lodo

O experimento 11 foi realizado com vazão de 0,775 L/h e a etapa de enchimento durou 4 h com aeração. A temperatura foi mantida constante em 23°C, a concentração de lodo no RBS no início foi controlada pelo IVL (132 mL/g), a sedimentação (30 min) ficou em torno de 1000 mL de suspensão de lodo/L e o volume inicial do reator foi composto por 500mL de lodo compactado e 1500 mL de água residuária bruta. A etapa de reação foi dividida em

reação óxica e reação anóxica, o reator foi alimentado com solução de acetato de sódio na segunda reação como suplementação de fonte de carbono externa e a velocidade de agitação nesta fase variou em torno de 90 rpm. A concentração de amônia aumentou durante a alimentação e na reação óxica (aerada e agitada) até a quinta hora, sendo consumida até o final desta etapa. Na reação anóxica sua concentração novamente aumentou, sendo consumida a partir da primeira hora de reação anóxica. A concentração de nitrito aumentou durante a etapa de enchimento do reator e no início da reação agitada, diminuindo do início ao fim da reação óxica e a partir da segunda hora da reação agitada, mostrando que ocorreu nitrificação. A concentração de nitrato apresentou comportamento semelhante a do nitrito, porém na reação anóxica, como era esperado devido a adição de acetato, houve consumo do nitrato, ocorrendo desnitrificação (Figura 22). A concentração de DQO manteve-se em torno de 700 mg/L na alimentação, sendo removida durante a reação óxica (aproximadamente 61%), mas na reação anóxica ocorreu um aumento devido a adição de acetato de sódio. A alcalinidade aumentou durante todo o ciclo, tendo um aumento acentuado na reação anóxica, enquanto o fósforo foi consumido na fase de alimentação e reação óxica, ocorrendo um pequeno aumento na reação anóxica (Figura 22.1). O pH variou de 7,33 a 7,71 e o oxigênio dissolvido de 2,31 a 3,97 mg/L na fase de reação óxica, e próximo de zero na fase de reação anóxica (Figura 22.2), com a finalidade de dar condições de ocorrer os processos de nitrificação e desnitrificação. A concentração de sólidos suspensos no RBS variou de 3500 a 1500 mg/L no final da reação agitada (Figura 22.3), apresentando um aumento, devido a adição de acetato como fonte de carbono na fase anóxica, comprovando as observações de PURTSCHERT & GUJER (1999).

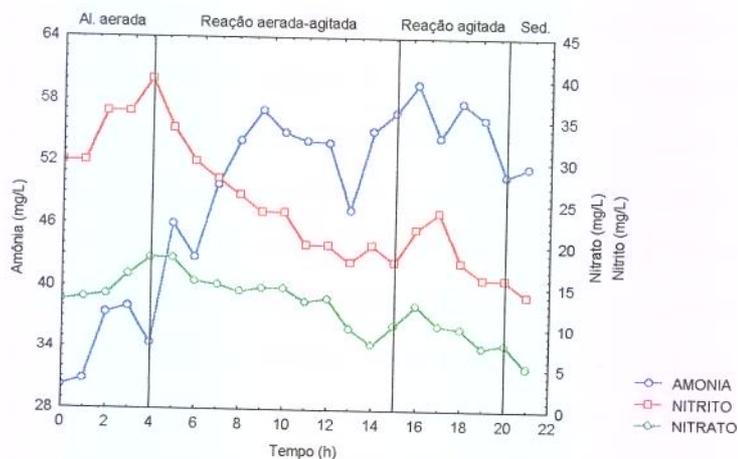


Figura 22 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

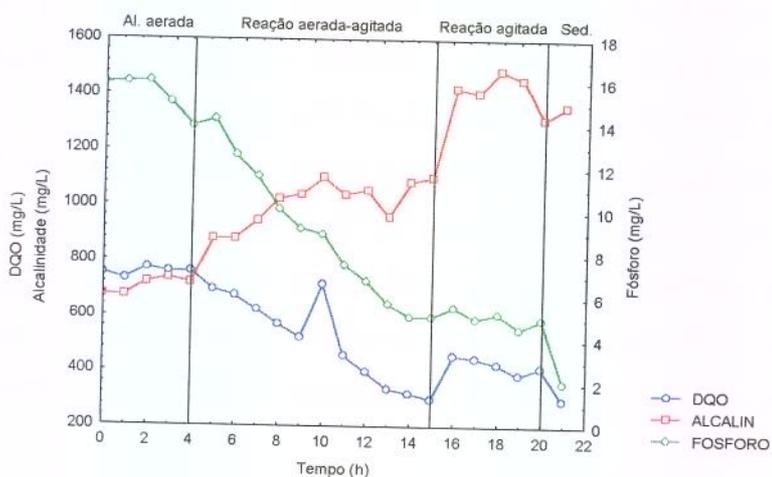


Figura 22.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

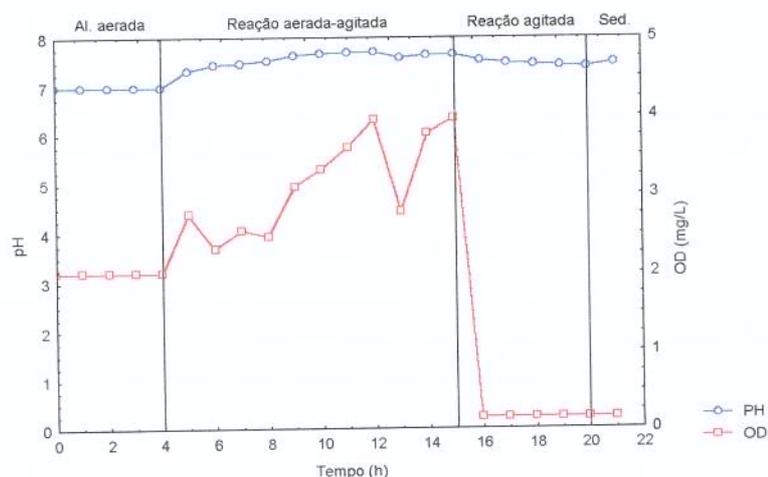


Figura 22.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

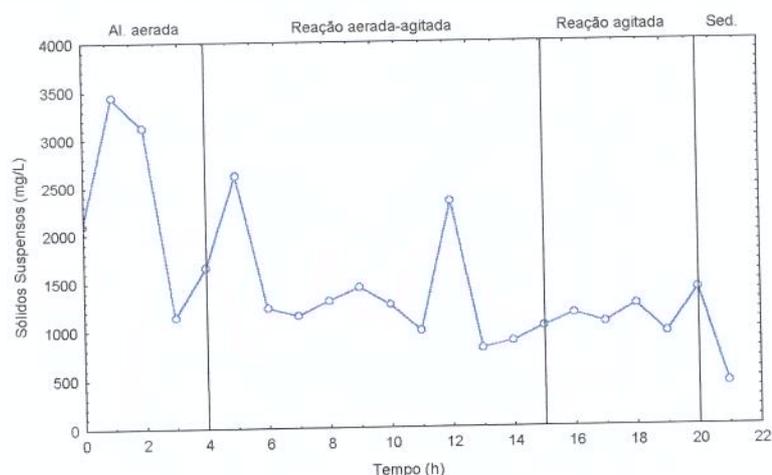


Figura 22.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 11. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

No experimento 12 a amônia foi consumida durante a alimentação, na etapa de reação aerada ocorreu acúmulo e na reação agitada houve um pequeno aumento no início e consumo no final. A concentração de nitrito aumentou na alimentação, sendo consumido na reação aerada (nitrificação) e novamente aumentou na reação agitada. A concentração de nitrato teve

o mesmo comportamento do nitrito, portanto não ocorreu o processo de desnitrificação ou ocorreu com pouca intensidade, pois na fase de reação anóxica não deveria ter ocorrido acúmulo de nitrato (Figura 23). A concentração de DQO aumentou na alimentação, foi reduzida na reação aerada e teve um pequeno aumento no início da reação agitada, devido a segunda alimentação, sendo consumida logo após a primeira hora de reação anóxica. A alcalinidade foi consumida já na etapa de enchimento do reator, teve um aumento durante a reação aeróbia e anóxica, o que indica que ocorreu desnitrificação durante a reação anóxica (Figura 23.1). A concentração de fósforo aumentou durante a alimentação, diminuiu na etapa de reação aeróbia e aumentou novamente na reação anóxica, confirmando as observações de CULP et al. (1978) e METCALF & EDDY (1991). O pH variou de 7,12 a 7,43 e o OD de 2,11 a 3,18 mg/L na etapa de reação aerada e permaneceu próximo de zero na reação agitada (Figura 23.2). O índice volumétrico de lodo variou em torno de 123 mL/g. Como o RBS partiu com 500 mL de lodo, a concentração de sólidos suspensos no início foi elevada, ficando em torno de 8000 mg/L, chegando no final da reação agitada em 1300 mg/L (Figura 23.3).

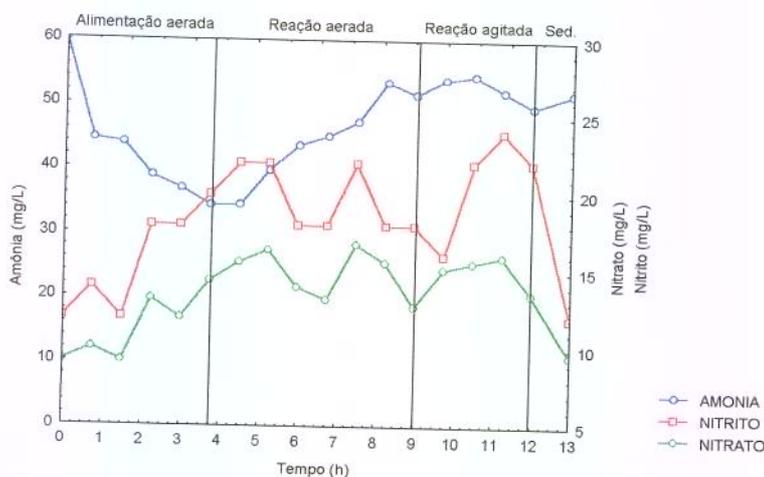


Figura 23 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo

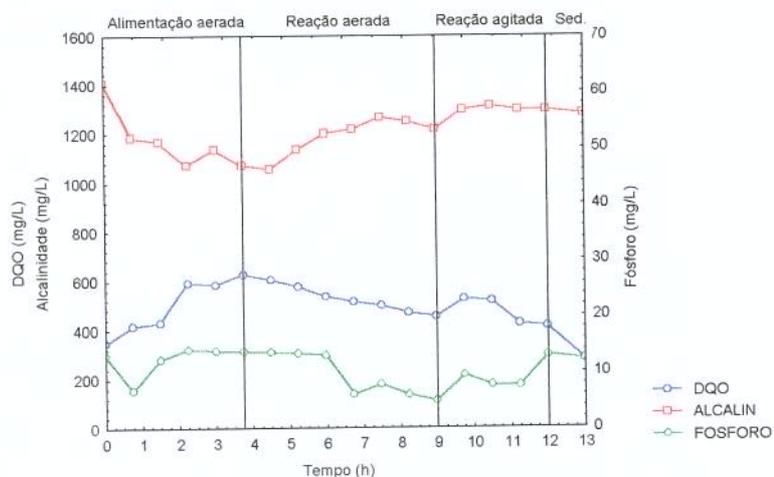


Figura 23.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo

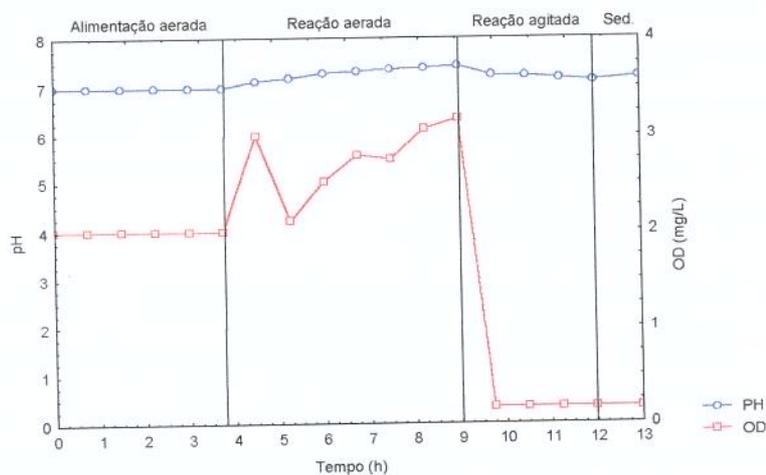


Figura 23.2 – Variação do pH e oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo

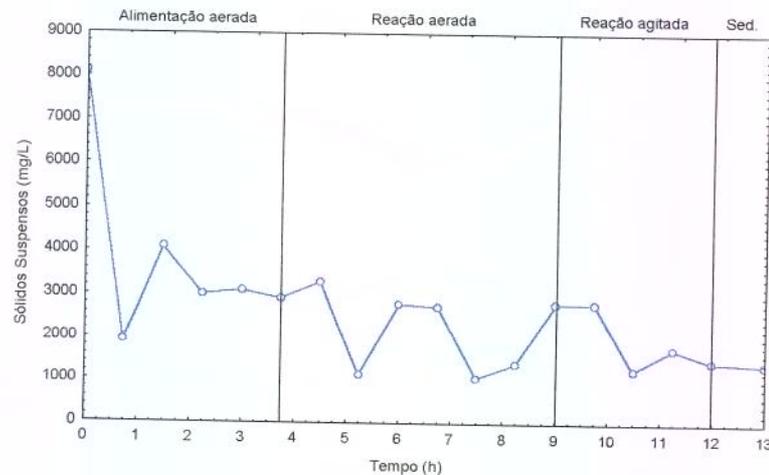


Figura 23.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 12. Condição inicial: 500 mL de lodo

Os experimentos 13 e 14 foram realizados a 25°C com alimentação de 0,737 L/h e o reator partiu com 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta. Nos dois experimentos foi adicionado fosfato de sódio (Na_2HPO_4) na água residuária para aumentar a concentração de fósforo. O ciclo completo foi de 21 h, dividido em cinco etapas e o índice volumétrico de lodo foi de 154 e 202 mL/g, respectivamente.

No experimento 13, a concentração de amônia manteve-se em torno de 27 mg/L até a quarta hora da reação óxica, diminuindo para 16 mg/L, e novamente aumentando para 27 mg/L na reação anóxica. O nitrito tinha concentração em torno de 16 mg/L no início, aumentando durante a alimentação e até a sétima hora da reação óxica, chegando a 84 mg/L. A partir deste momento, voltou a ser consumido até o final do ciclo. O nitrato apresentou comportamento semelhante ao do nitrito, atingindo valor máximo de 46 mg/L na sétima hora de reação óxica, sendo consumido a partir daí até o final do ciclo. Com a adição de acetato, o nitrato foi consumido ocorrendo o processo de desnitrificação, chegando a uma concentração de 21 mg/L (Figura 24). A concentração de DQO teve um pequeno aumento na alimentação, sendo reduzida durante a reação óxica, tendo novamente um aumento na reação anóxica, devido a adição de acetato de sódio no início desta fase. A alcalinidade teve um aumento durante a alimentação, e foi consumida na fase óxica, o que indica que ocorreu nitrificação. Já na fase

anóxica sua concentração aumentou, indicando que ocorreu desnitrificação. A concentração de fósforo aumentou na alimentação, sendo consumido na reação aeróbia e aumentando novamente na reação anaeróbia, conforme a teoria (Figura 24.1). O oxigênio dissolvido variou de 2,0 a 5,5 mg/L na etapa aeróbia e ficou próximo de zero na etapa anóxica (Figura 24.2). Já os sólidos suspensos variaram de 2200 a 1100 mg/L no final da fase anóxica, tendo um aumento na fase anóxica, devido a adição de acetato (Figura 24.3).

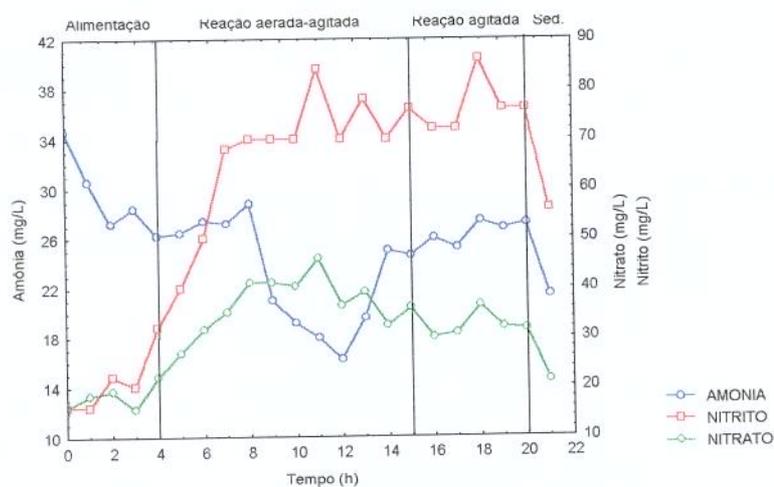


Figura 24 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

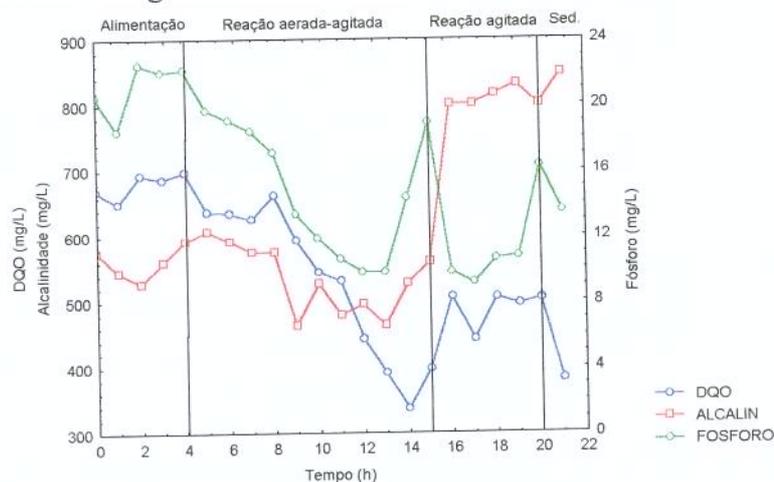


Figura 24.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

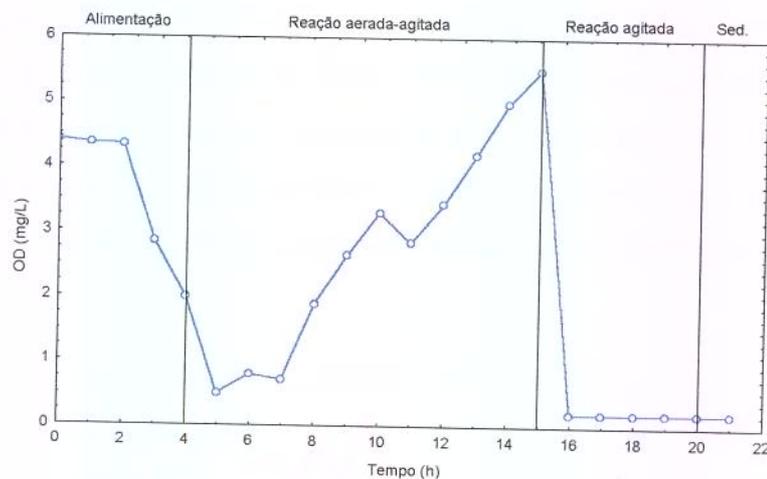


Figura 24.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

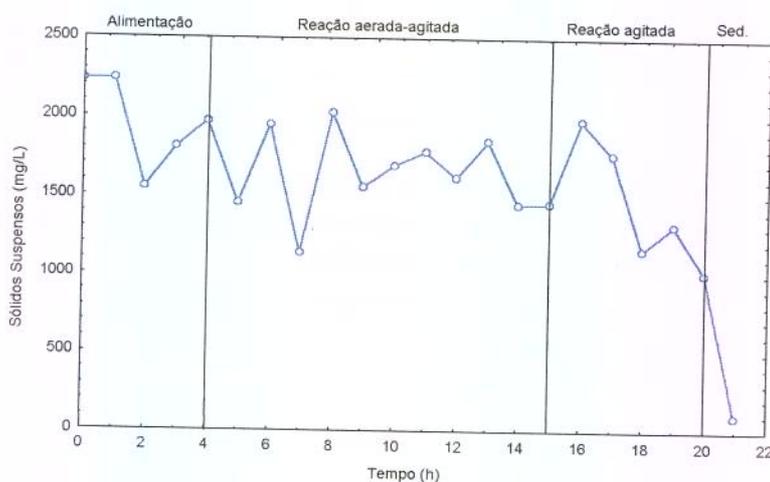


Figura 24.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com acetato durante o experimento 13. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

No experimento 14 a concentração de amônia (Figura 25) teve um aumento relativamente grande até a terceira hora de reação aerada, seguindo-se sua transformação em nitrito e nitrato simultaneamente. A concentração de nitrito aumentou até a sétima hora e a partir daí foi consumido até o final do ciclo, enquanto a concentração de nitrato aumentou até

a sétima hora seguindo-se o consumo até o final da reação aerada. No início da fase anóxica ocorreu um pequeno aumento, provavelmente, devido a adição de 300 mL de água residuária bruta como fonte de carbono interna, voltando a ser consumido a partir da primeira hora da fase anóxica. A concentração de DQO aumentou na etapa de alimentação, sendo degradada durante toda a reação aerada, porém, no início da reação anóxica, ocorreu um pequeno aumento devido a suplementação de carbono. A alcalinidade aumentou na alimentação e continuou até a terceira hora da reação aerada, mantendo-se constante até o final do ciclo. A concentração de fósforo manteve-se em torno de 22 mg/L na alimentação, sendo consumido nas etapas de reação e sedimentação (Figura 25.1). O oxigênio dissolvido variou de 2 a 6 mg/L na fase aeróbia e permaneceu próximo de zero na etapa anóxica (Figura 25.2). Os sólidos suspensos ficaram entre 900 mg/L no final da fase anóxica e 1800 mg/L no início do ciclo, apresentando um aumento na produção de lodo no início da fase anóxica, devido a adição de fonte de carbono (Figura 25.3).

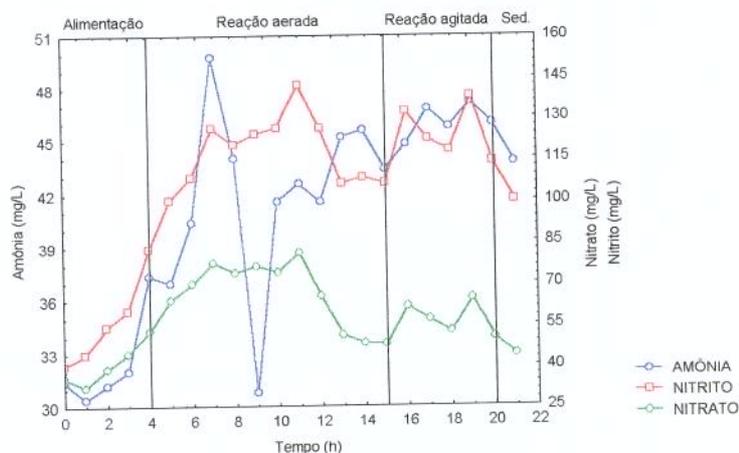


Figura 25 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

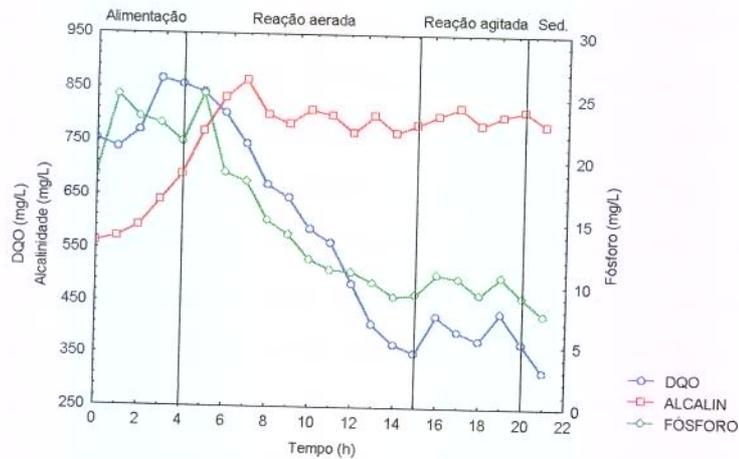


Figura 25.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

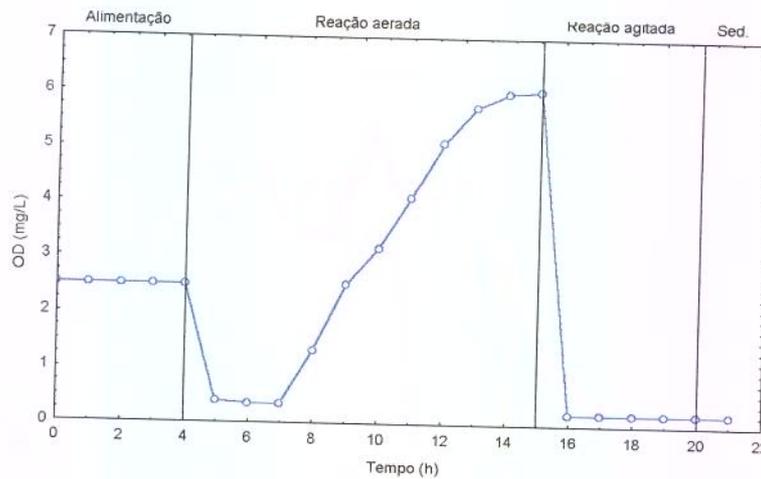


Figura 25.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

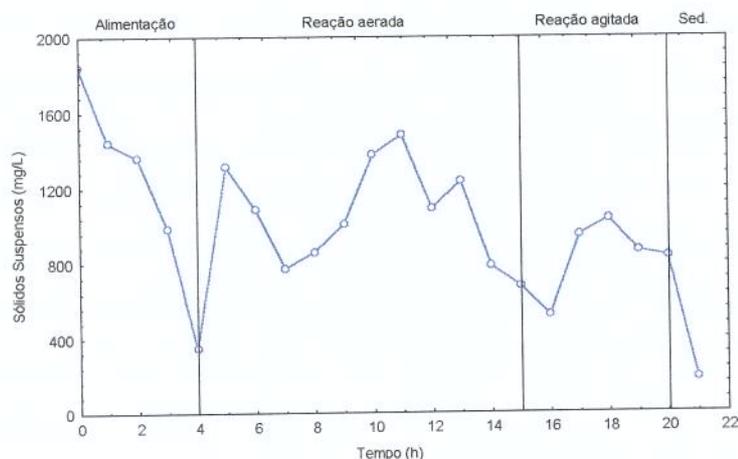


Figura 25.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 14. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

Os experimentos 15 e 16 foram realizados a 25°C com vazão de alimentação de 0,775 L/h, com as mesmas condições de partida do reator, isto é, 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta, o ciclo completo foi de 21 h. O experimento 15 foi realizado de acordo com as seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 8 h de reação óxica (aerada e agitada), 5 h de reação anóxica (agitada), 3 h de reação óxica e 1 h de sedimentação. Já no experimento 16, as etapas foram: 4 h de alimentação aerada, 6 h de reação óxica, 4 h de reação anóxica, 1 h de sedimentação, 2 h de reação óxica, 1 h de sedimentação, 2 h de reação anóxica e 1 h de sedimentação. Nestes experimentos foi adicionado fosfato na alimentação para aumentar a concentração de fósforo para aproximadamente 20 mg/L, e garantir uma boa concentração de nutrientes aos microrganismos. A suplementação com fonte de carbono interna nos dois experimentos foi realizada pela adição de 300 mL de água residuária bruta no início da etapa de reação anóxica e a velocidade de agitação nesta fase, foi de 90 rpm. O índice volumétrico de lodo (IVL) foi de 144 e 223 mL/g, respectivamente. O pH foi monitorado e variou em torno de 7,5; o OD foi controlado variando de 2 a 5 mg/L na etapa de reação aerada e ficando próximo de zero na reação agitada (Figuras 26.2 e 27.2). A Figura 26 mostra que a concentração de amônia durante a alimentação aerada manteve-se em torno de 29 mg/L, ocorrendo pequeno aumento na fase de reação óxica, novamente teve um aumento na reação

anóxica, atingindo um valor máximo de 32 mg/L, isto devido a segunda alimentação. Na segunda reação óxica, ocorreu um consumo acentuado de amônia, chegando a 17 mg/L na sedimentação. A concentração de nitrito aumentou nas etapas de alimentação aerada e reação óxica, sendo consumido nas fases de reação anóxica, segunda reação óxica e sedimentação (nitrificação) e o nitrato apresentou um comportamento semelhante ao nitrito (desnitrificação). A concentração de DQO aumentou durante a alimentação aerada, atingindo valor máximo em torno de 1700 mg/L, e diminuindo nas etapas seguintes, chegando a 243 mg/L. A alcalinidade teve um pequeno consumo nas duas fases de reação óxica e um pequeno aumento na reação anóxica. A concentração de fósforo diminuiu nas duas etapas de reação óxica e aumentou na reação anóxica (Figura 26.1). Os sólidos suspensos variaram de 1500 mg/L no final da etapa óxica a 2200 mg/L no início do experimento, tendo um aumento na produção de biomassa na fase anóxica (Figura 26.3).

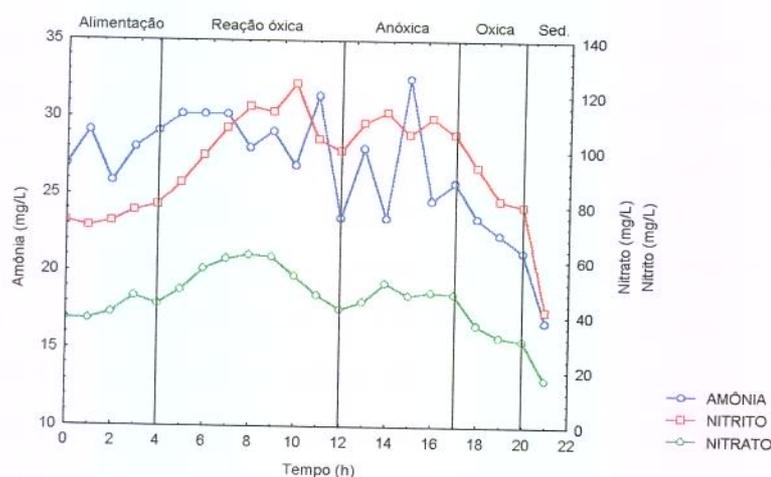


Figura 26 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

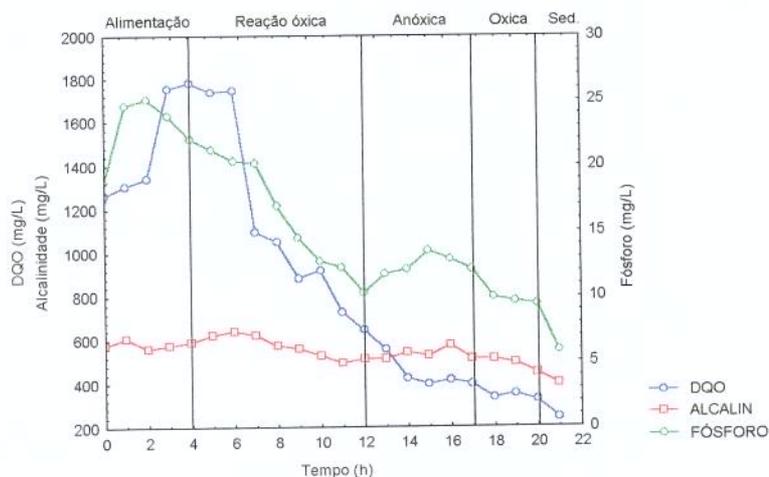


Figura 26.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

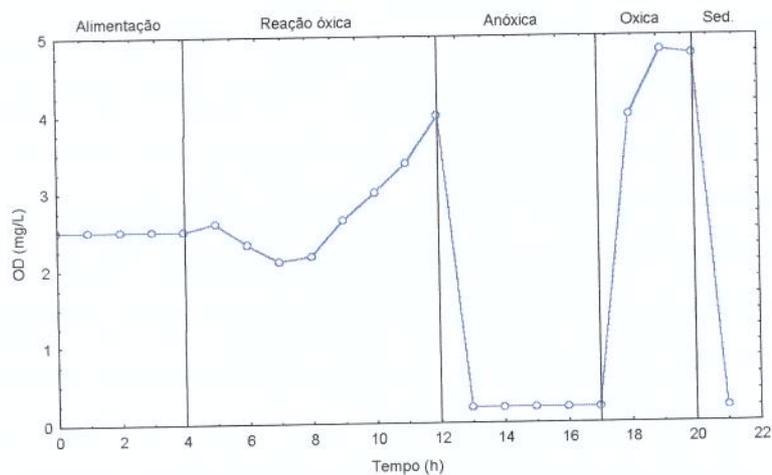


Figura 26.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

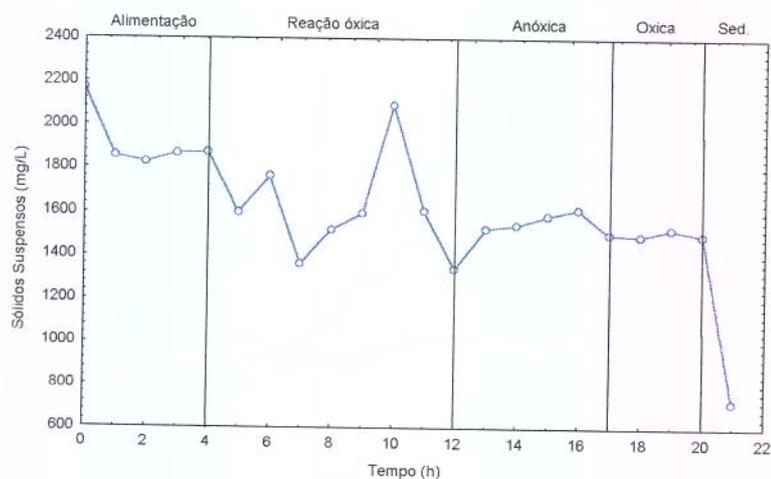


Figura 26.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 15. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

No experimento 16 a concentração de amônia manteve-se constante na alimentação aerada e até a segunda hora de reação óxica. A partir deste instante ocorreu um aumento, diminuindo posteriormente. Na reação anóxica ocorreu um aumento até a segunda hora, diminuindo até o final desta etapa e durante a primeira sedimentação. Na segunda reação óxica aumentou novamente, diminuindo na segunda sedimentação. Ocorreu um novo aumento na segunda reação anóxica, atingindo um valor máximo de 27 mg/L, voltando a ser consumida na terceira sedimentação. A concentração de nitrito partiu com uma concentração de 88 mg/L, aumentou até a quarta hora de reação óxica, onde atingiu um valor máximo de 142 mg/L, diminuindo a concentração no final desta etapa. Ocorreu um aumento no início da reação anóxica, voltando a diminuir na fase de sedimentação, aumentando novamente na segunda reação óxica e caindo na segunda sedimentação. Voltou a aumentar na segunda reação anóxica, sendo consumida na terceira sedimentação. A concentração de nitrato manteve-se constante durante a alimentação aerada, aumentando na reação óxica até a quarta hora, sendo consumido até o final desta etapa. Ocorreu um pequeno aumento na reação anóxica e foi consumido durante a segunda reação óxica e na segunda sedimentação (Figura 27). A concentração de DQO aumentou durante a alimentação aerada, ocorreu um consumo na reação óxica, aumentou na reação anóxica, etapa em que o reator foi alimentado com água residuária

bruta, para suprir os microrganismos com fonte de carbono. Na primeira sedimentação houve consumo da DQO, ocorreu um pequeno aumento na segunda reação óxica, caindo na segunda sedimentação e na segunda reação anóxica. Aumentando na terceira sedimentação devido a respiração endógena. A alcalinidade teve um pequeno aumento durante a alimentação aerada, continuou aumentando até a terceira hora de reação óxica, sendo consumida a partir deste momento até o final desta etapa. Já na reação anóxica, a alcalinidade teve um aumento discreto, caindo na sedimentação. Novamente ocorreu um aumento na segunda reação óxica, caindo na segunda sedimentação. Na segunda reação anóxica ocorreu um aumento na concentração, sendo consumida na terceira sedimentação. A concentração de fósforo partiu com uma concentração em torno de 25 mg/L, sendo consumido nas etapas de alimentação aerada e reação óxica. Já nas etapas de reação anóxica, ocorreu aumento na concentração de fósforo. Nas etapas de sedimentação, houve consumo do fósforo, confirmando a teoria (Figura 27.1). Neste experimento, a concentração de sólidos suspensos variou entre 1100 mg/L no final da fase anóxica e 1800 mg/L no início do ciclo, ocorrendo um aumento na primeira fase anóxica, devido a adição de fonte de carbono (Figura 27.3).

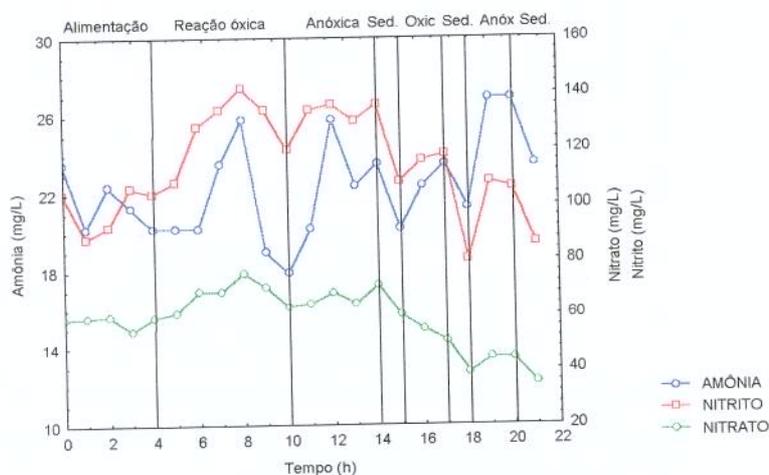


Figura 27 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

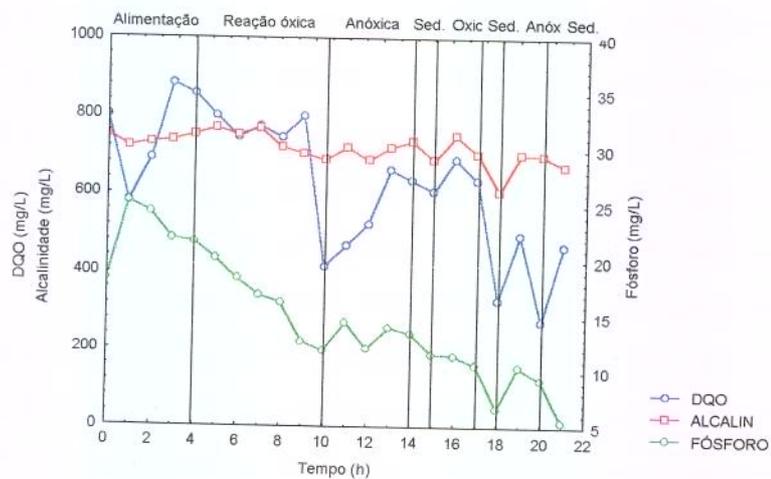


Figura 27.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

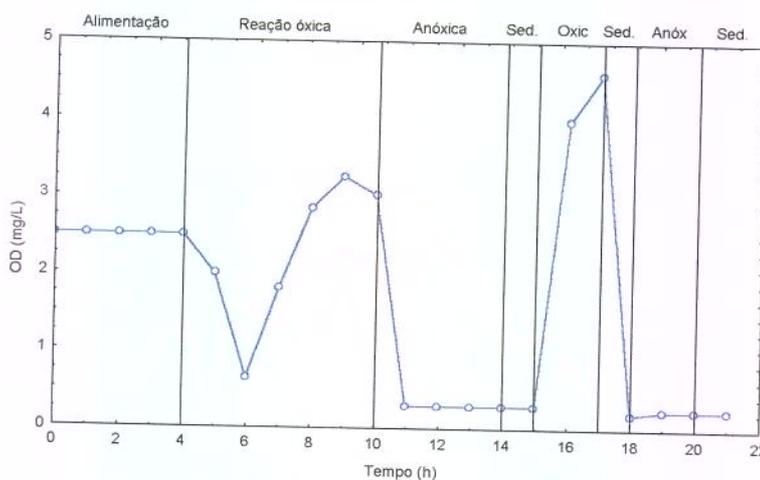


Figura 27.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

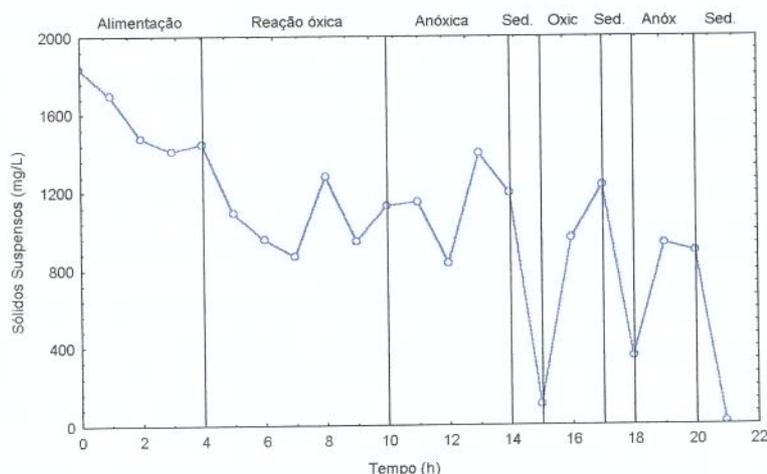


Figura 27.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 16. Condição inicial: 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta

Foram realizados dois pares de experimentos, sendo que os gráficos apresentados nas Figuras 28 e 29 mostram os resultados dos experimentos realizados após a adaptação do lodo nas mesmas condições usadas no tratamento. O reator partiu com 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante (líquido do sedimentador de lodo) e foi alimentado da mesma maneira que o experimento subsequente, até que atingisse volume final de 4 L, contudo amostras para análise foram tiradas apenas no segundo ensaio. Após a etapa de sedimentação, foram retirados 3 L de líquido do reator, deixando no mesmo 500 mL de lodo sedimentado e 500 mL de sobrenadante. Desta forma, pretendeu-se observar se após um ciclo completo de tratamento o lodo ficaria mais adaptado, produzindo resultados melhores que os conseguidos até o momento. No experimento 17 a vazão de alimentação foi de 0,95 L/h e o ciclo completo durou 21 h, sendo dividido nas seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 8 h de reação óxica, 5 h de reação anóxica, 3 h de reação aerada e 1 h de sedimentação. Foi adicionado fosfato na alimentação (Na_2HPO_4) para aumentar a concentração de fósforo, e adicionado também 300 mL de água residuária bruta no início da fase anóxica como fonte de carbono interna, para possibilitar a redução do nitrato (desnitrificação). O índice volumétrico de lodo (IVL) foi medido antes de iniciar o experimento, ficando em 123 mL/g.

A concentração de amônia (Figura 28) ficou constante durante a fase de alimentação, ocorrendo aumento na etapa de reação óxica chegando a 73 mg/L, diminuindo no final desta etapa para 60 mg/L, atingindo 55 mg/L no final da reação aerada e 52 mg/L no final da sedimentação, mostrando que ocorreu nitrificação a partir da sexta hora de tratamento. A concentração de nitrito apresentou um pico na sexta hora de tratamento, diminuindo até o final da fase anóxica, indicando que ocorreu nitrificação, voltando a diminuir na etapa de sedimentação. A concentração de nitrato também aumentou até a sexta hora de tratamento, apresentando a partir deste instante, redução lenta até o final do ciclo, indicando a ocorrência de desnitrificação nas etapas de reação óxica e sedimentação. A DQO foi consumida durante todo ciclo, tendo um pequeno aumento na fase anóxica, devido a adição de água residuária bruta no início desta etapa para suprir a biomassa com carbono biodegradável. A alcalinidade diminuiu na alimentação de 928 para 800 mg/L, voltando a aumentar até a terceira hora de reação óxica, permanecendo constante em torno de 900 mg/L até o final da reação anóxica, seguida de pequena redução na fase de sedimentação, enquanto o fósforo foi consumido do início ao fim do ciclo (Figura 28.1). O oxigênio dissolvido permaneceu constante na alimentação aerada, permanecendo em valores próximos a 0,35 mg/L nas etapas de reação óxica e anóxica, com novo aumento para 3 mg/L na reação aerada (Figura 28.2). Os sólidos suspensos no início tinham uma concentração de 3736 mg/L, permaneceram constante nas fases de reação e atingiram concentração de 600 mg/L na sedimentação (Figura 28.3).

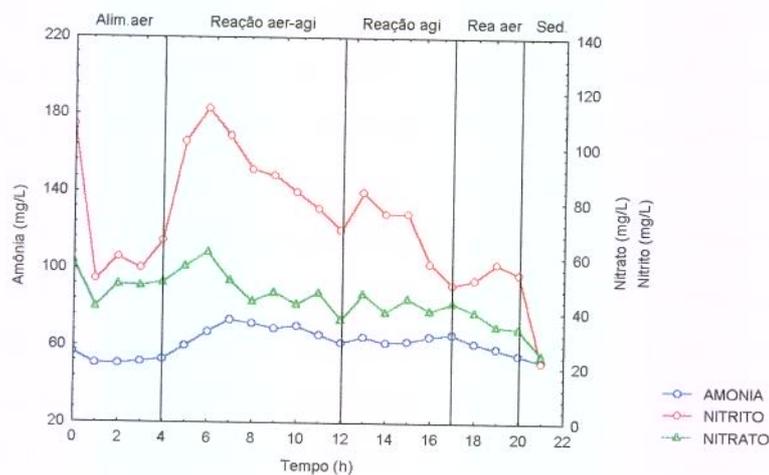


Figura 28 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante

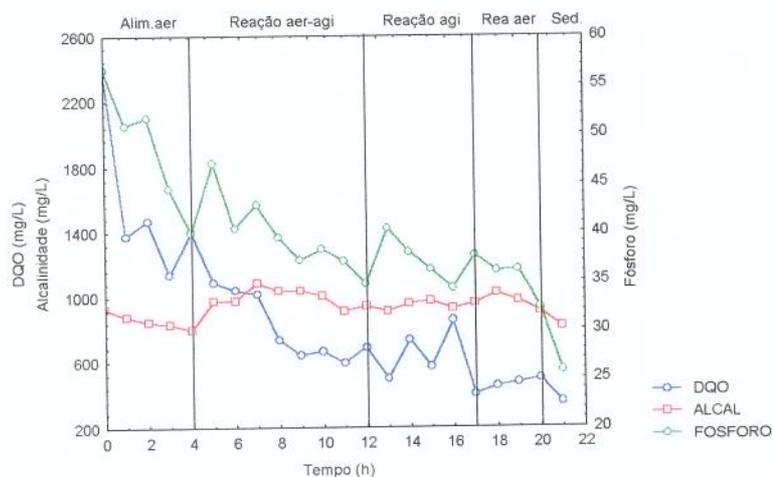


Figura 28.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante

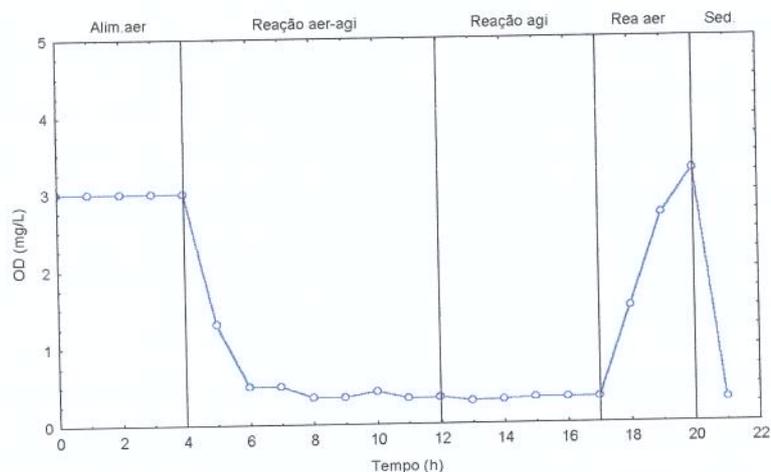


Figura 28.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante

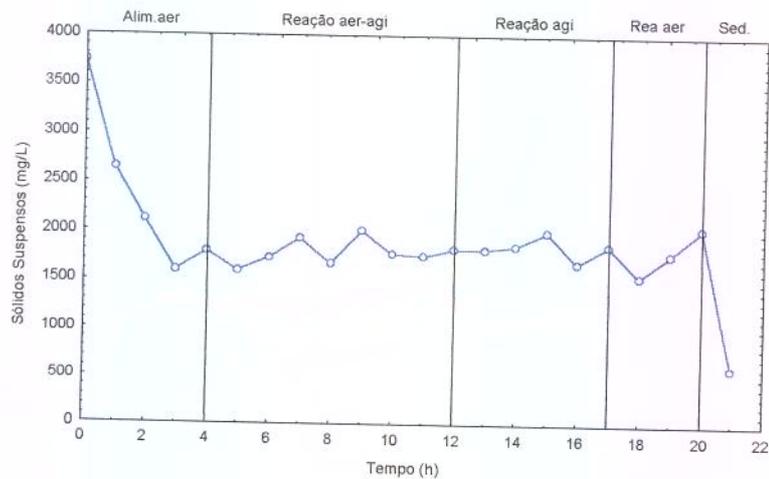


Figura 28.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 17. Condição inicial: 500 mL de lodo e 500 mL de sobrenadante

No experimento da Figura 29 a temperatura de operação foi de 25°C, a vazão de alimentação foi de 0,70 L/h e o ciclo completo durou 21 h, sendo dividido nas seguintes etapas: 4 h de alimentação aerada, 8 h de reação óxica, 5 h de reação anóxica, 3 h de reação aerada e 1 h de sedimentação. Foram adicionados 300 mL de água residuária bruta no início da fase anóxica como fonte de carbono interna, e o índice volumétrico de lodo (IVL) ficou em 160 mL/g. A velocidade de agitação ficou em torno de 90 rpm.

A concentração de amônia aumentou durante a etapa de alimentação de 24 para 44 mg/L, porém ocorreu nitrificação na fase de reação óxica, seguindo-se aumento na reação anóxica e nova diminuição na reação aeróbia e sedimentação. O nitrito foi consumido durante a alimentação aerada, na reação óxica e aeróbia, mostrando que ocorreu nitrificação. Já na etapa de reação anóxica ocorreu aumento na concentração de nitrito, sendo que na sedimentação sua redução foi de 70%. A concentração de nitrato ficou constante durante a alimentação em 55 mg/L, diminuindo nas etapas de reação óxica, aeróbia e sedimentação. Ao contrário do que era esperado, na fase de reação anóxica houve um pequeno aumento de 26 para 37 mg/L, não ocorrendo o processo de desnitrificação. A concentração de DQO aumentou durante a alimentação e na reação anóxica devido a adição de água residuária bruta

no início desta etapa como fonte de carbono interna. Na sedimentação a concentração diminuiu de 546 para 264 mg/L, representando 52% de eficiência de remoção. A alcalinidade aumentou na alimentação e na reação anóxica, diminuindo nas etapas de reação óxica, aeróbia e na sedimentação. A concentração de fósforo permaneceu constante na etapa de alimentação, diminuiu nas etapas de reação óxica, aeróbia e na sedimentação. Houve um aumento na concentração de fósforo na fase de reação anóxica, como era esperado (Figura 29.1). O oxigênio dissolvido permaneceu constante na alimentação aerada, diminuiu para próximo de 0,6 mg/L na etapa de reação óxica, mas aumentou para 5,3 mg/L no final desta fase. Na reação anóxica e na sedimentação diminuiu para 0,4 mg/L, aumentando para 4,0 mg/L na reação aerada (Figura 29.2). Os sólidos suspensos no início do ciclo tinham concentração de 3038 mg/L, diminuindo na fase de reação óxica mostrando que nesta fase ocorreu respiração endógena. Ocorreu um aumento na etapa de reação agitada devido a adição de água residuária bruta como fonte de carbono, comprovando as observações de PURTSCHERT & GUJER (1999) (Figura 29.3).

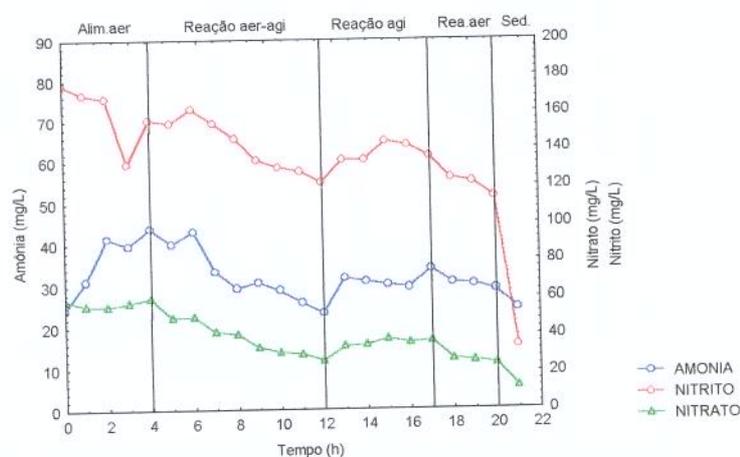


Figura 29 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta

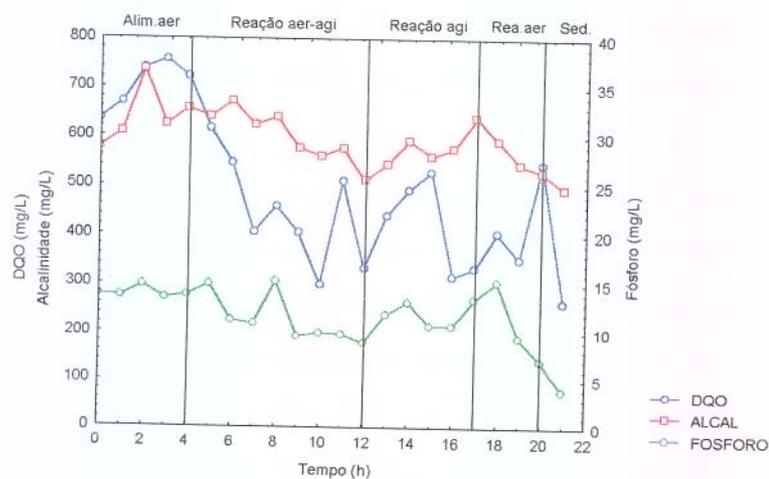


Figura 29.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária

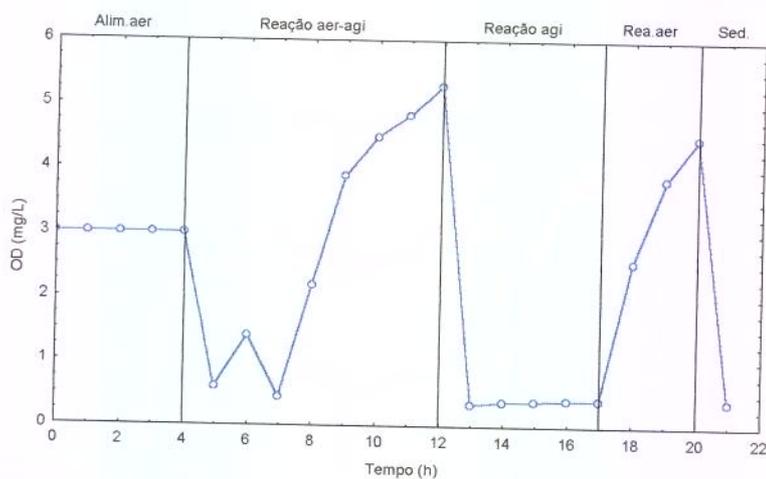


Figura 29.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta

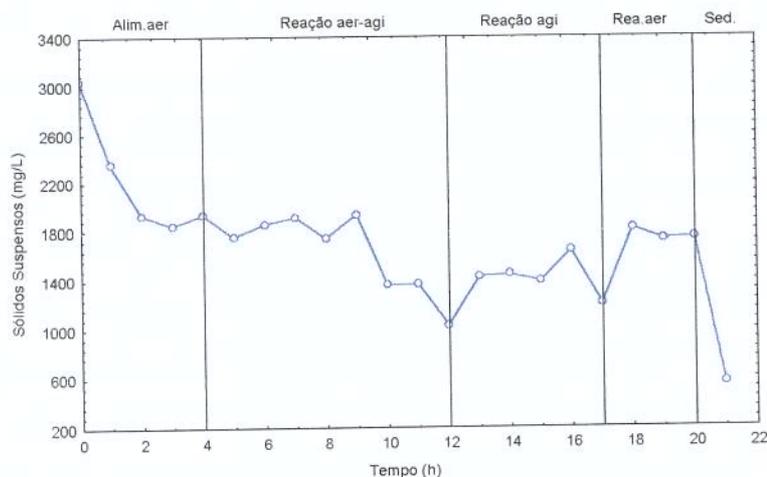


Figura 29.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS suplementado com resíduo durante o experimento 18. Condição inicial: 500 mL de lodo, 500 mL de sobrenadante e 1000 mL de água residuária bruta

O experimento 19 foi realizado a 22°C com vazão de alimentação de 0,67 L/h, a sedimentação do lodo ficou em 400 mL/L e o reator foi operado num ciclo completo de 17 h. O ciclo foi dividido nas seguintes etapas: 6 h de alimentação aerada, 10 h de reação aerada e 1 h de sedimentação, sendo que na alimentação foi adicionada solução de fosfato para suprir os microrganismos com fósforo. O IVL foi medido antes de iniciar o experimento, ficando em 104 mL/g.

A concentração de amônia na etapa de enchimento do reator variou de 68 para 45 mg/L, já na etapa de reação aerada a concentração diminuiu de 45 para 36 mg/L e pequeno decréscimo na sedimentação. A concentração de nitrito aumentou no período de alimentação de 20 para 50 mg/L, enquanto que na fase de reação aerada ocorreu um aumento no início, diminuindo até o final desta etapa. Já na fase de sedimentação, a concentração diminuiu de 50 para 10 mg/L, isto é, houve uma remoção de 80% de nitrito nesta fase. A concentração de nitrato apresentou comportamento semelhante a do nitrito, aumentando de 18 para 31 mg/L na fase de alimentação aerada reduzindo de 31 para 16 mg/L na etapa de reação aerada e na sedimentação a concentração foi de 16 para 7 mg/L. Podemos dizer que ocorreu nitrificação na fase de reação aerada, mesmo sendo uma fase onde a concentração de oxigênio dissolvido

era de 3 mg/L, houve consumo do nitrato ocorrendo desnitrificação (Figura 30). A concentração de DQO aumentou na etapa de alimentação de 207 para 393 mg/L e na fase de reação aerada ocorreu redução de 393 para 180 mg/L, correspondendo a 54% de eficiência de remoção. Na etapa de sedimentação sua concentração diminuiu de 180 para 120 mg/L (33% de eficiência de remoção). A alcalinidade diminuiu no período de enchimento do reator de 848 para 720 mg/L, ocorrendo consumo na etapa de reação aerada e na sedimentação. A concentração de fósforo no início da alimentação era de 18 mg/L e no final desta etapa foi para 22 mg/L, mostrando que ocorreu acúmulo nesta fase, porém na reação aerada houve consumo, passou de 22 para 13 mg/L como era esperado, pois a concentração de fósforo aumenta na fase anaeróbia e diminui na fase aeróbia (CULP et al., 1978 e METCALF & EDDY, 1991). Na sedimentação ocorreu novamente consumo, diminuindo de 13 para 10 mg/L (Figura 30.1). O oxigênio dissolvido permaneceu constante na alimentação aerada, aumentou para próximo de 3 mg/L na etapa de reação aerada e diminuiu para 0,5 mg/L na sedimentação (Figura 30.2). Os sólidos suspensos no início do ciclo tinham uma concentração de 3858 mg/L, permanecendo constante na fase de reação aerada em torno de 1500 mg/L, atingindo uma concentração de 216 mg/L na sedimentação (Figura 30.3).

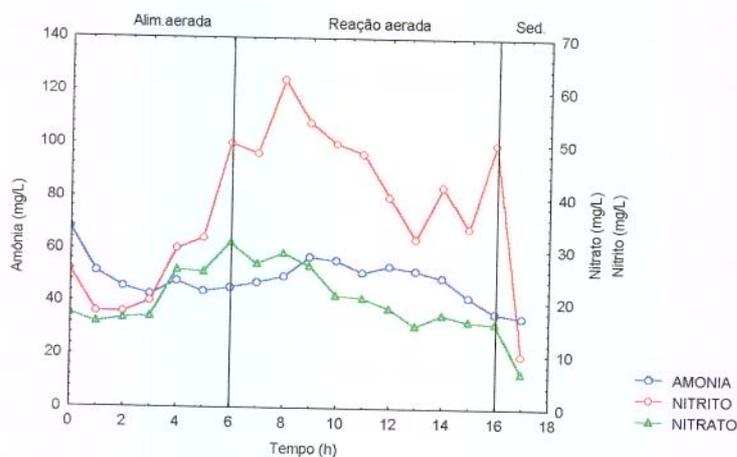


Figura 30 – Variação da concentração de amônia, nitrito e nitrato no RBS durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo

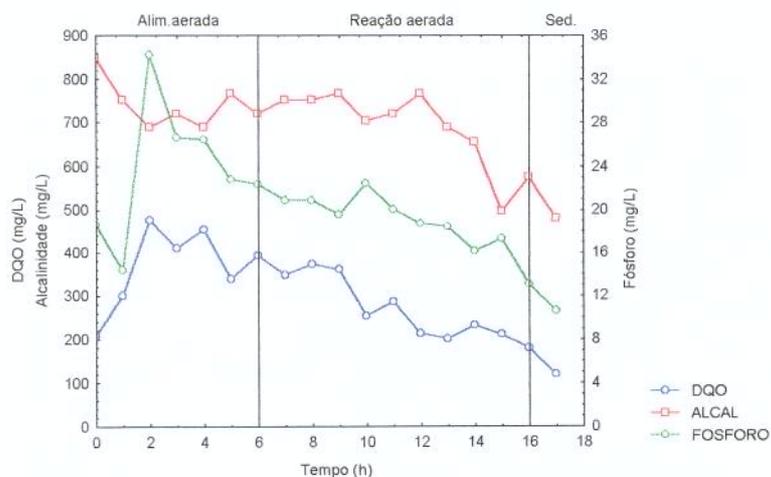


Figura 30.1 – Variação da concentração de DQO, alcalinidade e fósforo no RBS durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo

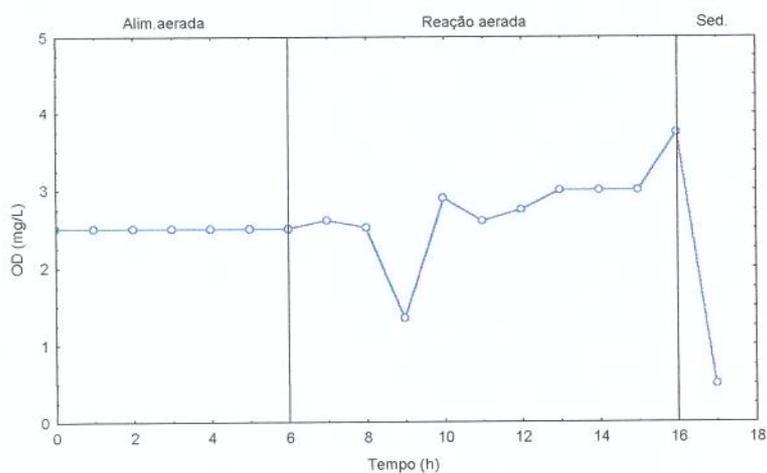


Figura 30.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido no RBS durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo

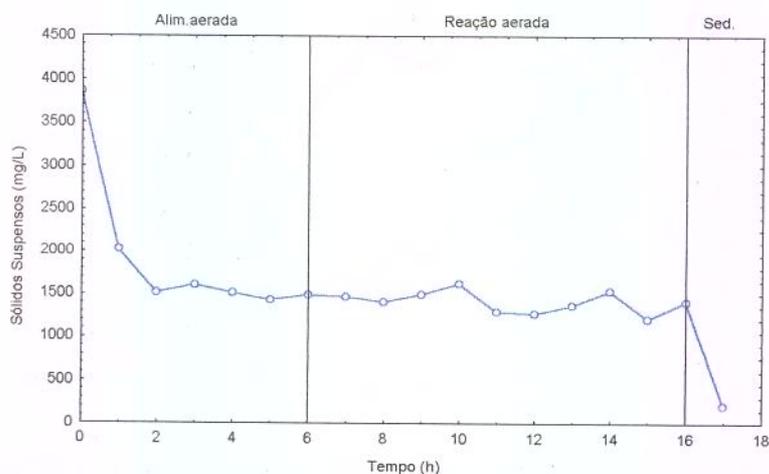


Figura 30.3 – Variação da concentração de sólidos suspensos no RBS durante o experimento 19. Condição inicial: 1000 mL de lodo

A Tabela 9 apresenta os resultados do desempenho do RBS na remoção de amônia, nitrito, nitrato, DQO e fósforo. Pode-se verificar que o experimento 3, foi o que teve melhor resultado em termos de redução de nutrientes e carga orgânica. Porém, o experimento 7 foi o que apresentou maior redução em relação a concentração de nitrito e nitrato, já o experimento 8, obteve ótima redução de DQO e fósforo.

Tabela 9 – Resultados da eficiência de remoção biológica de nutrientes e carga orgânica usando o RBS para tratar água residuária avícola.

Experimento	Amônia (%)	Nitrito (%)	Nitrato (%)	DQO (%)	Fósforo (%)
1	36*	60*	10*	30	52
2	ND	14*	90*	10	31
3	83	54	72	81	86
4	19*	2	13	54	43
5	28*	44*	3*	54	39
6	68*	55*	45*	65	77
7	31	91	90	79	67
8	2*	41	80	97	90
9	1	72	53	75	87
10	6	7*	43	65	40
11	41	65	73	72	90
12	112*	62	65	71	33
13	29	88*	14	64	46
14	36*	91*	8	70	67
15	32	54	70	85	76
16	15*	37	64	64	78
17	67*	54	39	77	34
18	9*	67	72	71	77
19	20*	73	78	86	54

*significa que ocorreu produção do composto

ND = não foi determinado

3.4. CONCLUSÕES

Com esta etapa do projeto, foi possível confirmar alguns fatos que vários autores observaram em suas pesquisas; em outros, os resultados práticos não foram os esperados. A concentração de amônia geralmente aumentava na etapa anóxica, devido a respiração endógena, sendo que o mesmo acontecia com a concentração de DQO. Observa-se que é difícil encontrar uma condição ótima de operação do reator, para que ocorra remoção biológica dos nutrientes até níveis desejáveis. Em muitos experimentos, a DQO remanescente, no final dos ciclos não atingiu concentrações desejáveis para lançamento em corpos receptores.

Em relação aos experimentos que foram realizados para verificar os efeitos da adição de uma fonte de carbono no início da fase anóxica, pode-se observar que usando uma fonte de carbono externa (acetato), os resultados em termos de remoção de nitrato (desnitrificação) foram razoáveis; o experimento 11 teve 73% de remoção de nitrato e o 9 apresentou valor de 53%. Ao contrário do que era esperado, nos experimentos 9, 10 e 12 a concentração de nitrato aumentou após a adição de fonte de carbono. Entretanto, nos experimentos onde foi usado uma fonte de carbono interna (água residuária bruta), os resultados foram melhores, como pode-se verificar nos experimentos 8 e 18. Nestes dois experimentos o ciclo completo foi de 21 h, sendo que a remoção de nitrato nos experimentos 8 e 18 foi de 80 e 72%, respectivamente. Nos experimentos 12 e 14, ocorreu pequeno aumento na concentração de nitrato no início da fase anóxica.

Também foi possível verificar os efeitos da variação nas condições iniciais de partida do reator (F/M), o comportamento do RBS na remoção biológica de nutrientes e carga orgânica. Observou-se que de acordo com a condição inicial, tem-se um perfil de concentração e portanto a eficiência de remoção será afetada diretamente por esta condição. Mesmo em experimentos que partiam com um volume inicial de 2 L composto de água residuária bruta e biomassa, a duração da etapa de alimentação também influencia no desempenho do reator, pois em experimentos onde a alimentação ocorre num intervalo de tempo muito curto (15 min), a influência desta etapa é desprezível e o processo pode ser considerado como batelada simples.

Outro aspecto observado foi o efeito da variação nas condições iniciais (SS e DQO) no comportamento do RBS na remoção biológica de nutrientes e carga orgânica. Como pode-se comprovar nos experimentos 7 e 8, onde o perfil de concentração é proporcional a condição de partida do reator, no caso do experimento 7, o volume inicial do reator foi composto de 1500 mL de lodo e 500 mL de água residuária bruta; assim o reator partiu com 2514 mg/L de SS e 263 mg/L de DQO. Já no experimento 8 a condição inicial do reator foi 500 mL de lodo e 1500 mL de água residuária bruta, o que resultou nas condições iniciais de 1842 mg/L de SS e 717 mg/L de DQO, sendo que a relação F/M variou de 0,10 a 0,39 nos experimentos 7 e 8, respectivamente. Cabe observar que no abatedouro de aves Pena Branca a relação carga orgânica/matéria orgânica varia de 0,2 a 0,4. No ensaio 7, o desempenho do reator nos processos de nitrificação e desnitrificação foi bom, 91 e 90%, respectivamente, porém o experimento 8 teve bom desempenho na remoção de carga orgânica e fósforo, sendo 97 e 90%, respectivamente.

O melhor resultado em termos de remoção biológica de nutrientes e carga orgânica foi conseguido no experimento 3, apesar de ser difícil de obter boa eficiência de remoção de nutrientes e carga orgânica, usando apenas uma estratégia. Normalmente, de acordo com o objetivo do tratamento, especifica-se a estratégia que será utilizada para conseguir uma boa eficiência de remoção. No experimento 3, obteve-se 83, 54, 72, 81 e 86% de remoção em termos de amônia, nitrito, nitrato, DQO e fósforo a 25°C, respectivamente. O melhor resultado em termos de remoção de carga orgânica e fósforo foi obtido no experimento 8, num ciclo completo de 21 h, com adição de água residuária bruta no início da fase anóxica, quando se obteve 97 e 90% de remoção de DQO e fósforo a 25°C, respectivamente. Já o melhor resultado em relação aos processos de nitrificação e desnitrificação foi conseguido no experimento 7, com ciclo de 12 h e sem suplementação de fonte de carbono. Foi possível alcançar 91% de remoção de nitrito e 90% de nitrato, embora a estratégia de operação consistisse de fase aeróbia, ocorreu desnitrificação.

Na grande maioria dos experimentos, na etapa de sedimentação ocorreu uma diminuição na concentração da amônia, nitrito, nitrato, DQO, alcalinidade e fósforo, provavelmente devido à existência de uma fração apreciável de material suspenso e dissolvido que foi removido por biosorção após o contato com o lodo. Entretanto, em alguns ensaios, a concentração de amônia e alcalinidade aumentou na fase de sedimentação.

Devido ao comportamento das curvas ser muito instável, ao grande número de variáveis envolvidas nos processos de remoção biológica de nutrientes (aeração, agitação, OD, temperatura, pH, duração e ordem das etapas) e também devido às características e composição da água residuária bruta, não foi possível obter modelo cinético que descrevesse o comportamento das curvas, pois para cada estratégia usada no tratamento, resultava perfil de remoção de nutrientes e carga orgânica específico.

CONCLUSÕES GERAIS

Com as estratégias de operação do RBS, não foi possível conseguir uma condição ótima para ocorrer simultaneamente remoção biológica de nutrientes e carga orgânica até níveis desejáveis;

É possível remover nitrogênio de água residuária avícola com RBS, alcançando em torno de 90% de eficiência;

O RBS mostrou ser um sistema flexível, para remover nutrientes e carga orgânica, dependendo da duração e ordem das etapas de operação;

A adição de uma fonte de carbono no início da fase anóxica, permitiu alcançar 80% de remoção de nitrato em ciclos longos (21 h), porém com ciclos de 12 h, sem adição de fonte de carbono, a remoção de nitrato atingiu 90%;

A condição inicial que permitiu obter as maiores eficiências de remoção de nutrientes e carga orgânica, foi com a relação alimento/microrganismo (F/M) igual a $0,4 \text{ d}^{-1}$;

Na fase de sedimentação, ocorreu redução na concentração de todos os parâmetros analisados.

SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

Simular os dados obtidos neste trabalho para otimizar os processos de nitrificação e desnitrificação;

Estudar mais detalhadamente o desempenho do RBS na remoção biológica de fósforo;

Investigar os processos de nitrificação e desnitrificação através de balanço de massa;

Determinar a influência da relação alimento/microrganismo (F/M), na remoção de nutrientes e carga orgânica;

Verificar porque os parâmetros diminuem na fase de sedimentação do RBS.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Al GHUSAIN, I. & HAO, O.J. Use of pH as control parameter for aerobic/anoxic sludge digestion. Journal of Environmental Engineering, v.121, n.3, p.225-235, 1995.
- ANDREOTTOLA, G.; BORTONE, G. & TILCHE, A. Experimental validation of a simulation and design model for nitrogen removal in Sequencing Batch Reactors. Water Science and Technology, v.35, n.1, p.113-120, 1997.
- APHA, AWWA, WPCF: Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 19^a ed. New York, 1995.
- ARDERN, E. & LOCKETT, W. Experiments on the oxidation of sewage without the aid of filters. Journal of the Society of Chemical Industry, v.33, p.523-539, 1914.
- BARNARD, J.L. Biological Denitrification. Water Pollution Control, v.72, n.6, p.705-720, 1973.
- BARNARD, J.L. The development of nutrient-removal processes. Journal of the Chartered Institution of Water and Environmental Management, v.12, n.5, p.330-337, 1998.
- BARTH, E.F., BRENNER, C. & LEWIS, R.F. Chemical-Biological control of nitrogen and phosphorus in wastewater effluent. Journal Water Pollution Control Federation, v.40, n.12, p.2040-2054, 1968.
- BERNARDES, R.S.; SPANJERS, H. & KLAPWIJK, A. Modelling respiration rate and nitrate removal in a nitrifying-denitrifying SBR treating domestic wastewater. Bioresource Technology, v.67, p.177-189, 1999.
- BORTONE, G.; GEMELLI, S.; RAMBALDI, A. & TILCHE, A. Nitrification, denitrification and biological phosphate removal in SBRs treating piggery wastewater. Water Science and Technology, v.26, n.5-6, p.977-985, 1992.
- BURRELL, P.; KELLER, J. & BLACKALL, L.L. Characterisation of the bacterial consortium involved in nitrite oxidation in activated sludge. Water Science Technology, v.39, n.6, p.45-52, 1999.
- CARUCCI, A.; KUHNI, M.; BRUN, R.; CARUCCI, G.; KOCH, G.; MAJONE, M. & SIEGRIST, H. Microbial competition for the organic substrates and its impact on EBPR systems under conditions of changing carbon feed. Water Science Technology, v.39, n.1, p.75-85, 1999.
- CATUNDA, P.F.C. & Van HAANDEL, A.C. O balanço de massa do material orgânico e nitrogenado em sistemas de tratamento de esgoto com lodo em suspensão. Engenharia Sanitária, v.22, n.4, p.528-537, 1983.
- CHERNICHARO, C.A. DE LEMOS & Von SPERLING, M. Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodo ativado de fluxo intermitente. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 17^o, v.2, n.1, p.118-129, 1993.

CULP, R.L.; WESNER, G.M. & CULP, G.L. Advanced Wastewater Treatment, 2^a ed. New York: Van Nostrand Reinhold Company, 1978. 632 p.

DENNIS, R.W. & IRVINE, R.L. Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. Journal Water Pollution Control Federation, 51 (2): 255-263, 1979.

DIAMADOPOULOS, E.; SAMARAS, P.; DABOU, X. & SAKELLAROPOULOS, G.P. Combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor. Water Science Technology, v.36, n.2-3, p.61-68, 1997.

EKAMA, G.A. & WENTZEL, M.C. Difficulties and developments in biological nutrient removal technology and modelling. Water Science and Technology, v.39, n.6, p.1-11, 1999.

FERRAZ, A.O.; GOBBI, E.F.; GAMA, A.F.S. & RUSSO, C. Modelo matemático do reator batelada sequencial-Parte 1: Nitrificação. Revista Brasileira de Engenharia, v.11, n.1, p.7-16, 1994.

FORESTI, E.; CAMPOS, J.R. & DI BERNARDO, L. Águas residuárias de abatedouro de aves: origem, caracterização e tratamento. 9º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária. Belo Horizonte, M.G. 1977.

FREEDMAN, D.L.; SMITH, C.R. & NOGUERA, D.R. Dichloromethane biodegradation under nitrate-reducing conditions. Water Environment Research, v.69, n.1, p.115-122, 1997.

FURUMAI, H.; KAZMI, A.A.; FUJITA, M.; FURUYA, Y. & SASAKI, K. Modeling long term nutrient removal in a Sequencing Batch Reactor. Water Research, v. 33, n. 11, p. 2708-2714, 1999.

GERMIRLI, F.; BORTONE, G.; ORHON, D. & TILCHE, A. Fate of residuals in nitrification-denitrification treatment of piggery wastewaters. Bioresource Technology: Biomass, Bioenergy, Biowastes, v.45, n.3, p.205-211, 1993.

GORONSZY, M. C. & BARNES, D. Sequentially operated biological systems for bulking sludge control. Process Biochemistry, 15 (7): 42-48, 1980.

GUJER, W.; HENZE, M.; MINO, T.; MATSUO, T.; WENTZEL, M.C. & MARAIS, G.v.R. The activated sludge model n° 2: biological phosphorus removal. Water Science and Technology, v.31, n.2, p.1-11, 1995.

HENZE, M., GRADY, C.P.L., GUJER, W., MARAIS, G.v.R. & MATSUO, T. A general model for single-sludge wastewater treatment systems. Water Research, v.21, n.5, p.505-515, 1987.

LEE, S.I.; PARK, J.H.; KO, K.B. & KOOPMAN, B. Effect of fermented swine wastes on biological nutrient removal in Sequencing Batch Reactors. Water Research, v.31, n.7, p.1807-1812, 1997.

MATSCHÉ, N. The elimination of nitrogen in the treatment plant of Vienna-Blumental. Water Research, v.6, p. 485-486, 1972.

- MATTIO, J.A. Remoção de nitrogênio: combinação de processos pode ser uma boa solução. Revista Meio Ambiente Industrial, n.25, p.112-116, 2000.
- METCALF & EDDY. Wastewater Engineering, 3ª ed. New York: McGRAW Hill, 1991.
- MORGENROTH, E. WILDERER, P.A. Sequencing Batch Reactor technology: concepts, design and experiences. Journal of the Chartered Institution of Water and Environmental Management, v.12, n.5, p.314-321, 1998.
- NAKHLA, G.F.; AHMED, A.M. & FAROOQ, S. Modeling of Sequencing Batch Reactors treating inhibitory and noninhibitory wastewaters. Water Environment Research, v.69, n.1, p.6-13, 1997.
- NOWAK, O.; KUHN, V. & MULLER, V. A comparison of different concepts of the running – in of nitrification and denitrification in activated sludge plants. Water Science Technology, v.39, n.6, p.53-60, 1999.
- OLES, J. & WILDERER, P.A. Computer aided design of sequencing batch reactors based on the IAWPRC activated sludge model. Water Science and Technology, 23 (4-6): 1087-1095, 1991.
- PEAVY, H.S.; ROWE, D.R. & TCHOBANOGLOUS, G. Environmental Engineering, New York: McGRAW Hill, 1985.
- POCHANA, K. & KELLER, J. Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND). Water Science Technology, v.39, n.6, p.61-68, 1999.
- PURTSCHERT, I. & GUJER, W. Population dynamics by methanol addition in denitrifying wastewater treatment plants. Water Science Technology, v.39, n.1, p.43-50, 1999.
- RAMALHO, R.S. Introduction to Wastewater Treatment Processes, 2ª ed. New York: Academic Press, 1983. 580 p.
- RODRIGUEZ, G.C.; BARCELO, O .G. & MARTINEZ, S.G. Wastewater fermentation and nutrient removal in Sequencing Batch Reactors. Water Science Technology, v.38, n.1, p.255-264, 1998.
- SHEKER, R.E.; ARIS, R.M. & SHIEH, W.K. The effects of fill strategies on SBR performance under nitrogen deficiency and rich conditions. Water Science Technology, v.28, n.10, p.259-266, 1993.
- SINGH, S.P.; WESLEY, R.L. & BUDD, E.A. Characteristics of poultry processing effluent. Poultry Science, 52 (4): 1478-1481, 1973.
- STENSTROM, M.K. & PODUSKA, R.A. The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification. Water Research, v.14, n.6, p.643-649, 1980.
- STEVENS, G.M.; BARNARD, J.L. & RABINOWITZ, B. Optimizing biological nutrient removal in anoxic zones. Water Science Technology, v.39, n.6, p.113-118, 1999.
- SUDIANA, I.M.; MINO, T.; SATOH, H.; NAKAMURA, K. & MATSUO, T. Metabolism of EBPR and non - EBPR sludge with acetate and glucose as carbon source. Water Science Technology, v.39, n.6, p.29-35, 1999.

Van HAANDEL, A.C. & MARAIS, G.v.R. O comportamento do sistema de lodo ativado-teoria e aplicações para projetos e operação. Epgraf, 1999, 472 p.

Van HAANDEL, A.C.; TENORIO, M.A.A.; OLIVEIRA, R. & CATUNDA, P.F.C. A cinética de digestão aeróbia de lodo ativado. Engenharia Sanitária, v.25, n.2, p.191-200, 1986.

Van LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTEN, M.S.M. Microbiological conversions in nitrogen removal. Water Science Technology, v.38, n.1, p.1-7, 1998.

VAYENAS, D.V.; PAVLOU, S. & LYBERATUS, G. Development of a dynamic model describing nitrification and denitrification in trickling filters. Water Research, v.31, n.5, p.1135-1147, 1997.

Von SPERLING, M. Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos, 2ª ed. Minas Gerais, 1996.

WENTZEL, M.C.; EKAMA, G.A.; DOLD, P.L. & MARAIS, G.v.R. Biological excess phosphorus removal- Steady state process design. Water S.A., v.16, n.1, p.29-47, 1990.

ZHAO, H.; HAO, O J. & McAVOY, T.J. Approaches to modeling nutrient dynamics: ASM2, Simplified Model and Neural Nets. Water Science Technology, v.39, n.1, p.227-234, 1999.